

75
2 y



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

ESTUDIO TÉCNICO PARA LA PRODUCCION DE 1,4:
3,6 DIANHIDRO ALFA GLUCITOL DINITRATO

T E S I S
Que para obtener el Título de
Ingeniero Químico
P r e s e n t a

ANDREA MORALES MORALES



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

- I. INTRODUCCION

- II. GENERALIDADES
 - a) Propiedades
 - b) Acción farmacológica
 - c) Mecanismos de acción
 - d) Absorción destino y excreción
 - e) Toxicología
 - f) Contraindicaciones
 - g) Posibles sustitutos
 - h) Manejo de materiales

- III. ESTUDIO DE MERCADO
 - a) Descripción del mercado
 - b) Estimación demanda futura
 - c) Pronóstico de precio de venta

- IV. SELECCIÓN ALTERNATIVA DE PRODUCCION
 - a) Alternativas del proceso
 - b) Selección de alternativas
 - c) Disponibilidad materias primas

- V. INGENIERIA BASICA
 - a) Bases de diseño
 - b) Diagrama de flujo
 - c) Cálculo y selección del equipo
 - d) Servicios auxiliares
 - e) Relación de equipo de proceso
 - f) Instrumentación
 - g) Anteproyecto de la planta

VI. MANUAL DE OPERACION

- a) Técnica de manufactura
- b) Condiciones de operación y efecto de las variables

VII. ESTUDIO ECONOMICO

- a) Estimación de la inversión
- b) Costos de producción
- c) Conclusión

VIII. CONCLUSIONES

IX. BIBLIOGRAFIA

X. ANEXOS

I INTRODUCCION

INTRODUCCION

En la fabricación de formas farmacéuticas, México tiene mucha tradición, sin embargo en la Industria Farmoquímica (síntesis química de fármacos) aún tiene grandes carencias.

Es importante iniciar esfuerzos en la síntesis de fármacos para lograr mayor integración y autonomía en el campo, basándose este esfuerzo en el Cuadro Básico del Sector Salud.

Los proyectos encaminados a la sustitución de importaciones con el consecuente ahorro de divisas que contempla el desarrollo o adaptación de tecnología basadas en materias primas y reactivos de origen nacional. Adquieren gran importancia en la situación económica que actualmente vive el país.

Es necesario que el diseño de las instalaciones de este tipo se --realicen con equipo sencillo y versátil, dado el bajo volumen real a efecto de hacer el proyecto rentable, además, es necesario que el producto se encuentre dentro de especificaciones de las farmacopeas internacionales para poder competir en mercados mundiales.

Este proyecto es la elaboración de la ingeniería básica para la --producción de "Dinitrato de dihidro glucitol".

La realización de este estudio cuyo fin primario es el cumplir el requisito formal de presentar una tesis para alcanzar el título de Ingeniero Químico, como culminación de mis estudios profesionales a nivel de Licenciatura, pretende en forma adicional alcanzar algunos otros objetivos:

Pretende ser de utilidad inmediata y actual. Parte de la base de analizar en nuestro medio un proyecto que de realizarse, cumpliría con lo que en mi opinión, justifique y dé valor social al esfuerzo que hizo nuestro país y nuestra universidad, dándonos la oportunidad de prepararnos, con la esperanza de que con posterioridad nuestra capacidad y preparación sirva para corregir las múltiples carencias de nuestro país. Por ello el estudio que presento es - un estudio actual, en base a necesidades reales existentes y deseables, que acorde con los objetivos trazados en Área farmoquímica en este momento, llegará a convertirse en realidad.

Este trabajo parte de información ya existente a nivel laboratorio en nuestro país, pero no desarrollado aún en el mismo en forma industrial, y tratando de cubrir todas las áreas necesarias - por un proyecto de preinversión, la misma extensión de este trabajo y nuestra inexperiencia, estamos conscientes de que propiciarán algunos errores, que difícilmente podríamos evitar.

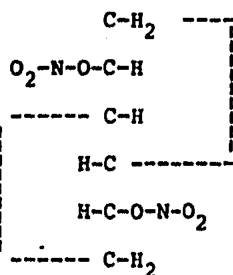
II GENERALIDADES

GENERALIDADES

El Dinitrato de Dianhidro Glucitol es un fármaco que se encuentra considerado como prioritario dentro del Cuadro Básico por el Sector Salud.

Se cuenta con la información básica para su fabricación. Se ha desarrollado su tecnología a nivel laboratorio, con una integración 100% nacional sin la necesidad de adquirirla del extranjero.

El Dinitrato de Dianhidro Glucitol se encuentra dentro del grupo farmacológico de los nitritos; siendo un éster nítrico.



Dinitrato de α glucitol; dinitrato de isosorbide; 1,4: 3,6- Dianhidro - D - Glucitol; 2,5 - dinitrato carvanil, isoket, vascardín, isobid.

Peso molecular = 236.14

a) PROPIEDADES:

Polvo blanco cristalino e inodoro, con punto de fusión de 70°C, ligeramente soluble en agua (1,089 mg/ml.), soluble en disolventes orgánicos como acetona, etanol, cloroformo, metanol.

Es explosivo; mezclando una parte de dinitrato de glucitol con tres partes de lactosa, manitol y otros excipientes inertes se minimiza el riesgo de explosión, pudiendo contener el 1% de fosfato de amonio como estabilizador.

b) ACCION FARMACOLOGICA:

La angina de pecho, es el síntoma principal de izquemia cardiaca. La estrategia para el tratamiento farmacológico de la angina, se basa en el balance de entrada y salida de oxígeno en el miocardio, disminuyendo el trabajo cardíaco y el volumen del corazón, de manera que se establece un equilibrio entre el consumo y suministro de oxígeno con lo que se alivia el dolor. Esos fenómenos se deben a la disminución del retorno venoso al corazón como consecuencia de la vasodilatación venosa que produce el fármaco; además produce un descenso de la presión arterial.

El Dinitrato de Dianhidro Glucitol, es un éster nítrico de acción prolongada, su acción es lenta cuando se utiliza la vía bucal por ingestión, por lo que no es de valor en el ataque anginoso, sino que se emplea como preventivo del mismo por vía de administración continua (8).

Es sólido poco soluble, por lo que se absorbe lentamente en el tracto gastrointestinal.

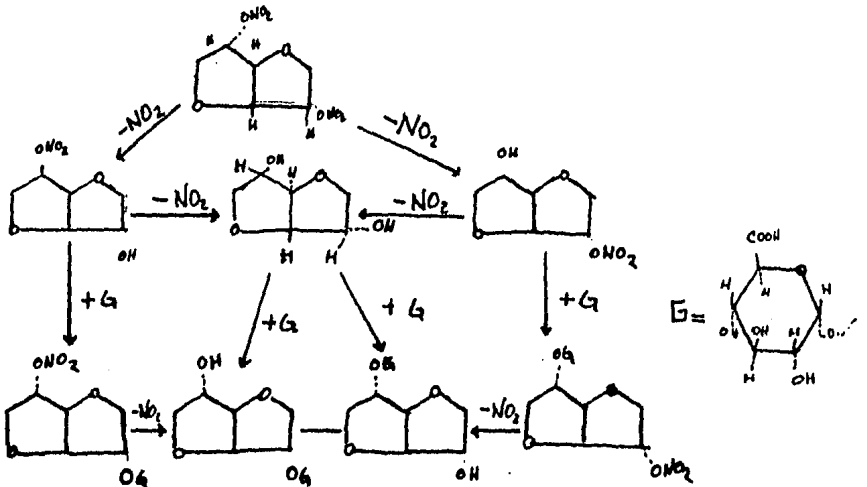
c) MECANISMO DE ACCION:

El dinitrato de α Glucitol tiene efectos cardiovasculares muy importantes:

- 1) Dilatación del flujo arterial y venoso en el músculo liso.
- 2) Dilatación del flujo arterial en el sistema coronario
- 3) Deplección en la demanda de oxígeno por reducción del trabajo --cardiado.

d) ABSORCION DESTINO Y EXCRECION:

La biotransformación del Dinitrato de α Glucitol, es el resultado de hidrólisis reductiva catalizada por la enzima hepática glutation, reductasa del nitrato orgánico. La enzima convierte el éster nítrico liposoluble en metabolitos hidrosolubles deshidratados.



PROCESO DE TRANSFORMACION DENTRO DEL ORGANISMO

Después de la administración oral, el metabolito primario en plasma, es el mononitrato de 5 - Glucitol, el cual posee de $\frac{1}{30}$ a $\frac{1}{100}$ de actividad vasodilatadora coronaria en relación al dinitrato.

Su vida media es de 2.5 hr. la administración sublingual produce concentraciones máximas en plasma durante 6 minutos, observándose una rápida desminución posterior. Esencialmente toda la droga es eliminada por orina, como glucuronido de glucitol.

e) TOXICOLOGIA:

La dosis altas del fármaco transforma la hemoglobina en metahemoglobina tornado la sangre en color achocolatado, la metahemo es un pigmento estable - hemoglobina oxidada que es incapaz de ceder oxígeno a los tejidos de manera que se produce anoxia. Para el Dinitrato de α Glucitol, las manifestaciones indeseables a altas dosis es de -- 20%.

Las reacciones adversas o síntomas:

- + Transtornos nerviosos - Cefalea o dolor de cabeza.
- + Transtornos cardiovasculares que se refieren a colapso, palidez, sudor, frío, náusea y debilidad muscular; pero esto se da más - propiamente en drogas de acción rápida.

f) CONTRAINDICACIONES:

Los nitritos, deben utilizarse con mucha precaución en casos de glaucoma anémica grave e infarto de miocardio.

G) Posibles sustitutos y productos comerciales.

Actualmente existen en el mercado dos posibles sustitutos -- del dinitrato de dianhidro glucitol que a continuación se -- mencionan, así como sus características individuales.

1) Nitroglicerina: ó trinitrato de glicerilo

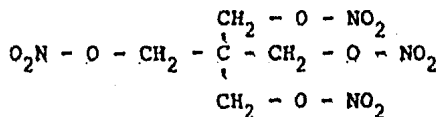
Fórmula desarrollada

Características

$\begin{array}{c} \text{CH}_2 - \text{O} - \text{NO}_2 \\ \end{array}$	- Acción de duración, corta
$\begin{array}{c} \text{CH} - \text{O} - \text{NO}_2 \\ \end{array}$	- Líquido no volátil, espeso
$\text{CH}_2 - \text{O} - \text{NO}_2$	- Oleoso
	- Incoloro
	- Sabor dulce
	- Poco soluble en H ₂ O
	- Soluble en alcohol

2) Tetranitrato de pentaeritritol o tetranitrato de 2-2 bis (Hidroximetil) - 1,3 propanodiol

Fórmula desarrollada:



Características:

- Acción prolongada
- Polvo blanco cristalino
- Muy explosivo
- Olor débil
- Poco soluble en agua
- Poco soluble en alcohol

El dinitrato de dianhidro glucitol es un vasodilatador específico para las vías coronarias y no provoca inflamación de la cara y extremidades.

Pero se ha encontrado que ambos productos son vasodilatadores no específicos, por lo que provoca una dilatación de las arterias y venas de todo el cuerpo provocando una inflamación general.

En la tabla No. 1, se relacionan los fabricantes con los nombres comerciales y presentaciones de los principios activos mencionados. (se anexa).

H) Manejo de Materiales.

Se debe almacenar a temperaturas que no excedan los 40°C y en recipientes herméticamente cerrados.

El manejo de este fármaco, debe ser muy cuidadoso, debido a su alto poder explosivo por percusión o calor excesivo. Es recomendable su manejo en pequeñas cantidades.

TABLA No. 1

PRINCIPIO ACTIVO	LABORATORIO	NOMBRE COMERCIAL	PRESENTACION TABLETA X MG
Dinitrato de Glucitol	Ayerst	Isosorbide	36 x 5 36 x 10 30 x 30
	Cryopharma	Isosorbide AP	18 x 40
Nitroglicerina	Sandoz	Nitroglicerina	24 x 10
	Medix	Temponitrín	20 x 1 20 x 2.5
Tetranitrato de Pentaeritrol	Cryopharma	Tepentol	50 x 10 25 x 20
	Medix	Pericaps	20 x 30
	La Campana	Peritrate	25 x 80
	Serral	Serratirtol	25 x 80

III ESTUDIO DE MERCADO

ESTUDIO DE MERCADO

El presente estudio de mercado se dividirá en dos partes:

a) Descripción del Mercado.

En este punto se proporcionarán las características del producto, la población consumidora, la oferta y el precio del mismo en los últimos 10 años.

b) Estimación de la Demanda Futura.

En este punto, se hará un análisis de las variables que determinan la demanda para así poder estimarla a futuro.

DESCRIPCION DEL MERCADO.

El dinitrato de dianhidro glucitol es un fármaco que se utiliza como vaso dilatador coronario principalmente en personas mayores de 45 años en adelante que habite en zonas urbanas que tienen acceso a servicios médicos directos y especializados, según la información del último censo de población y vivienda efectuada en nuestro país en -- 1980, esta distribuída en la siguiente forma como se indica en la ta bla No. 2(4).

TABLA No. 2

DISTRIBUCION DE LA POBLACION EN LA REPUBLICA MEXICANA
MAYORES DE 45 AÑOS

EDAD	% DE LA POBLACION TOTAL
45 - 49	7.5
50 - 54	6.0
55 - 59	3.7
60 → adelante	7.63
T O T A L	24.9%

En el año de 1980, la población total en la República Mexicana era de 66.8 millones de habitantes. De los cuales el 24.9% eran mayores de 45 años, siendo de estos el 70.5% residentes de la zonas urbanas. Por lo que la población potencialmente consumidora del producto en 1980 era de 11.7 millones.

2. Otro punto importante para poder determinar el tamaño de mercado para nuestro producto, el comportamiento del consumo en los últimos 10 años.

La demanda nacional de dinitrato de dianhidro glucitol se ha satisfecho hasta la fecha por medio de la importación del mismo.

TABLA # 2 VOLUMEN DE IMPORTACIONES DEL PRINCIPIO ACTIVO DINITRATO DE DIAMHIDRO GLUCITOL EN LOS ULTIMOS 10 AROS.

P A I S	CANTIDAD KG PRECIO (dlia) PRECIO UNITARIO (Dlia)	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984
		Alemania Federal	C P PU	— — —	— — —	— — —	— — —	100 5,694 56.9	65 1,508 23,2	102 2,621 25.7	— — —
B R A S I L	C P PU	— — —	— — —	— — —	— — —	53 773 14,6	— — —	55 961 —	— — —	— — —	— — —
C A N A D A	C P PU	110 26,730 243	202 43,100 213.4	60 8,333 138.9	— — —	100 24,912 249	— — —	— — —	75 18,750 250	— — —	— — —
E S T A D O S U N I D O S	C P PU	262 70,224 249	132 34,562 260	928 256,091 276	823 208,164 253	1394 346,295 248	730 181,924 249,21	665 164,566 247.47	982 231,458 235.7	350 82,285 235.1	250 62,430 249.72
I N G L A T E R R A	C P PU	— — —	— — —	110 24,994 227.2	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —
I R L A N D A	C P PU	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	500 12,972 25.94
I T A L I A	C P PU	— — —	— — —	10 873 8.73	16 407 25.5	161 4,332 27	536 12,911 24,09	253 6,115 24,17	254 6,377 24,87	390 9,457 24,25	308 7,441 24,16
S U E C I A	C P PU	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	— — —	5 134 26.8	— — —	— — —	— — —
S U I Z A	C P PU	— — —	— — —	— — —	1 226 226	178 4,855 27.3	200 4,282 21,41	— — —	201 3914 19.47	165 4,022 24.38	586 13,170 22,47

En la Tabla No. 3, se tienen los siguientes datos por país de procedencia según la Secretaría de Comercio Exterior. (5)

- (C) Importación de producto en kilogramos
- (P) Su precio en dólares para dicho volumen
- (PU) Precio unitario por kilogramo

Para el presente estudio se infiere que la suma total es el consumo nacional tenido del producto por año.

Como se puede observar en la Tabla No. 3, existen diversos proveedores, siendo los más constantes los Estados Unidos e Italia.

Se pueden apreciar grandes fluctuaciones en el costo unitario, esto se debe a que en algunos casos se considera el kilogramo de dinitrato de glucitol mezclado con 3 kilogramos de estabilizador. Siendo en realidad 4 kilogramos y en otros casos el kilogramo de principio activo mezclado es de 0.25 kg de DDG y 0.75 kg de estabilizador.

La demanda total del producto en los últimos 10 años y sus precios unitarios (por kilogramo de principio activo), se pueden observar en la tabla No. 4.

TABLA No. 4

AÑO	VOLUMEN TOTAL	PRECIO UNITARIO PROMEDIO
1975	392	247.33
1976	335	231.82
1977	1,108	255.22
1978	840	248.56
1979	1,886	218.39
1980	1,531	167.68
1981	1,080	188.78
1982	1,512	192.70
1983	995	142.67
1984	1,832	118.32

Se puede concluir de los datos anteriores que los volúmenes de consumo en los últimos 10 años han sido muy fluctuantes. Este comportamiento se atribuye principalmente a la situación económica que ha vivido el país, dado que hasta la fecha se ha estado consumiendo principio activo de importación, por tanto su consumo se ve afectado por la política cambiaria y la falta de divisas.

b) Estimación de la demanda futura.

Para determinar la probable demanda futura, se partió de las variables base para el análisis fueron:

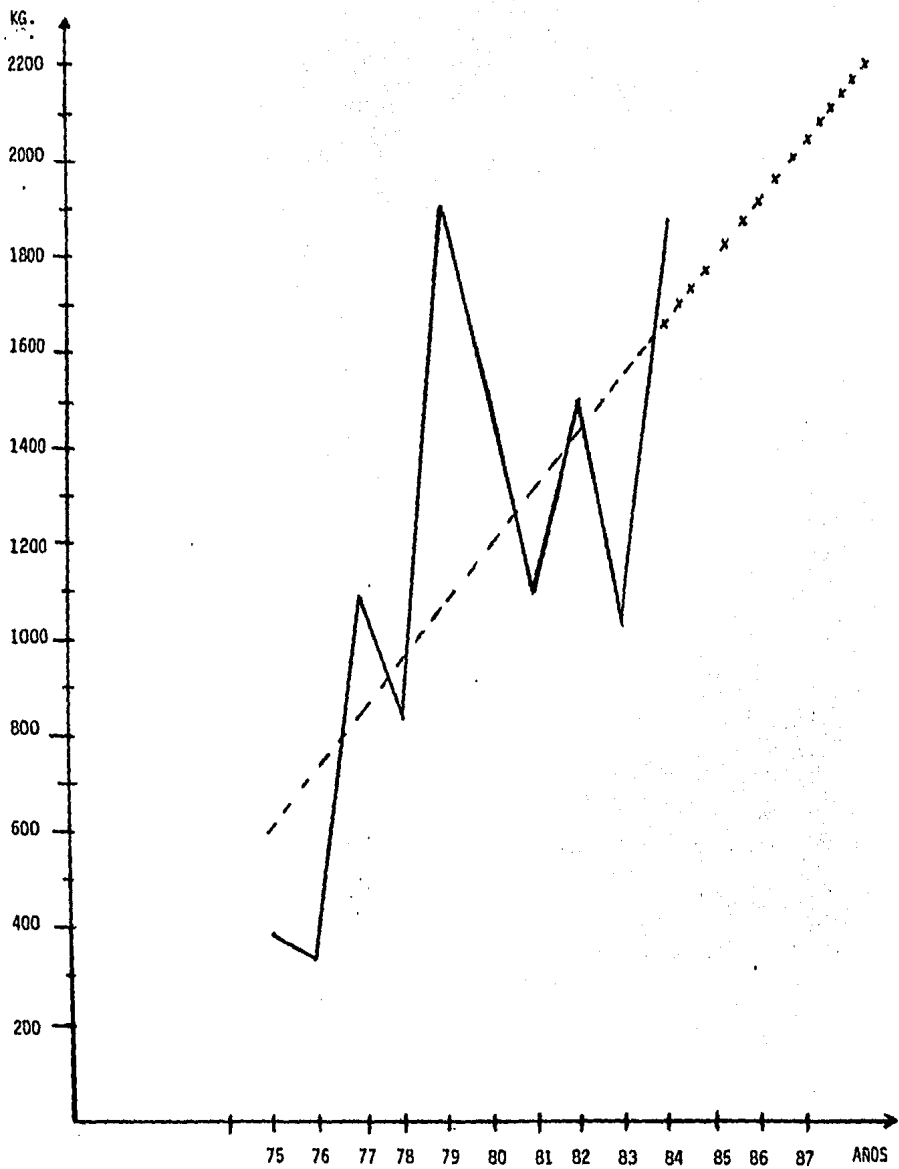
- 1) Población potencial consumidora así como su incremento
- 2) Consumo del producto como función de la situación económica del país, sin el inconveniente de la importación.
- 3) Posibles sustitutos a los que puede recurrir el consumidor ante la escases y exceso del costo del producto.

b1) Como se mencionó anteriormente que la población potencialmente consumidora en 1980 era de 11.7 millones, se estimó que la población total crecería en un promedio de 3% anual y que la población urbana se incrementaría en un 0.5% anual adicional.

b2) En la gráfica 1, se observa como el consumo de dinitrato de --
dinahidro glucitol en los últimos años, a pesar de haber sido
muy fluctuante, tiene una clara tendencia ascendente hasta 1979
disminuyendo el consumo fuertemente en los años de 80 a 83 para
tomar una nueva pendiente ascendente a partir de 1984.

Este comportamiento ya ha sido explicado coincidiendo las bajas
en el consumo como en consecuencia de la pérdida del poder ad-
quisitivo de la moneda, así como a la política cambiaria, y no
afectará al consumo del producto cuando este sea de fabricación
nacional.

b3) El mercado de los vasodilatadores es un mercado cautivo y en -
los momentos en los que por cuestiones económicas no se puede
importar el principio activo dinitrato de dianhidro glucitol
existen 2 posibles sustitutos, que no son de importación, los
cuales son accesibles pero presentan las características espe-
cíficas como vasodialtadores generales provocando inflamación



GRAFICA # 1 PROYECCION DE LA DEMANDA FUTURA DE DINITRATO DE DIANHIDRO GLUCITOL

de cara y extremidades del cuerpo, por lo que se supone el producto podrá absorber de este mercado con una reducción del precio de venta.

Para la estimación de la demanda futura, se efectuó una regresión en función de:

- a) El incremento de la población potencialmente consumidora
- b) Producción propia que abarate los precios de venta.
- c) Consumo aparente de los últimos 10 años.

Las regresiones que se efectuaron fueron:

- 1) Regresión lineal
- 2) Regresión logarítmica
- 3) Regresión exponencial
- 4) Regresión potencial

Los coeficientes de correlación para cada una de las regresiones mencionadas anteriormente son:

- | | | | |
|----|-------------|---|------|
| 1) | lineal | - | 0.62 |
| 2) | logarítmica | - | 0.46 |
| 3) | exponencial | - | 0.52 |
| 4) | potencial | - | 0.53 |

Por lo que se tomó la regresión lineal cuya ecuación es:

$$Y = 121 x - 8468.4$$

TABLA No. 5

PROYECCION DE LA DEMANDA FUTURA

AÑO	POBLACION POTENCIAL	DEMANDA KG
1986	14'683,047	1942
1987	15'148,598	2062
1988	15'708.482	2182
1989	16'288.326	2303
1990	16'888.822	2423

Para darnos un consumo per capita potencial de aproximadamente --
135 mg/año.

PRONOSTICOS DE PRECIO DE VENTA

Basándonos en la información anterior se determinó que el precio de venta aproximado para 1986 es de 20,000 pesos /kg de principio activo, cantidad equivalente para finales del año de 1985 a 55 dólares. (es sea 5,000.00 pesos por principio activo mezclado).

Este precio será para 1 kg de principio activo puro, lo que es equivalente a 4 kg de principio activo mezclado con estabilizador.

**IV SELECCION DE ALTERNATIVA
DE PRODUCCION**

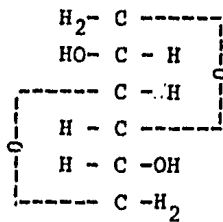
ALTERNATIVAS DE PRODUCCION

Para la selección de la alternativa de producción, se efectuó una investigación bibliográfica en los bancos de datos de Chemical -- Abstracts (1967-1983) y en Claims/US (1950-1983) (patente) y en forma manual de 1920 a 1958 en Chemical Abstracts.

Conforme a los datos encontrados en la literatura, se dividió el proceso en dos pasos independientes.

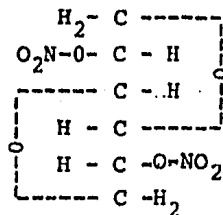
1) La obtención del dianhidro glucitol

Fig. NO. 1



2) Dianhidro glucitol \longrightarrow dinitrato de dianhidro glucitol

Fig. No. 2

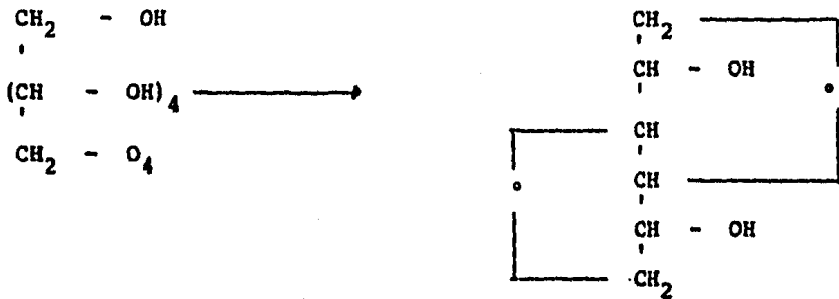


A continuación se enlistan las diferentes rutas encontradas para cada uno de los pasos:

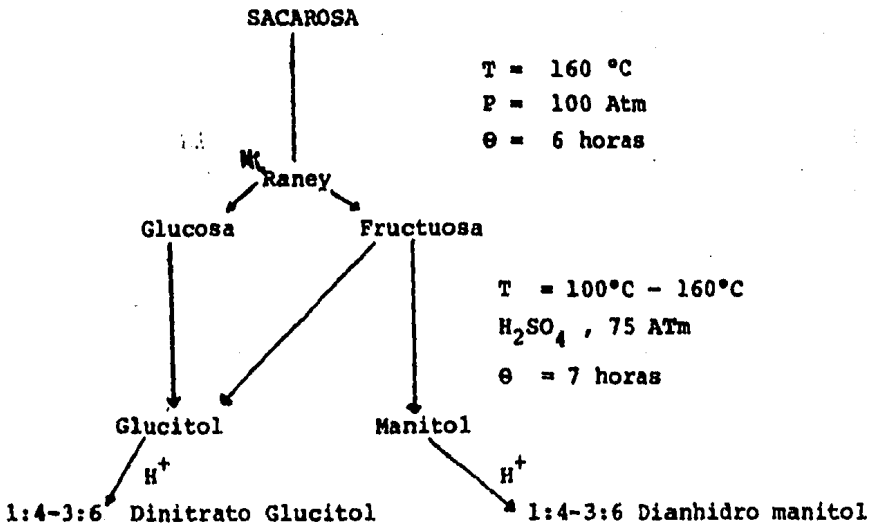
Paso 1

Se tienen 2 procesos alternos para la producción:

A) El primer proceso es a partir de glucitol sólido (anhidro);



B) El segundo proceso alternativo a partir de sacarosa (1)



Este proceso presenta grandes problemas en la separación del producto y subproductos inculcrando varios pasos de reacción adicionales debido a la falta de control en la reacción de hidrólisis.

Se seleccionó para el paso 1 el proceso alterno (a), debido a que es más práctico, ya que evita 2 pasos dentro de la síntesis

PASO 1.1 Eliminación del agua de Solución

Procesos alternos:

- a) Cristalización de hexitales. Producción de poliol anhidro a partir de una cristalización de su solución saturada, haciéndola pasar por una columna de cristales de poliol requerido

(CA 50 1,344 f) (Brit.Pat. 729, 315; Mayo 4, 1955)

- b) Separación de los compuestos orgánicos anhidros a partir de soluciones acuosas. La separación consiste en la eliminación del agua de soluciones, por la formación de un azeótropo con un disolvente orgánico adecuado.

(CA. 45 (1951) 4, 412 h) (Brit. Pat. 645253 Oct.25 1950)

PASO 1.2 Eliminación de 2 moléculas de agua, para la formación de éter interno.

Procesos alternos:

- a) Glucitol + H_2SO_4 (Conc) $\xrightarrow[30 \text{ min.}]{135-145^\circ C \text{ Calor}}$ α Glucitol

J. Am. Chem. Society 68 919 - 21 (1946)

- b) Glucitol + HCl (Conc) $\xrightarrow[24 \text{ h.}]{120^\circ C \text{ Calor}}$ α Glucitol

C.A. 49 6840 e (1955)

c) Glucitol + Acido + Disolvente $\frac{130 - 140^{\circ}\text{C}}$ α 'Glucitol

- | | |
|-----------------------------|-------------|
| 1) H_2SO_4 | i) Xileno |
| 2) Ac para toluen sulfónico | ii) Tolueno |
| 3) H_3PO_4 | |

J. Chem. Soc. 433- 6 (1947)

C.A. 41 (1947) 5452 g.f.

PASO 2 Reacción de dinitración del α 'Glucitol

Procesos alternos

a) α ' Glucitol + HNO_3 + H_2SO_4 (Conc) $\frac{\text{Agitación}}{\text{T} - 10^{\circ}\text{C}}$ Dinitrato de α ' Glucitol

- Neutralizar el producto con NaHCO_3

C.A. 38. 3841 6.7 1944

b) α ' Glucitol + HNO_3 fumante $\frac{40^{\circ}\text{C}}$ Dinitrato de α ' Glucitol

- Precipitar el hielo

- Lavar con H_2O

C.A. 50 14230 g (1956)

Sweden Pat. 154,069 Abril 10, 1956.

Para ambos casos se requiere recristalizar en etanol

SELECCION DEL PROCESO DE FABRICACION

Basandose en la bibliografía antes citada, se selecciono el proceso de fabricación, adaptando las tecnologías mediante un trabajo de laboratorio. Debido a que son adaptaciones de tecnologías en laboratorios de la Universidad, no se pagaran regalías por Patentes. A continuación se presenta los resultados de esta experimentación.

PASO 1.1

ALTERNATIVA	VENTAJA	DESVENTAJA
(a)	<ul style="list-style-type: none">- Rendimiento ALTO- Pureza ALTA- Estabilidad del producto al almacenaje	<ul style="list-style-type: none">> Proceso Complicado- Muchas operaciones unitarias- Dificultades en el crecimiento de los cristales
(b)	<ul style="list-style-type: none">- Ahorro de energía- Proceso Simple- Efectividad en la operación- Uso de disolvente tolueno 98% recuperable.	<ul style="list-style-type: none">- Requiere de un control preciso, debido a la posibilidad de caramelización o polimerización por falta de disolvente.

PASO 1.2

ALTERNATIVA	VENTAJA	DESVENTAJA	
(a)	<ul style="list-style-type: none"> - Condiciones accesibles - Tiempo de reacción corto - No requiere disolventes 	<ul style="list-style-type: none"> - Bajo rendimiento (37%) - Formación de sub-productos - Presenta carbonización del producto. - Difícil separación de sub-productos. 	
(b)	<ul style="list-style-type: none"> - Condiciones accesibles - No requiere disolvente 	<ul style="list-style-type: none"> - Formación de productos clorados - Mezcla de Mono-Dianhidro Glucitol - Polimerización - Tiempo de Reacción largo - Rendimiento 50% 	
H ₂ SO ₄	XILENO	Provoca polimerización	
	TOLUENO	<ul style="list-style-type: none"> - Buen rendimiento 62% - Condiciones similares al paso anterior - Recuperación de disolvente 	<ul style="list-style-type: none"> - Agitación eficiente para evitar caramelización en las paredes
APTS	XILENO	<ul style="list-style-type: none"> - Se obtiene sólo - - - Mono anhidro y materia prima 	
	TOLUENO		
H ₃ PO ₄	XILENO	<ul style="list-style-type: none"> - No hay reacción de deshidratación - Obtención de fosfatos. 	
	TOLUENO		

Todas las alternativas del paso 1.2, requieren de una purificación que consiste:

- 1) Neutralizar
- 2) Destilar a alto Vacío

Debido que la presencia de glucitol sin reaccionar para el paso 2, en un medio nitrante, reacciona para formar el hexanitrateo de glucitol que es extremadamente explosivo.

PASO 2

ALTERNATIVA	VENTAJA	DESVENTAJA
(a)	<ul style="list-style-type: none"> - Reacción Rápida - No requiere control de temperatura 	<ul style="list-style-type: none"> - Bajo rendimiento (24%) - Dificultad de separación de subproductos.
(b)	<ul style="list-style-type: none"> - Rendimiento 75% - Gran pureza - Eliminación de subproductos por los lavados - recristalización 	<ul style="list-style-type: none"> - Requiere un control preciso de la temperatura

La purificación del producto final, se hará por una cristalización en etanol.

Conclusión:

El proceso de fabricación a desarrollar y optimizar para cada uno de los pasos, basado en factibilidad técnica (rendimientos, condiciones de operación, número de pasos de reacción) fué :

PASO 1.1 Alternativa (b)

Separación de agua con solución por destilación de un azeótropo agua-tolueno, eligiéndose esta alternativa debido a la efectividad y simplicidad del proceso, así como la utilización del mismo equipo y a las condiciones similares del paso siguiente:

PASO 1.2 Alternativa (c)

deshidratación del glucitol, utilizando ácido sulfúrico como catalizador y tolueno como disolvente; para efectuar una destilación azeotrópica de tolueno-agua.

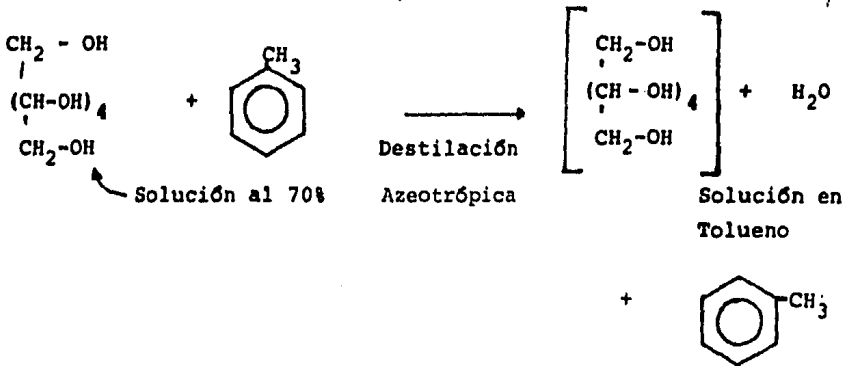
Esta alternativa es la que presenta mejores resultados en el laboratorio, en rendimiento, pureza y facilidad de controlar la reacción. Presenta las desventajas de la necesidad de una agitación poderosa y eficiente para evitar la caramelización del producto en las paredes del reactor y de un tiempo de reacción largo (10 h.).

PASO 2.- Alternativa (b);

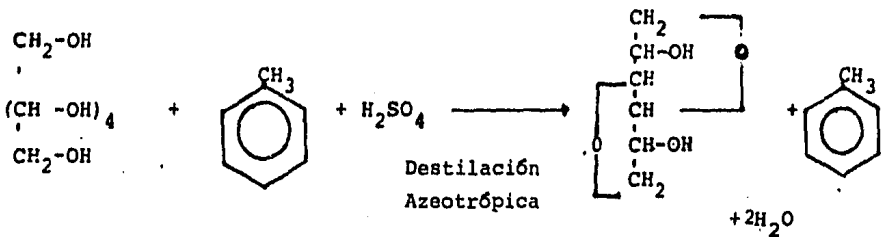
Nitración con ácido nítrico fumante (obtenido a partir de Ac. nítrico rojo fumante; tratado con una corriente de CO_2 anhidro) a una temperatura de 40°C , teniendo un control de temperatura para evitar la -- reacción reversible.

REACCIONES DINITRATO α-GLUCITOL

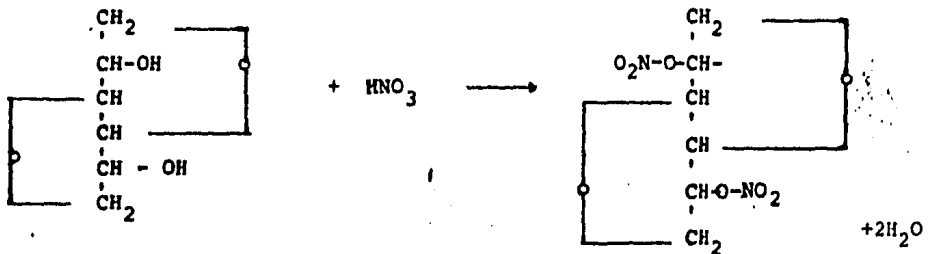
PASO 1



PASO 2



PASO 3



"DINITRATO DE DIANHIDRIDO GLUCITOL"

PROCESO SELECCIONADO:

(Proceso en Planta Piloto).

a) PREPARACIÓN DIANHIDRO SORBITOL:

Se colocan 1.0 Kg. de una solución de Glucitol al 70% y se le adicionan 3.0 lts. de tolueno seco* calentándose a reflujo con agitación vigorosa para eliminar mediante una trampa de Dean-Stark** 285 ml. de agua (teórico 300 ml.) en un tiempo de 10 - hrs.

Se deja enfriar la mezcla de reacción (dos fases) a temperatura ambiente, adicionándole 5.4 ml. de H_2SO_4 (98%), calentándose -- con agitación vigorosa para mantener en suspensión la mezcla, - manteniendo un reflujo moderado*** durante 28 hrs., tiempo en el cual se separan 125 ml. de H_2O (cantidad teórica 142 ml) en la trampa Dean-Stark. Se deja enfriar la mezcla de reacción has ta temperatura ambiente, quedando dos fases (tolueno parte supe rior), decantando el tolueno.

La capa inferior, \approx glucitol crudo, se le adicionan con - agitación vigorosa, 100 ml. de metanol (grado técnico) hasta lo gr ar la disolución completa del glucitol. A la solución resultante se le agregan 40 g. de bicarbonato de sodio (cantidad con la que se neutraliza a pH = 7). Se filtra y el sólido se lava con - metanol. Los filtrados se concentran destilando el metanol en un rotavapor a 25°C a vacío de \pm 100 mm (Hg). El residuo se destila a alto vacío (\pm 1 mm Hg), obteniéndose las siguientes fracciones (Producto crudo 589.7 g.)

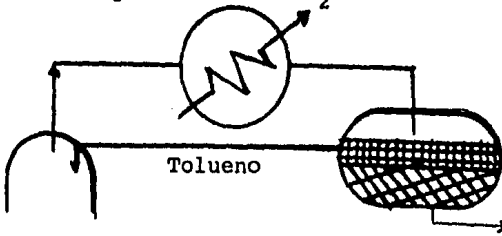
Fracción 1 (Peb 140-154°C)	30 g.
Fracción 2 (Peb. 154-168)	321 g****
Resíduo (No destila)	207 g

Se determinó la pureza en cromatografía de gases de la fracción 2 con una pureza del 97.5%, con punto de fusión 40-46° y con un rendimiento de producto purificado de 60%.

NOTAS:

* El tolueno se puede utilizar húmedo siempre y cuando se sepa su contenido de humedad, para poder sumar esta cantidad a la de la solución.

** La trampa Dean-Stark, para un proceso a mayor escala se sustituye por un condensador total y una cuba de decantación para recircular el tolueno solamente y eliminar el H₂O



*** Datos sobre el Azeótropo tolueno - H₂O

- Temperatura de ebullición del tolueno a 1 atm.=110.8°C

Azeótropo (80.4% Tolueno+ 19.6% H₂O) Teb = 84.1°C

P=1 ATM

- Temperatura de ebullición tolueno p=586 Hg + 100°C

Azeótropo P=586 mm Hg

44.4 tolueno+ 55.6 H₂O) Teb=84.1

P=760

**** El producto purificado cristaliza al enfriar la solución. (En algunos casos es necesario inducir la cristalización)

El producto es higroscópico, por lo que no es conveniente exponerlo a la humedad ambiente

DATOS DE OTRAS CORRIDAS, SIGUIENDO LA METODOLOGIA:

Cantidad de solución al 70% de sorbitol	714 g	84 g	143 g
- Tolueno	2,200 ml	700 ml.	650 ml.
- Tiempo de eliminación	13 hr	4 hr	4 hr
- Cant. de H ₂ O de eliminación	200 ml	25 ml	42 ml
- Cant. de H ₂ SO ₄	3.8 ml	0.32 ml	0.64 ml
- Cant. de H ₂ O de reacción	97.5 ml/100	9.5 ml	19.5
- Tiempo de Reacción	25 hr	13 hr	14 hr
- Cant. de Metanol	1000 ml		500 ml
- Cant. de NaHCO ₃	20 gr		
- Producto crudo	350 gr	44.16 g	74.7

DESTILACION A VACIO:

- Fracción 1 (119-154°C)	6 g		
- Fracción 2 (154-168)	254 g	24.8 g	45 g
- Residuo	60 g		
- Pureza por cromatografía de gases	97.8%	99%	98%
- Rendimiento de prod. purificado	62%	62%	56%

NOTA: No se debe eliminar el 100% del agua de reacción; debido a que se empieza a polimerizar el producto.

b) PREPARACION DEL DINITRATO DE GLUCITOL

En un matríz esférico de 3 bocas de 3,000 ml., se colocan 250 g. de glucitol sólido, se adicionan 730 ml. de ácido nitr ico fumante a 20-30°C lentamente (gota a gota manteniendo la temperatura interna de la mezcla de reacción entre 35 y 40°C) manteniendo una agitación vigorosa (tiempo de adición 2 hr). Se mantiene la agitación durante 3 hr después de terminada la adición del HNO₃, se vierte sobre una cuba de hielo-H₂O (800 g) continuando la agitación, precipitando de inmediato un sólido blanco, el cual se filtra y se lava con agua hasta un pH = 7. Se seca a medio ambiente, y se cristaliza de 1000 ml. de etanol (96%), obteniéndose 306.3 g. de dinitrato de isosorbide (pf 67-69°C) con una pureza de 97.2%, para un rendimiento de 74%.

DATOS DE OTRAS CORRIDAS, SIGUIENDO LA MISMA METODOLOGIA:

- Cant. de Glucitol sólido	20 g	20 g.
- Cant. de HNO ₃ (frío)	80 ml.	80 ml.
- Tiempo de Adición	30 m�n.	30 mín.
- Tiempo de Agitación terminada la adición	15 m�n.	2 hr.
- Cant. Hielo-H ₂ O	80 g	80 g
- Peso sólido (crudo)	26.4 g	26.6 g
- Pureza por C. 9	96.7%	86%

PRODUCTO PURIFICADO:

después recristalización	24 g	24.5
Pureza prod. recristalizado	97%	99%
Rendimiento	72%	75%

DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

Los requerimientos de materia prima pueden ser satisfechos en un 100% con insumos de orgien nacional.

En la tabla No. 6 se relacionan los proveedores de cada una de las — materias primas, presentación en la que venden y costo unitario.

TABLA NO. 6

MATERIA PRIMA	PROVEEDOR (LOCALIZACION)	PRESENTACION	COSTO PC ² UNIDAD
SOLUCION DE GLUCITOL	POLIBASICOS (GUADALAJARA) ALQUIMIA (D.F.)	260 Kg	209. + 8 ^a = 217
		260 "	325.00
TOLUENO	SOLVEMEX (D.F.)	200 Lt	68.80
	CELCO (D.F.)	200 Lt	76.00
	ALQUIMIA (D.F.)	200 Lt	120.00
ACIDO SULFURICO 98%	PRODUC.QUIMICOS (D.F.) MEXICO	90 Kg	22.25
		90 Kg	29.00
		85 "	36.00
METANOL	EGON MAYER (.D.F.)	200 Lt	43.50
NaHCO3	PROVEE QUIM.	50 Kg	91.00
ACIDO NITRICO (FUMANTE)	ALQUIMIA	100 "	180.00
ALCOHOL ETILICO	ALCOHOLES DESNATURALIZADOS	200 Lt	115.00
		200 Lt	128.00
LACTOSA	MEXICANA DE ALCALOIDES	50 Kg	330.00

El hielo se cotizó como hielo industrial a un costo de 5.0 Kg., pero como no cumple los requerimientos del control de calidad por tal motivo, se optó por adquirir una máquina elaboradora de hielo.

* Flete.

V INGENIERIA BASICA

INGENIERIA BASICA

Ingeniería Básica consta de 7 partes.

- A).- Bases de Diseño
- B).- Diagrama de Flujo
- C).- Cálculo y Selección de Equipo
 - 1).- Reactor
 - 2).- Evaporador de Efecto Simple a Vacío
 - 3).- Tanque Agitado
 - 4).- Condensador
 - 5).- Tanques de Separación y Almacenamiento
 - 6).- Selección de Sistema de Filtrado
 - 7).- Especificación del Cristalizador
 - 8).- Selección del Intercambiador
 - 9).- Especificación de Bombas
 - 10).- Especificación del Sistema de Vacío
 - 11).- Especificación de Caldera de Aceite Térmico
 - 12).- Especificación de la Tolva de Mezclado
 - 13).- Especificación de la Máquina de Hielo
- D).- Servicios Auxiliares
- E).- Relación de Equipo de Proceso
- F).- Instrumentación
- G).- Ante proyecto de la Planta

A) BASES DE DISEÑO

1.- OBJETIVOS: Obtención del Dinitrato de Dianhidro Alfa Glucitol

2.- LOCALIZACION: Parque Industrial Tepeji
Estado de México.

FECHA : Julio de 1985.

3.- FUNCION DE LA PLANTA: Producción del Dinitrato de Alfa Glucitol para satisfacer el Consumo Nacional con Perspectivas para su exportación.

4.- TIPO DE PROCESO: Síntesis Intermitente, consta de 3 pasos se
cuenciales de Reacción y Purificación.

5.- CAPACIDAD DE DISEÑO 15 Kg/Lote
CAPACIDAD NORMAL DE OPERACION = 12.5 Kg/lote
CAPACIDAD MINIMA = 10 Kg/Lote
CAPACIDAD MAXIMA ANUAL = 4,500 Kg/Año

6.- TIEMPO DE OPERACION = 300 Días/Año

7.- FACTOR DE SERVICIO = 82%

8.- EQUIPO PRINCIPAL

_ Reactor

- Evaporador a Vacío
- Tanque de Agitación
- Filtro Millipore
- Tanques

- a).- Condensados 1
- b).- Condensados 2
- c).- Condensados 3
- e).- Almacenamiento 1
- f).- Almacenamiento 2
- g).- Almacenamiento 3

- Condensador
- Bombas
 - a).- Recirculación
 - b).- Dosificación
 - c).- Vacío
- Calderín de Aceite Térmico
- Intercambiador de Calor
- Cristalizador
- Máquina de Cubo de Hielo

9.-

SERVICIOS AUXILIARES

- Energía Eléctrica
- Agua
- Diesel o Gas LP.
- Aceite Downterm
- Vacío

10).- Flexibilidad: El equipo se diseñó para una capacidad de 15 Kg por Lote para una demanda anual 4,500 Kg, y 3 Turnos de trabajo, además como existe la posibilidad de obtener la demanda en un corto período, se puede utilizar el Equipo para la Síntesis de otro Fármaco(haciendo las modificaciones pertinentes).

11).- Fallas en Servicios Auxiliares: La presencia de fallas, en Servicios Auxiliares se corregirá en diversas formas, detallados en la Tabla No, 7.

FALLA PARTE DE PROCESO	ENERGIA ELECTRICA	SENAL DE INSTRUMENTOS	AGUA	DISEL	VACTO	OBSERVACIONES
REACTOR	NO	SI *	NO	NO	SI	* PODRA OPERAR, SI SE TIENE UNA SUPERVISION CONSTANTE.
TANQUE AGITADO	NO	SI **	SI/NO	SI	SI	** CON SUPERVISION *** SI SE PODRA OPERAR PARA EL - PRIMER PASO Y NO SE OPERARA - PARA EL SEGUNDO.
CONSENSADOR	SI	NO	NO	SI	SI	
FILTRO	SI	SI	SI	SI	NO	
EVAPORADOR	NO	NO	SI	NO	NO	
TANQUE DE CONDENSADOR	SI	NO	SI	SI	NO	
CIRCUITO CALDERIN	NO	SI ****	SI	NO	SI	**** CON SUPERVISION COMITANTE.

12.- Especificación de Insumos para el Proceso

Glucitol al 70%	- Tambor - 260 Kg
Ac. Sulfúrico al 98%	- Tambor - 90 Kg
Tolueno Seco	- Tambor - 200 l
Metanol	- Tambor - 200 l
Bicarbonato de Sodio - Saco	- 50 Kg
Ac. NítricoFumante al 97%	- Tambor - 100 Kg
Lactosa al 80%	- Tambor - 100 Kg.

13.- Especificaciones de Productos

Dinitrato de Dianhidro Glucitol Mezclado con Lactosa

D D Glucitol - 25%

Lactosa - 75%

En la Tabla No. 8 se enlistan las Propiedades de reactivos y productos en las diferentes fases del Proceso.

En la Tabla No. 9 se presenta el Balance de Materia para el Proceso.

SUSTANCIA	TABLA NO. 3 DENSIDAD Kg/l	PROPIEDADES DE VISCOSIDAD Cp	LOS REACTIVOS CALOR ESPECIFICO Kcal/Kg°C	PRODUCTOS CONDUCTIVIDAD TERMICA Kcal/hr m ²	CALOR LATENTE VAPORIZACION Kcal/Kg
GLUCITOL AL 100%	1,468	185	0,55	0,2447-20°C	
DIANHIDRO GLUCITOL	1,38	110	0,5	0,23-20°C	191 Kcal/Kg
TOLUENO	0,866	0,35	0,43	0,13-20°C 0,125-75°C	97 80% 88 100%
DINITRATO de D. GLUCITOL	1,52	128	0,35	0,31-20°C	
METANOL	0,79 - 20°C 0,78 - 25°C	0,5 - 30°C	0,59 - 20°C 0,60 - 25°C	0,18 - 20°C	277 - 30°C 252 - 80°C
Acido Sulfúrico	1,84	4,0 - 80°C	0,35	0,31 - 20°C	
ACIDO NITRICO	1,53	1,2	0,4	0,3	39,48
AGUA	1,0	0,35 - 80°C	1,0	0,53 - 20°C 0,56 - 60°C 0,59 - 80°C	527 - 80% 538 - 100 %
ACEITE TERMICO	0,85 - 60°C 0,83 - 100°C 0,78 - 180°C	3,7 - 60°C 3,0 - 100°C 2,4 - 250°C 2,0 - 180°C	0,68 - 60°C 0,75 - 100°C 0,84 - 180°C	1,15 - 60°C 1,1 - 100°C 1,05 - 180°C	

BALANCE DE MATERIA DEL PROCESO

TABLA # 9

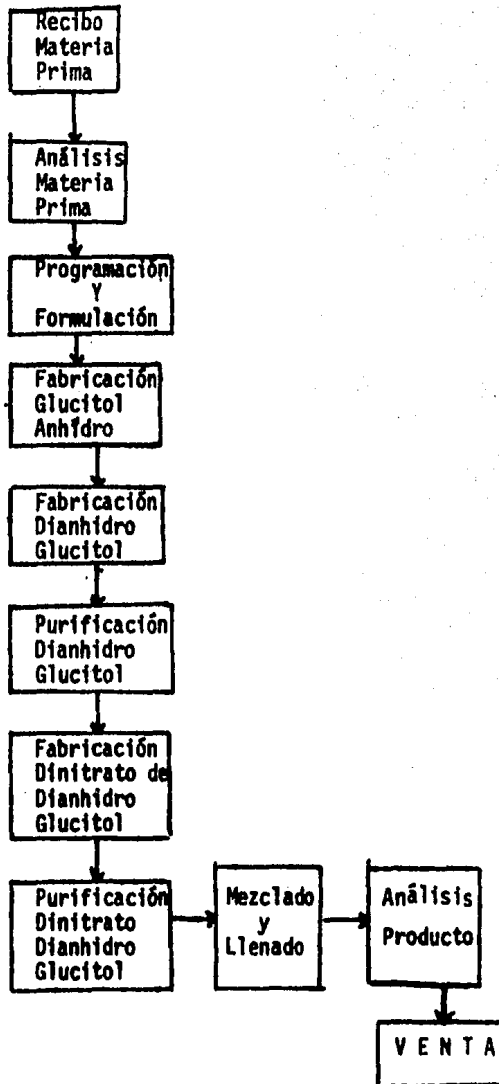
CORRIENTE DE PROCESO	COMPOSICION KG.	CONDICIONES	APLICACIONES
1	50 Glucitol 70% 30 Tolueno Kg.	T = 20°C Líquido	Alimentación Reactor
2	7.5 H ₂ O 5.95 Tolueno Kg/hr.	T = 76°C Vapor	Reflujo - Vapor
3	7.5 H ₂ O 5.95 Tolueno Kg/hr.	T = 76°C Líquido	Condensados I
4	4 Tolueno Kg/hr.	T = 74°C Líquido	Recirculación
1'	1.8 H ₂ SO ₄ Kg	T = 20°C Líquido	Alimentación Reactor
2'	0.7 H ₂ O 0.56 Tolueno Kg/hr.	T = 76°C Vapor	Reflujo - Vapor
3'	0.7 H ₂ O 0.56 Tolueno Kg/hr.	T = 76°C Líquido	Condensados II
4'	0.5 Tolueno Kg/hr.	T = 74°C Líquido	Recirculación.
5	30 Glucitol c/impurezas Kg	T = 40°C Líquido	Decantación fase del Producto
5'	25 Tolueno Kg	T = 40°C Líquido	Decantación 2ª fase Tolueno
6	25.2 Metanol 1.5 NaHCO ₃ Kg	T = 20°C Líquido Sólido	Neutralizante
7	30 Glucitol 2.5.2 Metanol Kg 1.5 NaHCO ₃ -Na ₂ SO ₄	T = 30°C Líquido	Neutralizada-Alimenta- ción Filtro.
8	28 Glucitol 25 Metanol Kg	T = 28°C Líquido	Filtrado 1-Evaporador
9a	25 Metanol Kg	T = 25°C P = 100 mmHg Vapor	Destilado I
9b	2 Cabeza Kg	T = 140 - 150°C P = 10 mm Hg. Vapor	Destilado II
9c	20 Glucitol Kg	T = 154 - 168°C P = 10 mm Hg. Vapor	Destilado III
10a	25 Metanol Kg	P = 100 mm Hg T = 25°C Líquido	Condensado III a
10b	2 Cabeza Kg.	T = 140 - 150°C P = 10 mm Hg Líquido	Condensado III b
10c	20 Producto Kg	T = 154 - 168°C P = 10 mm Hg Vapor	Condensado IIIc

Continuacion Tabla #9

CORRIENTE DE PROCESO	COMPOSICION KG	CONDICIONES	APLICACIONES
11	6 Polimerizados Kg	T = 168°C Líquido P = 10 mm Hg.	Residuo
12a	25 Metanol Kg	T = 23°C Líquido P = 100 mm Hg.	Almacenamiento.
12b	2 Cabeza Kg	T = 145°C Líquido P = 10 mm Hg	Desecho
13	20 Glucitol Kg	T = 154 - 160°C Líquido	Producto crudo Alimentación al Reacto
14	25 Dinitro Glucitol con Subproductos Kg	T = 20°C Solución	Vertedora tanque mezclador
15	48 Hielo-Agua-H+ Kg	T = 8°C Solución	Decantación de Subproductos.
16	20 Agua de Lavado Kg	T = 20°C Líquido	Lavado de Producto sobre Tanque Agotado
17	20 Hielo - H ₂ O- Impuresas Kg	T = 6°C Líquido	Aguas de Lavado
18	20 Etanol Kg	T = 60°C Líquido	Alimentación al Tanque Agitado para disolu- ción de Producto.
19	5 Sólidos Neutrali- zación Kg	T = 30°C Sólido	Sólidos Neutralización
20	40 Hielo - Agua Kg	T = 5°C Suspensión	Alimentación Hielo H ₂ O-Mezclador
21	17 Dinitrato Alfa Glucitol Kg 20 Etanol Kg	T = 50°C Solución	Disolución al Filtro y Criztalizador
22	15 Dinitrato Alfa Glucitol Final Kg	T = 8°C Sólido	Producto Final del Cristalizado a Tolva Mezcladora
23	45 Lactosa Kg	T = 10°C Sólido	Tolva Mezcladora
24	60 Mezcla Dinitrato de Dianhi- dro. Kg Glucitol y Lactosa	T = 10°C Sólido	Envasado

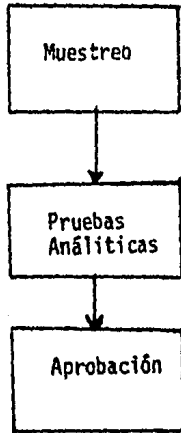
b)

DIAGRAMA DE FLUJO *

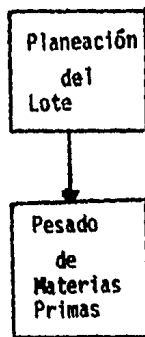


* Ver Anexo

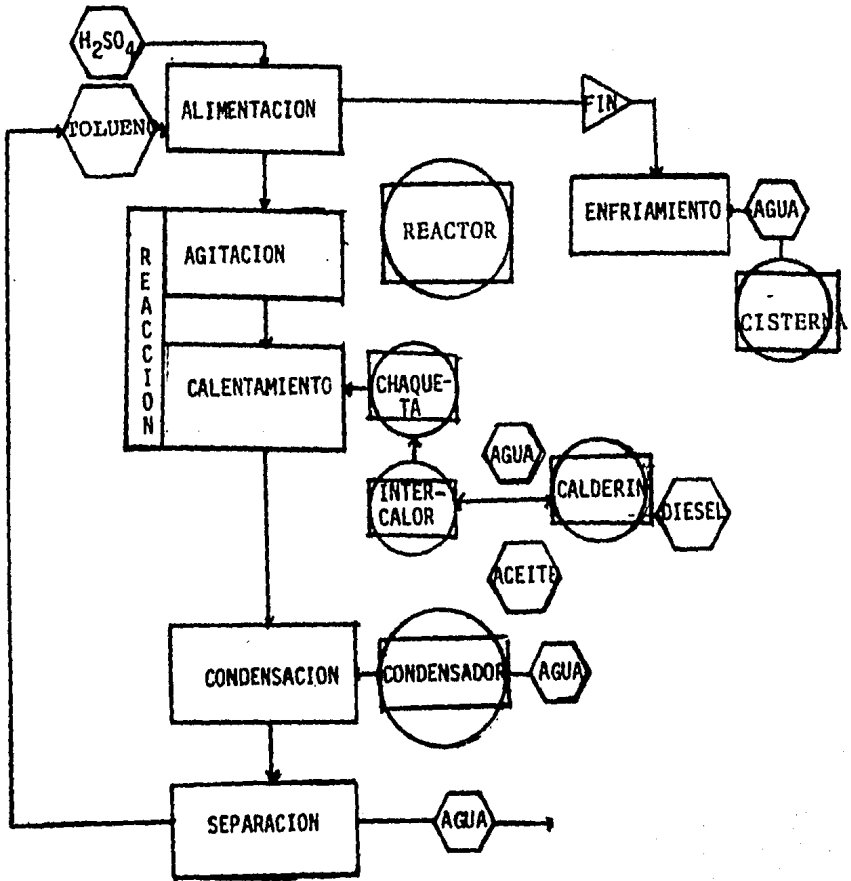
ANALISIS MATERIA PRIMA



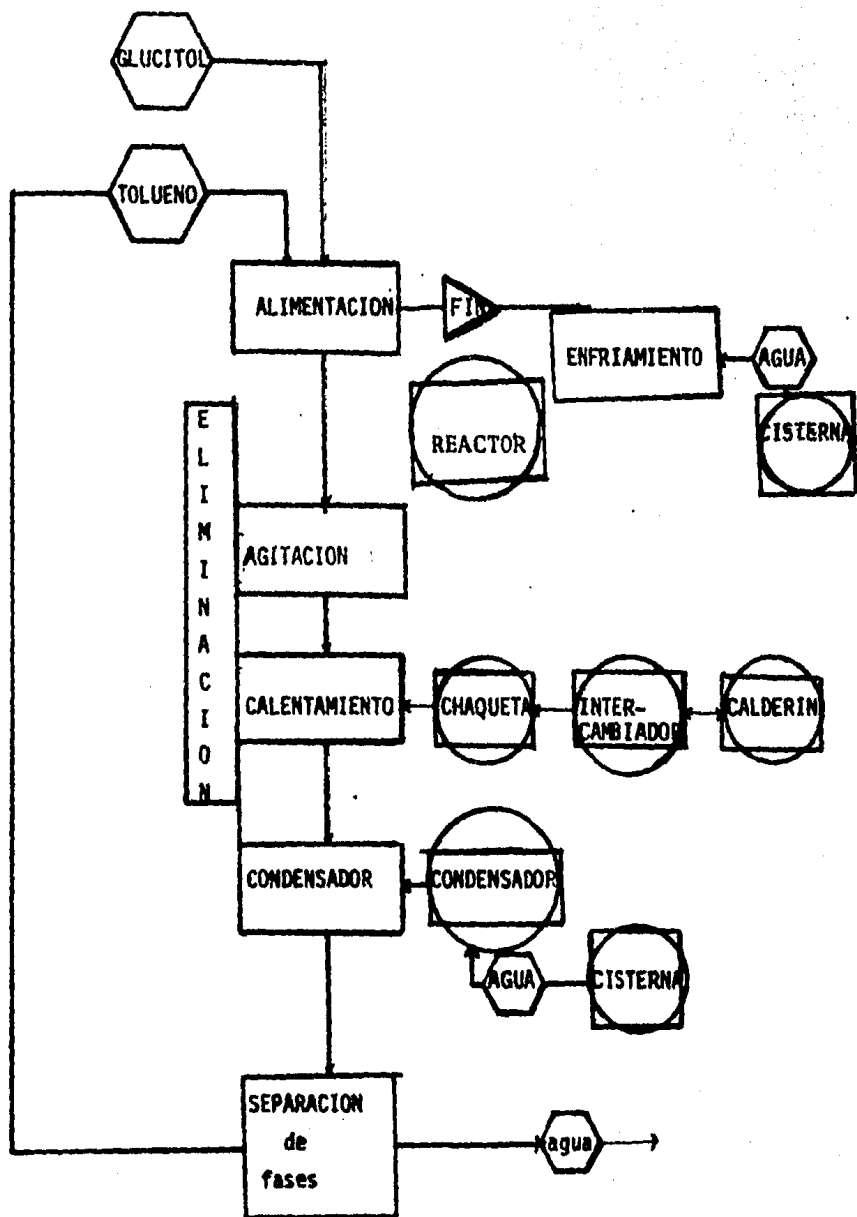
PROGRAMACION Y FORMULACION



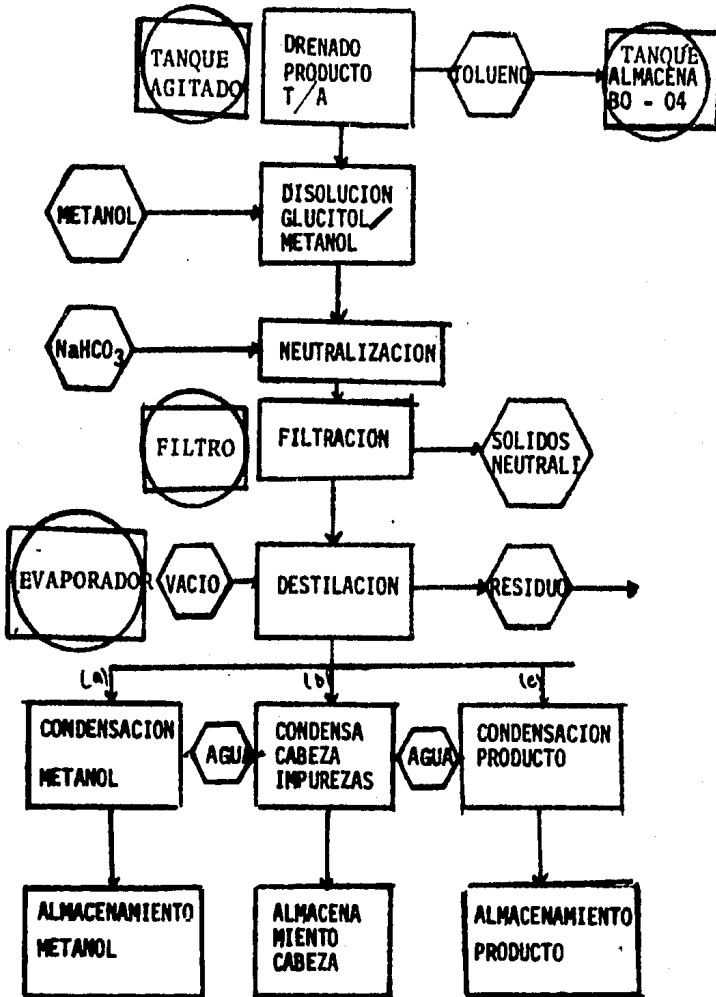
FABRICACION DEL DIANHIDRO GLUCITOL



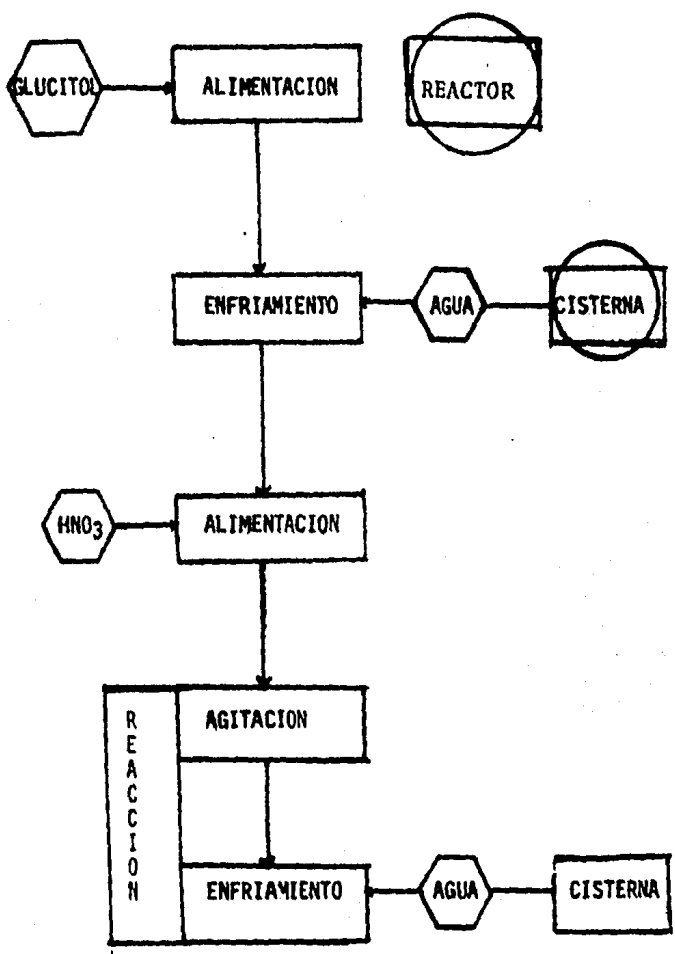
FABRICACION GLUCITOL ANHIDRO



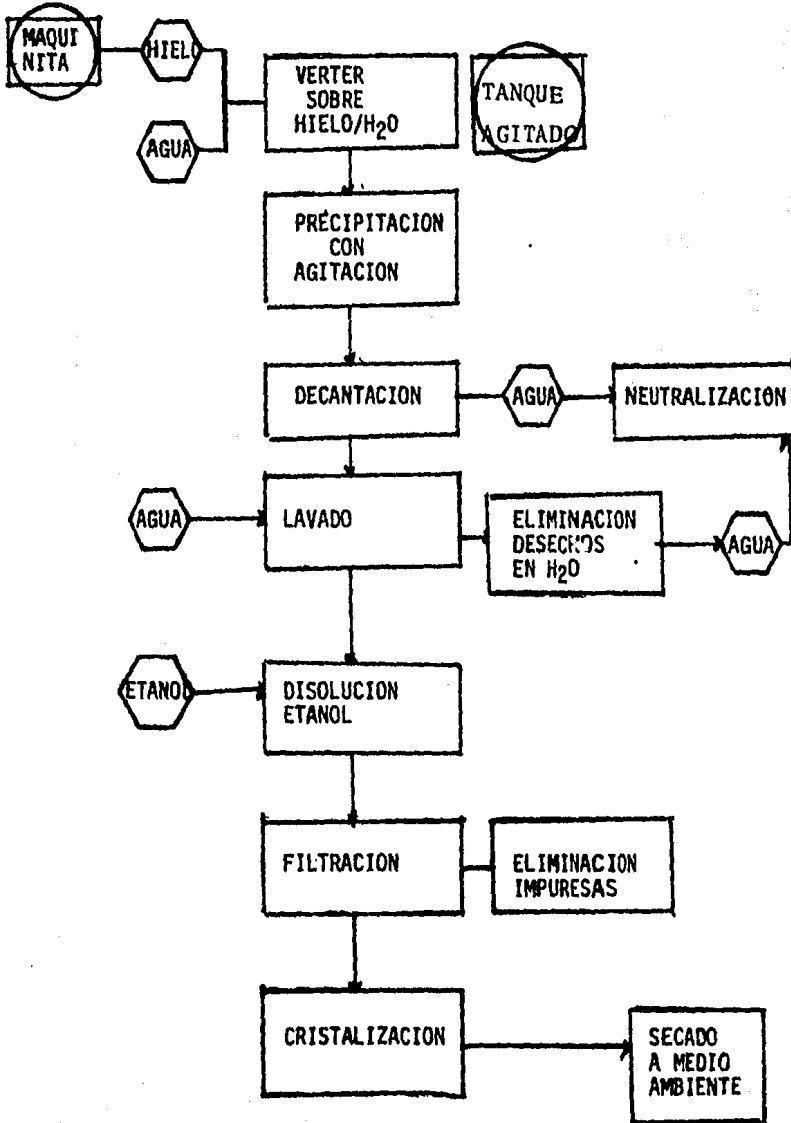
PURIFICACION DEL DIANHIDRO GLUCITOL



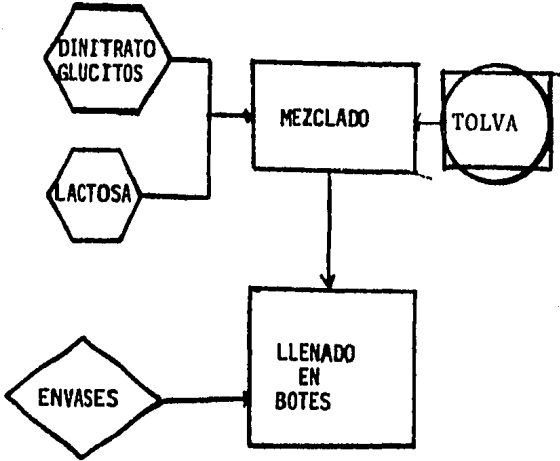
FABRICACION DEL DINITRATO DE DIANHIDRO GLUCITOL



PURIFICACION DEL DINITRATO DIANHIDRO GLUCITOL



MEZCLADO Y LLENADO



ANALISIS PRODUCTO



1) DISEÑO DEL REACTOR:

Para la selección del tamaño de reactor, se consideraron las siguientes alternativas:

- 1) Tener 2 reactores; a) uno para la eliminación de agua de solución y deshidratación; b) segundo para la reacción de nitración.
- 2) Tener un reactor que sirviera para las diferentes fases.

2 REACTORES	1 REACTOR
- Costo inicial alto	- menor costo inicial
- Requiere mayor mantenimiento	- Mayor aprovechamiento del equipo
- Requiere mayor espacio	- Requiere menor espacio
- Tiene una mayor durabilidad	- Menor eficiencia
- Mayor eficiencia	- Menor flexibilidad de operación
- Mayor flexibilidad de operación	- Requiere optimización del tiempo de operación

Se eligió la alternativa de un solo reactor, debido a que la demanda no justifica hacer una inversión mayor.

DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DEL REACTOR:

Se diseñó en base a una producción intermitente de 15 kg. por lote, para obtener una producción anual de 4,500 Kg, con 3 turnos de trabajo.

PASO 1: Eliminación del agua de solución

- Solución de glucitol al 70% = kg. - 38.55 lt.
- Tolueno para eliminar 15 kg de H₂O = 12 kg - 13.8 lt.
- Tolueno como disolvente - 17.3 kg - 20 lt

Volúmenes de reacción - 72.3 73 lt.

PASO 2: Reacción de deshidratación.

- Glucitol al 100% = 35 Kg. 25 lt.
- Tolueno para eliminar 7 Kg H₂O = 5.53 Kg = 6.4 lt
- Tolueno como disolvente 17.3 Kg. = 20 lt.
- Tolueno 5% en peso = 1.8 Kg. = 0.95 lt.

Volumen de reacción = 52.4 l

PASO 3: Reacción de Nitración.

- Glucitol = 20 Kg. = 15 l
- Acido nítrico fumante = 5 Kg. = 3.4 l

Volumen de reacción. = 18.4 lt.

Por lo tanto, el volumen máximo requerido es de 73 l

DETERMINACION DE LAS DIMENSIONES DEL REACTOR:

Capacidad máxima requerida = 73 l.

Pregión de operación = .8 Atm = 11.8 psia

Topn₁ = 76°C

Topn₂ = 20°C

Presión de Diseño = 2.8 Atm = 41.8 psia

Temp. de Diseño = 90°C

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DEL REACTOR

Relaciones recomendadas por diámetro : Altura
en función de la presión.

RANGO DE PRESION (Psig)	D : H
0 - 250	1: 3
250 - 500	1: 4
Arriba 500	1: 5

Volumen total = Volumen por parte recta + 1 Tapa inferior.

Se toma en cuenta que el reactor se llena al 80% del nivel de las mamparas y las mamparas no rebasarán el 85% de la altura de la parte recta.

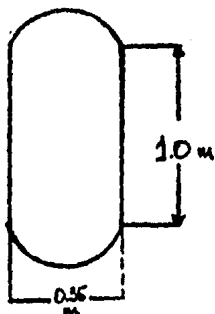
Volumen máximo de reacción = 0.8 * 0.85 (V. parte recta + V ta
pa)

$$\text{Volumen máximo} = 0.68 \left(\pi \frac{D^2}{4} * H + \frac{\pi D^3}{12} \right)$$

$$\text{Volumen} = 118 \text{ l.} = 0.118 \text{ m}^3$$

$$\text{Diámetro} = 0.35 \text{ m.}$$

$$\text{Altura} = 1.0 \text{ m}$$



DETERMINACION DEL MATERIAL DE CONSTRUCCION:

Los materiales que resisten las condiciones de operación
(H₂SO₄ al 5% - 80°C y HNO₃ fumante 99% y T - 20 C.)

SON:

Acero inoxidable 316

Acero inoxidable 304

Vidriado

TABLA No. 10

CARACTERISTICAS DE CADA MATERIAL

	VIDRIADO	ACERO INOX. 316	ACERO INOX. 304
Corrosión a: H_2SO_4 - 5% - 80°C	0.005"/Año	0.02 - 0.05"/ Año	0.02-0.05"/Año
HNO_3 - 95% - 20°C	0.005"/Año	0.005"/Año	0.02"/Año
Resistencia a la Compresión 10 ⁷ Kg/m ²	—————	21 - 110	7 - 84
Alta tensión 10 ⁷ Kg/m ²	—————	60 - 130	63 - 105
Densidad	2,220 Kg/m ³	8,034 Kg/m ³	8,034 Kg/m ³
Punto de Fusión	Ablandamiento 1,250°C	845 - 900°C	1370 - 1400°C
Capacidad Calorí- fica Cp $\frac{K Cal}{Kg °C}$	0.23	0.12	0.12
Conductividad Térmica $\frac{K Cal}{m^2 hr (M/°C)}$	37.5	168.4	168.4
Resistencia Eléctrica 20°C Ohm		435	445
Costo comparativo con el acero al - carbón calidad de Brida = 1		10	7

El vidrio es el Material que presenta mejores características para el proceso, pero no resiste cambios bruscos de temperatura, como los que se dan en los enfriamientos de las dos primeras etapas.

Después de un análisis de las dos alternativas restantes, se escoge como material al acero inoxidable 304, debido a su menor costo.

Características de su composición.

Cantidad de Fe	71.92%
Cr	19 %
Ni	9 %
C	0.08 %

El material de la chaqueta, será acero al carbón.

Fe	99.1 %
Mn	= 0.45
Si	= 0.25
C	= 0.2

Resistencia a compresión	= 2.94×10^8 Kg/m ²
Resistencia a la Tensión	= 4.76×10^8 Kg/m ²
Densidad	= 7,881 Kg/m ³
Punto de Fusión	= 1,515°C
Cp	= 0.107 KCal/kg °C
K	= 536.4 KCal/hr m ³ (°C/m)

DISEÑO MECANICO REACTOR: (14)

Presión de operación	= 586 mmHg = 11.8 Psia
Presión de diseño	= 41.8
Díametro inferior	= 0.35 m
Altura parte recta	= 1.0 m
Esfuerzo máximo permisible SS-304	= 17,500
Tapas Toriesféricas	
Eficiencia de la soldadura	= 0.8

Area del reactor = área parte recta + áreatapas

Area parte recta = $\pi DH = 1.1 \text{ m}^2$

Area cada tapa = $\pi D^2 = 0.4 \text{ m}^2$

Area del reactor = 1.5 m^2

CALCULO ESPEORES:

Espeñor tapas = $\frac{PD/2}{2 SE - 0.2P} = 0.01''$

Espeñor parte recta = $\frac{PD/2}{SE - 0.6P} = 0.02''$

Por lo que se construfan de 1/8" de espesor.

Peso de la placa de 1/8 = 25 Kg/m^2

Peso apróximado del reactor = $38/ \text{ Kg}$.

ACCESORIOS

- ___ Mamparas
- ___ Paleta Marina
- ___ Boquillas de Alimentación
- ___ Boquilla descarga
- ___ Boquilla conexión de servicio

Todos los accesorios serán de acero inoxidable 304, debido a las condiciones de operación:

MAMPARAS

Su longitud será el 85% de la longitud de la parte recta y su ancho será el 10% del diámetro del reactor. (16)

Ancho = 4 cm.

Largo = 85 cm

Area de contacto = 0.068 m^2

Peso de c/mamparas = 7 Kg
Peso de las mamparas = 6.8 Kg.

Paleta marina por 4 aspas. (12)
Diámetro = 20 cm. = 0.2 m
El ancho = 0.05 m
Peso de la turbina = 0.85 Kg

Boquillas de alimentación:

Bridas WNRF

Localizadas en la tapa superior

Diámetro boquillas 2" - 0.05 m Standard cédula 40

Peso aproximado c/u - 0.2 kg.

Boquilla de descarga:

Bridas WNRF

Diámetro - 0.1 m

Localizada en la tapa inferior

Standar cédula 40

Peso aproximado - 0.5 Hg.

Conexión de servicio

Brida WNRF

Diámetro 0.05 m Standard cédula 40

Localizada tapa inferior

Radio de la Flecha:

HP	=	$\frac{MT * W}{33,000}$	W =	Velocidad rad/min.
			=	5785 rad/min
			Mt =	momento a latorre
MT	=	21 ft * Lb	Ss =	esfuerzo máximo a la torción
Ss	=	$\frac{MT R}{IP}$	Ss =	0.66 esfuerzos de la tensión
			Ss =	10,500
			R =	Radio de la flecha
IP	=	$\frac{IIR^4}{2}$	IP =	Momento polar
R	=	$\frac{(2 MT)^{1/3}}{SS 11}$	=	0.1" = 1/8"

Longitud de la flecha 1.0 m

Peso de la flecha = 0.5 Kg.

Peso del reactor Cuerpo = 44.8 Kg.

Accesorios = 5.8 Kg.

T vapor = 180°C

P = 150 Psia

POTENCIA (3')

$$HP = 1.29 \times 10^{-4} D_c^{1.1} L^{2.72} N^{2.86} y^{0.3} z^{0.6} M^{0.14} p^{0.86}$$

D_c = Diámetro del Reactor

L = Diámetro de la Turbina

N = Velocidad rpm

Y = Ancho de la Aspa

Z = Altura del líquido a agitar

M = Viscosidad

P = Densidad

Potencia = 0.15 Hp

Potencia nominal. del Accionador del agitador = 0.25 Hp

Determinación de las cargas Térmicas

Para los muchos casos en los que se llevan a cabo intercambios de calor entre la chaqueta y el reactor, se consideró:

- 1) Llevar los reactivos de la temperatura de alimentación a la temperatura de reacción.
- 2) Considerar los calores de reacción ó solución.
- 3) Considerar la cantidad de componentes que pasan a la fase vapor así como las recirculaciones.

4) Calor absorbido por el cuerpo del reactor.

5) Pérdida de calor por radiación.

A) Calentamiento - Eliminación de agua de solución.

	Kg	Cp Kcal/Kg°C	AT°C	Q K Cal
Solución glucitol 70% - Glucitol	35	0.55	56°	1.078
- H ₂ O	15	1.0	56°	.840
Tolueno	30	0.43	56°	723
Reactor - cuerpo	44.8	0.12	56°	301
- Accesorios	5.8	0.12	56°	39
Recirculación de Tolueno	8	0.43	10°	34.5
		CALOR LATENTE		
Azeótropo Tolueno (44.6%)	11.9	97 Kcal/kg		1.154
H ₂ (55.6%)	15	530 Kcal/Kg		7.950
Calor Solución	50	10 Kcal/Kg		500
Calor total				12,620Kcal/2
Pérdida de calor 5%			*	630
Calor Total/hora (4)				6.625Kcal/H:

B) Enfriamiento de solución de 76 - 40°C

	Kg	Kcal/Kg°C	AT°C	Q Kcal
Glucitol 100%	35	0.55	36°	693
Tolueno	27	0.43	36°	418
Reactor - Cuerpo	44.8	0.12	36°	193.5
Accesorios	5.8	0.12	36°	25.0

	Kg	Kcal/kg°C	AT°C	Q Kcal
- Pérdidas por Radiación	5%			66.5
Calor Total (B)				1,396 Kcal

C) Calentamiento - Reacción Deshidratación

Calor de Reacción = 16 Kcal/mol deshidrata = 32 Kcal/mol

	Kg	Cp Kcal/Kg°C	AT°C	Q Kcal
Glucitol/ Glucitol	35	0.53	36°	668
Tolueno	27	0.43	36°	418
Ac. Sulfúrico	1.8	0.35	36°	22.7
Reactor Cuerpo	44.8	0.12	36°	193.5
Accesorios	5.8	0.12	36°	25.0
Recirculación	5	0.43	10	21.5
Azeótropo Toluno	5.6	97.0	Kcal/Kg	543
Agua	7	530	Kcal/Kg	3,710
Calor de Reacción	35	4,670	Kcal/Kg	163,450
Pérdida de calor	5%			8,452.6
Calor Total				= 177,505. Kcal/10hr.
Calor Total/Hora (C)				= 17,750 Kcal/hr.

D) Enfriamiento - Mezcla Reacción 76 - 40°C

	Kg	Cp Kcal/Kg°C	T°C	Q KCal
Glucitol	28	0.5	36°	504
Glucitol/Polimerizados	7	0.55	36°	136.6
Ac. Sulfúrico	1.8	0.35	36°	22.7
Reactor - cuerpo	44.8	0.12	36°	193.5
Accesorios	5.8	0.12	36°	25.0
- Pérdidas de calor	5%			63.5
CALOR TOTAL		=		1,332.3 Kcal

E) Enfriamiento - Reacción Nitración.

$$\text{AH reacción} = - 30 \text{ Kcal/mol nitrada} \times 2 \text{ mol nitradas} = -60 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}}$$

$$= - 60 \text{ Kcal/mol} \times 236 \text{ Kg/Kmol} = -13160 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

	Kg	Cp Kcal/Kg°C	T°C	Q Kcal
Glucitol	20	0.5	100	1,100
Calor de reacción	20	- 14,160	$\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$	-283,200
Calor de enfriamiento		=		1,100/Tiempo
Calor de reacción		=		-283,200 Kcal/

5

DETERMINACIÓN DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Película Interna:

Para tanques agitados por turbina Marina, con un Reynolds mayor a 400 en tanques enchaquetados con mamparas; tenemos la siguiente relación. (3)

$$\frac{h_i}{K} = 0.74 (\text{Re})^{0.67} (\text{Pr})^{0.33} (\text{M/Mw})^{0.14}$$

Siendo el Reynolds.

$$\text{Re} = \frac{2 L^2 N P}{M} \quad \text{donde:}$$

L = Longitud de la paleta de hoja plana

N = Revoluciones por hora de la turbina

Para el cálculo del coeficiente se requiere datos de propiedades físicas promedio para el proceso.

Película Externa:

Existen relaciones simplificadas para el cálculo de Coeficiente de película, para la transferencia de calor a un recipiente enchaquetado, por medio de agua⁹.

$$h_j = 732 (1 + 0 + 0.011 t) * \frac{v^{0.8}}{D}$$

$$h_j = \text{Kcal/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C hr}$$

t = Temperatura de entrada del agua.

v = Velocidad del agua

D = Diámetro del angulo del enchaquetado.

Dimensiones de la Chaqueta:

El enchaquetamiento no debe ser mas del 85% de la altura de la parte recta, y el espaciamiento entre mamparas, será menor a 5 cm

DATOS:

Altura de la chaqueta = 85 cm. (f)

Distancia entre mamapas = 4 cm.

Area total de transferencia = 1.0681

Díametro interno = 0.4003 m

Díametro externo = 0.45 m

Angulo de inclinación de mamapas = 150

Cálculo del coeficiente Total de Transferencia de Calor

$$uc = \frac{hi * hj}{hi + hj}$$

Considerando un factor de ensuciamiento para el coeficiente total, Rd.

$$Ud = \frac{Uc * 1/Rd}{Uc + 1/Rd}$$

Se obtendra la diferencia de temperatura entre la temperatura de entrada del agua en la temperatura final del proceso dentro del reactor .

Para determinar la temperatura mínima o máxima de entrada en el agua para el proceso.

ANCHAQUETAMIENTO
 AREA DISPONIBLE = 1.068 m²

VELOCIDAD DEL AGUA EN LA CHAQUETA = 1.2 m/seg.

PROCESO	Q	M	CP	Mw	K	Re	hi	hj	Uc	Rd	Ud	Q		
	Kg/et	CP	Kcal/kg °C	Cp	Kcal °C / 100m	X10 ⁻⁶	Kcal	Kcal	Kcal		Kcal	Kcal/ln	Kcal/ln	°C
							M ² °C hr	M ² °C hr	M ² °C hr					
A	1.15	81	0.58	110	0.25	1.7	5.7 X10 ⁻³	6.4 X10 ⁻³	3,010	0.001	751	6,625	7.23	
B	1.2	104	0.49	120	0.19	1.44	4.34	3.0	1,774	0.0005	940	4,188	3.65	
C	1.21	101	0.48	115	0.19	1.5	4.4	6.4	2,604	0.001	1,131	17,750	12.9	
D	0.9	53	0.47	74	0.14	2.1	3.67	3.0	1,621	0.0005	895	4,000	3.66	
E	1.1	88	0.48	100	0.24	1.5	17.2	3.4	2,840	0.0005	1,173	56,640	30	

TABLA No 11 Determinación de las Temperaturas de Agua en la Chaqueta

CONDICIONES DE LA OPERACION DE LA CHAQUETA:

PROCESO	TEMPERATURA		CONSUMO DE AGUA Kg/hr	TIPO DE FLUJO
	ENTRADA	SALIDA		
A	93	78	441	ASCENDENTE
B	20°	30°	4.18	DESCENDENTE
C	93°	78°	1,185	ASCENDENTE
D	20	30	400	DESCENDENTE
E	15	35	2,832	DESCENDENTE

- (a) Mampara
- (b) Agitador de paleta
- (c) Boquilla de alimentación y vapores
- (d) Boquilla descarga
- (e) Boquilla conexión de servicio
- (f) Boquilla chaqueta superior
- (g) Boquilla chaqueta inferior

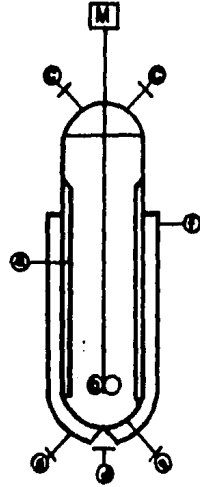
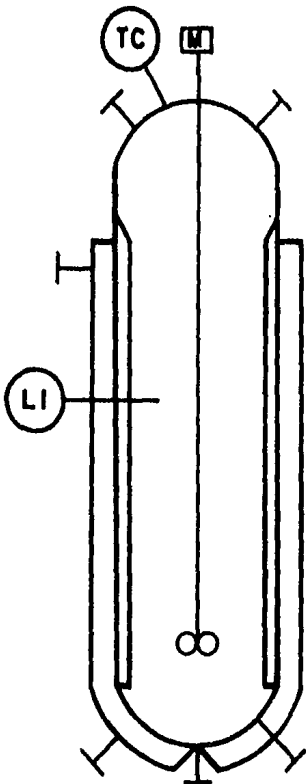


FIGURA 3



(TC) Control de temperatura
(LI) Indicador de nivel

FIGURA 4

2) EVAPORADOR DE EFECTO SIMPLE A VACIO:

Este evaporador, trabaja en tres fases:

- a) Evaporación instantánea del disolvente, metanol a una $P = 100$ mm Hg y $T = 25^{\circ}\text{C}$
- b) Evaporación de la cabeza de productos (impurezas) a $P = 10$ mm Hg y $T = 140-150^{\circ}\text{C}$
- c) Evaporación producto refinado $P = 10$ mm Hg y $T = 154-168^{\circ}\text{C}$

Este proceso se lleva en forma intermitente (Batch)

La carga de alimentación será:

28 Kg. de	Glucitol crudo
25 " de.	Metanol

DETERMINACION DE LAS DIMENSIONES DEL EVAPORADOR

Volumen ocupado por la carga

28 Kg	Glucitol	20.3	lt.
25 "	Metanol	31.8	lt.

Para un volumen de carga 52.1 lt.

Para la determinación del volumen total del evaporador, se consideró que el volumen de líquidos será el 45% del volumen total.

El volumen total del evaporador será 115 lt., con las siguientes dimensiones:

Diámetro interno	=	.40 m.
Fondo de la torre	=	toriférico
Altura de la parte recta	=	80 cm.

Para el buen funcionamiento del evaporador, se coloca un dispositivo para evitar el arrastre de líquido por los vapores. Este dispositivo podrá ser:

- a) Una semi-tapa de aproximadamente 10 cm. de diámetro, en la parte media de la torre.
- b) Un malla de fibra metálica

Se escogió por cuestiones de estructura, armado y costo la malla metálica.

La colocación de la malla será al finalizar la parte recta de la torre, la malla será de acero inoxidable unida a un anillo brida de diámetro de 41 cm.

DETERMINACION DEL FLUJO DE VAPOR

Para determinar el flujo de vapor en la torre de evaporación, se encontró una ecuación para funcionamiento a alto vacío (9)

$$G = 21.10 * P * \frac{M}{T}$$

Donde P = Presión absoluta en microns (0.001 mmHg)

M = Peso molecular

T = Temperatura °K

G = Kg/hr m²

W = G * A donde A = 0.1257 m²

FASE	G	W	Kg/min
A	68,815	144	
B	6,616	13.9	
C	6,100	12.8	

CARGAS TERMICAS:

Para la fase A, no se requiere carga térmica; ya que el proceso de evaporación se lleva a cabo en forma directa una vez aplicando el vacío.

Para la fase B y C, se requiere una carga térmica siguiente:

COMPONENTE	KG	CP	AT	Q	Kcal
Cabeza	2	0.23	110	50.6	
Glucitol	20	0.28	125	700.0	
Calentamiento Torre	45	0.12	140	756	
Residuo	6	0.43	140	362	
Cabeza	2		CALOR LATENTE 150 Kcal/Kg		300
Glucitol	20		196 Kcal/Kg		3,920
Pérdidas					450
Calor total					6,540

Esta carga térmica, se podría dar con un quemador a fuego directo, pero éste tendría el inconveniente de que no se tiene un buen control sobre el calentamiento, lo que provocaría la carbonización del producto.

Dicha carga térmica, se podría dar con un quemador a fuego directo, pero éste tendría el inconveniente de que no se tiene un buen control so-

sobre el calentamiento, lo que provocaría la carbonización del producto.

Dicha carga térmica es tan pequeña y con altas temperaturas que requiere vapor de 150 psia. Como el costo de una caldera que nos - de un vapor de esta calidad, es muy alto, por lo tanto se opta por un aceite térmico.

El aceite térmico será el mobil term: 600, con las siguientes propiedades.

		TEMPERATURA	
		100°C	180°C
Densidad	Kg/L	.83	.78
Viscosidad	cp	3.0	2.0
Calor específico	$\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}$.75	.84
Conductividad Térmica			
	$\text{Kcal/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	1.1	1.05

La transferencia de calor será por medio de una chaqueta externa, debido al tamaño del equipo, se considerará que se tendrían problemas mecánicos y de limpieza con serpentín interno.

DETERMINACION DEL FLUJO DE ACEITE.

La carga térmica debe proporcionar el aceite es 6,356 kcal; se fijó la temperatura de entrada del aceite como 180°C, siendo un T variable durante el proceso.

$$\begin{aligned}
 Q &= 6,540 \text{ Kcal} \\
 C_p &= 0.84 \\
 T &= 28^\circ\text{C} \\
 M &= Q/C_p \quad T = 270 \text{ Kg.}
 \end{aligned}$$

El flujo está dado por la velocidad y el área del flujo, dentro de la chaqueta.

$$\begin{aligned}
 \text{Area de flujo} &= Pw & P &= \text{espaciamiento entre baffles} \\
 & & W &= \text{ancho de la chaqueta}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 5 \text{ cm} \\
 W &= 25 \text{ cm}^2 & A &= 0.0025 \text{ m}^2 \\
 \text{Velocidad} &= 1. \text{ m/seg.} \\
 \text{Para un flujo de } 1.25 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg.} &= 4.5 \text{ m}^3/\text{hr}
 \end{aligned}$$

tiempo de proceso 1 hr.

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Pared Interna.

Para un enchaquetamiento simple el coeficiente de transferencia de calor entre la chaqueta y el recipiente está dado por (11):

$$\frac{h_j}{K} = 0.8 \quad K'' \quad \frac{(C_p M)^{1/3}}{K} \quad \frac{(p^2 \cdot g \cdot B \cdot T)^{1/3}}{M^2}$$

donde:

- h_j = coeficiente de transferencia de calor
- K = conductividad térmica
- K'' = constante adimensional
- 0.15 para calentamiento en flujo ascendente

- Cp = capacidad calorífica
 M = viscosidad
 g = aceleración de la gravedad
 B = coeficiente de expansión térmica
 T = diferencia de temperaturas entre el fluido de calentamiento fluido de proceso.

Propiedades del fluido a evaporar promedio

- P = 1.38 Kg/et
 K = 0.26 Kcal/hr M² C
 Cp = 0.275 Kcal/Kg °C
 M = 80 Cp x 2.42 / 193.6
 T = 28°C - 50°C

El valor de expansión térmica se calcula con la siguiente ecuación

$$B = \frac{0.04314}{(T_c - T)} \quad 0.641$$

Donde Tc se estimó por el método de thodo. (6)

$$\begin{aligned}
 T_c &= 780^\circ\text{K} \\
 B &= 0.001 \quad 1/^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

$$h_i = 240 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

PARED EXTERNA.

Ecuación aplicada para chaqueta anular con mamparas en forma de espiral (9)

$$\frac{h_i}{K} \frac{De}{Do} + 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} (M/M_w)^{0.14} = 1 + 3.5 (De/Do)$$

De = 4 w
Do = 45 cm - 0.45 m

W = ancho espacio anular
P = pitch entre mamparas

Tenemos que

$$h_j = 4,115 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$
$$U = \frac{h_j h_i}{h_j + h_i} = 227 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$
$$T = 28^\circ\text{C}$$
$$A = 1 \text{ m}^2$$

Esto nos indica que la altura a la cual se debe enchaquetar el evaporador es a 40 cm. de la parte recta.

DISEÑO MECANICO. (14)

Presión de operación = 10 mm Hg = 0.2 psia.
Presión de diseño = - 14.7 psia = -1 Atm
Temperatura de operación = 170°C
Temperatura de diseño = 185°C
Material de construcción: = debido a que no se maneja líquidos corrosivos y las condiciones de alto vacío, se eligió Acero Inoxidable 304, calibre 12

Temperaturas de operación (90°C a 350°C)
Valores de tensión máxima = 13,700 psia

Cálculo de espesores. (15)

$$t = \frac{PD/2}{S_e - 0.6 P} = 0.01'' \quad \text{espesor parte recta}$$

$$t = \frac{PD/2}{2SE - 0.2P} = 0.005''$$

para un espesor 3/16"

ACCESORIOS

- boquilla alimentación
- boquilla descarga de residuos
- boquilla de vapores
- malla antiniebla
- boquilla conexión servicios
- boquilla aceite

Boquillas de alimentación, vapores, conexión de servicios serán:

Bridas W NRF

Diámetro 2" - 0.05 m

Standar cédula 40

Localizadas: (ver diagrama)

La boquilla descarga

Bridas tipo W NRF

Diámetro = 0-1 n

Standard cédula 40

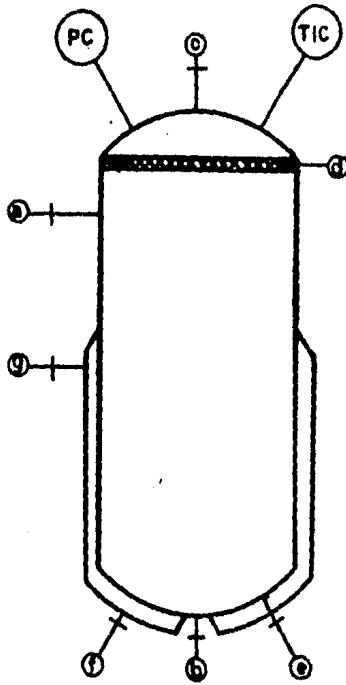
Localizada parte inferior (ver diagrama)

Boquillas aceite

Bridas tipo W NRF

Diámetro 1" - 0.025 m

Standar cédula 40



- (a) Boquilla alimentación
 - (b) Boquilla descarga residuos
 - (c) Boquilla vapores
 - (d) Malla antiniebla
 - (e) Boquilla conexión servicios
 - (f) Boquilla entrada aceite
 - (g) Boquilla salida aceite
- (PC) Control de presión
(TIC) Indicador y control de presión

FIGURA 5

TANQUE AGITADO

Durante el proceso, el Tanque Agitado tendrá varias aplicaciones:

- A) Disolución del Dianhidro Glucitol en Metanol para que se lleve a cabo la neutralización.

- B) Recepción del Dinitrato de Dianhidro Glucitol en hielo y agua, para matar la reacción de Nitración. Se efectúa, lavados con la decantación de los residuos solubles.

- C) Disolución del Producto final, Dinitrato de Dianhidro Glucitol, en Etanol para su recristalización.

Resistencia a bajas velocidades durante la operación.

Efectivo en sistemas de alta viscosidad.

Capacidad de flujo limitada.

Costo: Bajo en la turbina abierta y relativamente alto en la turbina cubierta.

c) PALETAS:

Circulación radial, pero no tiene circulación vertical, a menos que se usen baffles.

Cubre el rango completo de viscosidad.

Resistencia durante la operación.

La capacidad de flujo puede ser alta, con múltiples paletas.

Costo relativamente bajo.

De acuerdo a lo anterior, se seleccionó la turbina abierta, debido a su bajo costo, a buena circulación, y efectividad en un amplio rango de viscosidad.

C) SELECCION DEL TANQUE:

Se tiene una relación h/d recomendada de 2.25 un volumen requerido de 0.063 m^3 tenemos:

Base del Diseño Volumen de la Parte Recta

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 H$$

$$h = 3 d$$

$$V = \frac{\pi}{4} 3 d^3$$

$$V = \frac{3 \pi}{4} d^3$$

$$V = \frac{3 \pi}{4} d^3$$

$$V = 0.063 \text{ m}^3$$

$$d = 0.4 \text{ m}$$

$$h = 0.9 \text{ m}$$

D) Selección del diámetro del impelente.

Las relaciones recomendadas por Ludwin para agitación en disolución son:

Relación diámetro del tanque a diámetro del impelente. 1.6:1 a 3.2:1

Se tomó la relación 2.4:1. debido a que el fluido no es muy viscoso: de tal manera que nuestro diámetro de impelente es:

$$2.4:1$$

$$40 \text{ cm} : 12 \text{ cm.}$$

Se tomó la velocidad del impelente 1750 rpm recomendado para flujos poco viscosos.

E) Cálculo del rango de flujo para el impelente.

$$Q = K_1 N D^3$$

Q = Rango de flujo del impelente en $M^3/\text{min.}$

$$Q = 0.4 * 1750 * (0.12)^3$$

N = Vel. de rotación en rpm.

$$Q = 1.3 \text{ m}^3/\text{Minuto}$$

D = Diámetro del impelente a = 0.12 m

$$K_1 = \text{Cte. de proporcionalidad} = 0.4$$

F) Cálculo de la fuerza (mediada externa del funcionamiento del mezclado).
de la gráfica 5 - 17 " Ludwig " encontraremos una:

$$P = 1 \text{ HP}$$

G) Diseño Mecánico.

$$\text{Presión de operación} = 11.4$$

$$\text{Diámetro interior} = 0.4 \text{ m}$$

$$\text{Altura parte recta} = 0.9 \text{ m}$$

Tapas hemisféricas inferior

Tapa plana superior.

H) Espesores.

De acuerdo a las especificaciones anteriores se concluye que el espesor es de 1/8 de acero inoxidable 304 (15)

I) Accesorios

2 boquillas

1 flecha

1 agitador

I.1) Boquillas

Díametro interno 1"

Peso 0.2 Kg.

I.2) Flecha

Potencia 0.5 HP.

Radio 3/8"

Peso Flecha = 0.5 Kg.

Longitud 1 m.

I.3) Agitador

Díametro 12 cm.

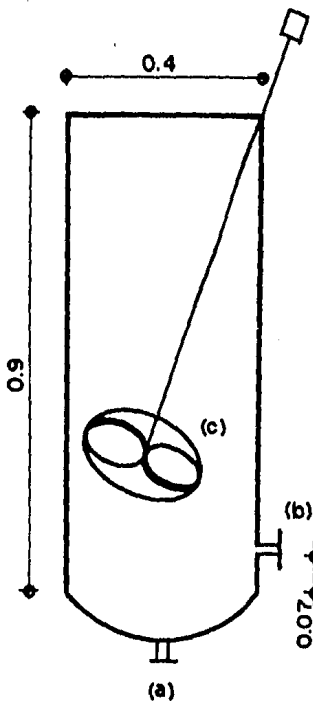
RP.M. = 1750

Q = Flujo para el impelente = $1.3 \text{ m}^3 / \text{minuto}$.

I.4) Peso Total.

Peso del tanque 26.2 Kg. (Vacio)

Peso del tanque 89.2 Kg. (Lleno)



- (a) Boquilla descarga
- (b) Boquilla decantación
- Líquido de lavado
- (c) Agitador de turbina abierta
- (d) Tapa plana abisagrada

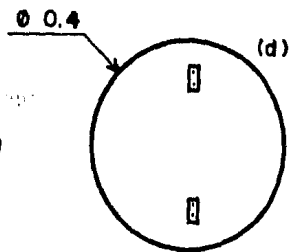


FIGURA 6 TANQUE AGITADO

Acotación: m.

DISEÑO DEL CONDENSADOR.

- A) Alternativas para la selección del condensador.
- 1) Condensadores individuales para cada uno de los tres pasos del proceso.
 - 2) Condensador único para todos los procesos que lo requieran, teniendo un juego de tuberías de alimentación variable.

Se selecciono la segunda alternativa por ser más económica.

- B) Alternativas para la selección del tipo de condensador:
- 1) De varios tubos.
 - 2) De doble tubo.
 - 3) De varios pasos

Se realiza los cálculos necesarios, obteniéndose la siguiente tabla:

TABLA # 12 ALTERNATIVAS DE CONDENSADOR

% ALTERNATIVA.	TIPO DE CONDENSADOR.	PASOS	TUBOS	ARREGLO	LONGITUD	(INTERNA) DIAMETRO.
1	DE TUBOS	1	4	<input type="checkbox"/>	1 M	0.08 M
2	DE DOBLE TUBO	1	1		7.6 M	0.025 M
3	DE TUBOS	2	4	<input type="checkbox"/>	0.62 M	0.08

De acuerdo a la tabla 12, se seleccionó el caso 1.

- C) Determinación del material de construcción:

Se construirá de Acero Inoxidable 304, calibre 12

D).- Determinación de las dimensiones.

Presión de operación 0.01316 atm.

Tubos 4 Dfámetro exterior 2.54 cm. (1plg) BNG 16 longitud
100 cm.

Carcasa Dfámetro Interior

Tapa de la carcasa plana

Flujo en contracorriente verdadera, arreglo en cuadro

Area de Transferencia = 0,35 m²

E).- Cálculo de espesores.

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6 p} = 0.00015''$$

$$t = \frac{PR}{2SE - 0.2P} = 0.00015''$$

Con lo cual se especifica un espesor de 1/8 de pulg.

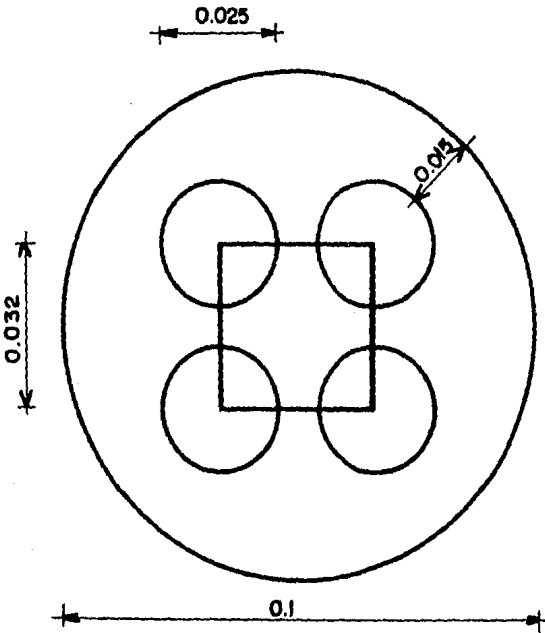
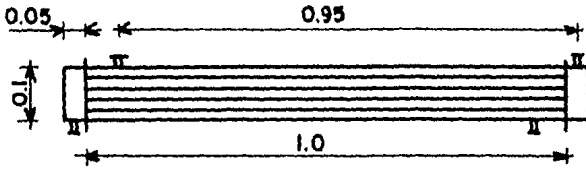
F).- Carga térmica máxima, capaz de disipar.

$$Q = 4,502.4 \text{ Kcal/hr}$$

G).- Pesos tubos: 1.5 Kg.

Peso carcasa: 5,2 Kg.

FIGURA 7 CONDENSADOR



Acotación: m.

DISEÑO DE TANQUES

Se requieren 4 tanques para recolección de los condensadores de la destilación, en los procesos de eliminación de agua de solución y doble deshidratación.

a) Alternativas:

- 1) Tres tanques para un proceso y uno para el otro proceso.
- 2) Tres tanques para los dos procesos utilizando uno de ellos en los dos procesos.

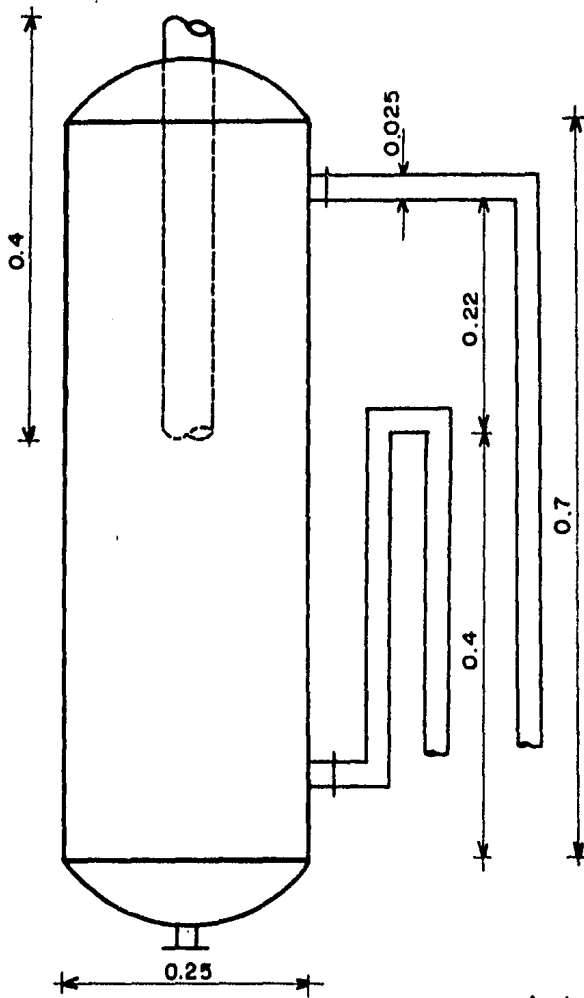
Se seleccionó la segunda opción, con la característica de que el tanque que se requiere para uno de los procesos, debe tener la capacidad de separar la mezcla de dos líquidos inmiscibles, obtenidos de la condensación de los vapores de reacción, además, debe cumplir con la alternativa número dos seleccionada anteriormente, de manera que pueda servir para la recolección de los condensadores de otro vapor, pero cuya destilación requiere un vacío muy elevado.

b) Tanque separador (Tanque No. 1)

Deberá servir para almacenar dos volúmenes diferentes de condensador, por lo que su volumen se estimó en 0.04 m^3 , con las siguientes características: (fig.#8)

b.1) Determinación de las dimensiones

Para recipientes a presión se tiene:



Acotacion: m.

FIGURA 8 TANQUE SEPARADOR (1)

ALTERNATIVA	RANGO PRESION (PSIG)	L/D
1	0-250	3
2	250-500	4
3	Arriba de 500	5

Se seleccionó la alternativa 1, debido a los requerimientos de presión; en base a esto, se realizó el cálculo del tanque, obteniéndose las siguientes dimensiones.

Dicho tanque cumple con los requerimientos de servir para los dos procesos diferentes.

PROCESOS	VOLUMEN REQUERIDO	CARACTERISTICAS	POP
1	0.032 M ³	recirculación	14.7 psia
2	0.036 M ³	-----	0.2 "

Selección del material de construcción:

Se construirá de acero inoxidable 304, debido a que existe un continuo contacto con el producto.

Las condiciones de operación serán:

- a) Recirculación de destilados de deshidratación (P=14.7 psia y T = 70°C)
- b) Recirculación de destilación a vacío P= 0.2 psia y T = 170°C

Cálculo del espesor:

Parte cilíndrica

$$T = \frac{PR}{SE - 0.6 p} = 0.11 \text{ pulg.}$$

Tapa toriesférica

$$T = \frac{PR}{SE - 0.2 p} = 0.0056 \text{ pulg.}$$

Por lo tanto, se trabaja con un espesor general para el tanque de 1/8 pulgadas.

ACCESORIOS.

- 4 boquillas bridas WNRF
- 1 tubo interno
 - boquillas (2 de descarga y 2 de alimentación)
 - diámetro 1" = 0.025 m
 - Standard Cédula 40
 - Peso aproximado 0.8 kg
 - tubo interno de 0.4 m de longitud
 - peso del tanque 15.33 kg (vacío)
 - peso del tanque 55.33 kg (lleno).

C) Tanques de almacenamiento.

C.1) Alternativas

1) tanques verticales

2) tanques horizontales.

se seleccionó la alternativa de tanques horizontales debido a la condición de trabajar a vacío.(12)

C.2) Estimación de las dimensiones.

C.2.1) Tanque de recepción y almacenamiento de metanol de la destilación (tanque No. 2)

$$V = 0.035 \text{ m}^3$$

$$D = 25 \text{ cm.}$$

$$H = 70 \text{ cm.}$$

Material de construcción:

De acuerdo a la selección anterior, tenemos que el material que cumple con éstos requerimientos es el acero inoxidable 304

Espesor

T = 0.001 m. para la parte cilíndrica

T = 0.0056 m. para las tapas

De acuerdo a lo cual, se trabaja con un espesor general de 1/8"

ACCESORIOS.

3 boquillas

1 mampara

Boquillas.

Boquillas, bridas WNRF de 1 pulg. cédula 40

Mamparas

Consiste en una tapa del mismo material, colocada en el centro del tanque y ocupando : 30% del total del área transversal del tanque.

Peso del tanque = 14.5 (vacío)

Peso del tanque = 54.5 kg. (lleno)

c.2.3) Tanque de recepción de cabeza de la destilación fraccionada a vacío (Tanque No. 3)

$$V = 0.008 \text{ m}^3$$

$$D = 0.15 \text{ m}$$

$$H = 0.45 \text{ m}$$

Material de construcción

Acero al carbón, S.A. 307

Espesor $T = 1/8''$

Accesorios

3 boquillas

1 mampara

Boquillas

- boquillas - brida WNRF de 2 pulg. standard cédula 40

Mampara

Consiste en una tapa del mismo material, colocada en el centro del tanque y ocupando 30% del total del área transversal del tanque.

Peso del tanque = 7.2 kg (vacío)

Peso del tanque = 9.2 Kg (lleno)

**C.2.4. Tanque de Almacenamiento de Tolueno
(tanque No. 4)**

En base a los diseños anteriores, se obtuvieron las siguientes dimensiones.

$$V = 0.017 \text{ m}^3$$

$$D = 0.2 \text{ m}$$

$$H = 0.55 \text{ m}$$

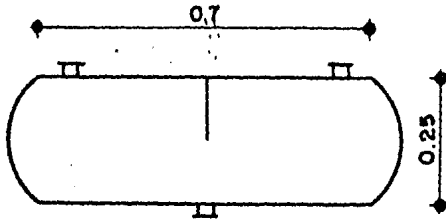
El material de construcción será como en los casos anteriores acero inoxidable 304 con espesor de 1/8".

Accesorios

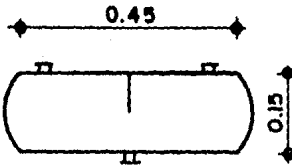
2 boquillas bridas WNRF de 1 pulg. cédula 40
(1 alimentación y descarga)

Peso aproximado 10.2 Kg.

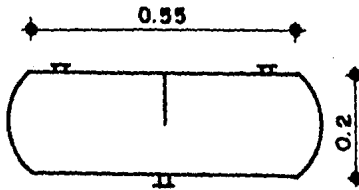
FIGURA 9 TANQUES DE ALMACENAMIENTO



TANQUE 2



TANQUE 3



TANQUE 4

Acotación: m.

SELECCION DEL SISTEMA DE FILTRADO

Durante el proceso se llevaran a cabo dos operaciones de Filtrado:

- a).- Filtración de Sólidos (Neutralización)
- b).- Filtración de Impurezas (Cristalización)

La selección del Tipo de Filtración se hace en función de la Cantidad de Sólidos o Torta, Área Viscosidad, Volumen de Filtrado y Tamaño de partícula (20).

TABLA # 13 CARACTERISTICAS DE LAS OPERACIONES DE FILTRADO.

Operación	Volumen	Cantidad de Sólidos	Viscosidad	Tamaño Partícula	Temperatura
Sólidos Neutralización	60 l'	4 Kg	20Cp.	5 μ	30°C
Impurezas Cristalización	40 lt	2 Kg	10Cp.	8 μ	50°C

Para el cálculo del Área de filtrado se tiene esta ecuación.(6)

$$\frac{V}{A \theta} = \frac{P}{M \phi N/A}$$

donde despejando el Área requerida es:

$$A = \frac{V M W}{\theta \phi P}$$

θ = TIEMPO DE FILTRADO

P = CAIDA DE PRESION PERMISIBLE

M = VISCOSIDAD DEL FILTRADO

A = AREA DE FILTRACION

ϕ = DIAMETRO DE PARTICULA

W = GRAMOS DE PARTICULA/VOLUMEN DE FILTRADO

V = VOLUMEN DE FILTRADO

Se considero que el tiempo de filtración será de 10 min que es igual a 600 seg. y una caída de Presión de 200 g/cm² es igual = 5 psi

Se obtuvo que el Área necesaria para los procesos son:

Sólidos de Neutralización = 0.7 m²

Impurezas Cristalización = 0.52 m²

En función de las anteriores características de operación y área requeridas se selecciono un : filtro prensa.

El filtro esta .. formado por dos soportes extremos sobre los cuales se colocan en uno el cabezal fijo y el otro el sistema de cierre, dos barras paralelas horizontales sobre las que se colocan y deslizan las camaras filtrantes.

Las camaras filtrantes consisten en un juego de placas y marcos, dónde la placa soporta el medio filtrante y el marco contiene el volumen de torta.

Dimensiones de las marcas serán:

- 7 marcos

- marcos cuadrados de 15 cm de lado

- Para una área de filtrado de 0.8 m²

El medio filtrante será malla metálica de Acero Inoxidable 304 de un diámetro de abertura máxima de 4 micras.

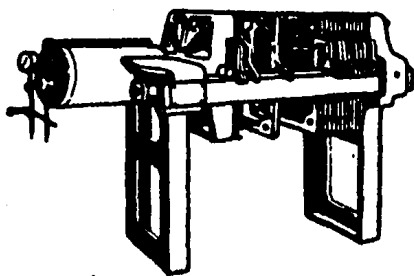


FIG. 10

Filtro - Prensa

ESPECIFICACION DEL CRISTALIZADOR

La Cristalización del Dinitrato de Dianhidro Alfa Glucitol se llevara acabo bajo las siguientes especificaciones:

- a).- Proceso por lotes
- b).- Pureza mínima requerida 97%
- c).- Disolvente Etanol al 96%
- d).- Producción por lote 15 Kg

Para las anteriores especificaciones se selecciono un cristalizador de tanque estático; la solución caliente se alimenta a un tanque donde se enfría, induciendo la cristalización.

A).- CONDICIONES DE OPERACIÓN

- 1).- Producción = 15 Kg/lote
- 2).- Alimentación: solución al 46% de Dinitrato de Dianhidro Glucitol en Etanol.
- 3).- Temperatura de Alimentación = 50°C
- 4).- Densidad de la solución = 1.12 Kg/lt.
- 5).- Calor específico de la solución = 0.5282 Kcal/Kg °C
- 6).- Calor de Cristalización = 55.5 Kcal/Kg.
- 7).- Temperatura de Cristalización = 5°C.

B).- BALANCE DE MATERIA (Kg)

	TOTAL	ETANOL	DD G'
Alimentación	37	20	17
Purga	22	20	2
Producto			15

C).- BALANCE DE ENERGIA

Calor Sencible = $37 \times 0.5282 \times 45 = 879.5$ Kcal
Calor de Cristalización = $55.5 \times 15 = 832.6$ Kcal
Calor Total a Disipar = $1,712.1$ Kcal/30 min.

D).- VOLUMEN DE CRISTALIZADOR

Volumen de Cristales = $\frac{15 \text{ Kg}}{1.52 \text{ Kg/lt.}} = 9.8$ lt.

Volumen de Solución = $\frac{37 \text{ Kg}}{1.12 \text{ Kg/lt}} = 33$ lt

Volumen del Cristalizador = 50 lt
= 0.05 m^3

E).- DIMENSIONES

Volumen = 50 l
Diámetro = 0.4 m
Nivel de líquido = 0.3 m
Tiempo de residencia = 30 min. = 0.5 hr.

F).- AREA DE TRANSFERENCIA REQUERIDA

Coefficiente Total estimado $445 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Area requerida $\frac{3,424,2 \text{ Kcal/hr}}{445 \text{ Kcal} \times 45^\circ\text{C}} = 0.3106 \text{ m}^2$
 $\text{hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

SELECCION DEL INTERCAMBIO DEL CALOR

El intercambiador se utiliza para el agua de calentamiento de la chaqueta del reactor. El calentamiento se hace por medio del circuito del aceite térmico.

La carga Térmica máxima = 17,750 Kcal/hr.

A) Alternativas para la selección del intercambiador

TABLA #14 ALTERNATIVAS DE INTERCAMBIADOR

OPCION	DI (PLG) CORAZA	PASOS	TUBO	BWG	a'(ft ² ft)	NT	ARREGLO
1	10	1	1"	16	0.2628	32	□
2	10	1	3/4"	16	0.1963	43	□
3	15 1/4	1	1 1/4"	16	0.196	64	□
4	10	1	1"	16	0.2618	32	△
5	10	4	3/4"	16	0.1903	43	△
6	17 1/4	1	1 1/4"	10	0.1936	69	△

Las opciones a escoger son la 1 y la 4, de las cuales la opción de arreglo en cuadro presenta mejor distribución de los tubos en las mamparas.

B) Determinación del material de construcción.

Debido a que el intercambiador no maneja líquidos corrosivos, el tipo de material a utilizar es acero al carbón, debido a su bajo costo y alta resistencia. Se usa tubos de 1" DE y 16 BWG con una longitud de 1 m.

C) Determinación de las dimensiones.

Tubos Número 32

Díametro Externo 0.125 m

BWG 16

Longitud 1m

Area de Transferencia = 2.5 m^2

Coraza Díametro Interno 0.254 m

Espesor 4 mm.

Flujo A contra corriente.

D) Carga térmica máxima 17,750 Kcal/hr.

E) Peso tubos 95 kg.

Peso coraza 19 Kg.

ESPECIFICACION DE BOMBAS.

Para el proceso se requieren 2 bombas, una para el circuito de agua de calentamiento para la chaqueta del reactor y la segunda para el circuito de calentamiento del evaporador con aceite térmico.

Esta especificación se hace en función de la siguiente ecuación:

$$HP = \frac{G * H * Sg}{3960 * \eta}$$

- G = flujo volumétrico
- H = cabeza requerida
- Sg = gravedad específica del fluido
- η = eficiencia de la bomba

En la siguiente tabla se presentan los datos.

TABLA No. 15

Circuito	G _{máximo}	H	Sg	Hp
Agua calentamiento	1,200 lt/hr	3 m	1	0.0164
Aceite térmico	400 lt/hr	2.5 m	0.78	0.036
Agua de la cisterna	500 lt/hr	3.5	1	0.02

Por lo tanto, se utiliza una bomba centrífuga horizontal de 1/4 hp. y 1 pulg. de salida siendo la tubería del circuito de 1 pulg.

ESPECIFICACION DEL SISTEMA DE VACIO:

La obtención de vacío en el sistema, se puede dar de varias formas:

- 1) Sistema de eyectores de vapor
- 2) Sistema de bombas mecánicas rotatorias

Los requerimientos de vacío para el sistema de evaporado a vacío, son:

- Desplazamiento de 20 lts/mín.
- Vacío 10 mm Hg

En el manual del Ingeniero Químico, "Perry," se recomienda para estas necesidades.

- 1) El uso de un sistema de eyectores en tres etapas
- 2) El uso de una bomba rotatoria de sellado de aceite.

Siendo recomendable la alternativa (2), en procesos de alto vacío y bajo desplazamiento, y la alternativa (1) para plantas donde se cuenta con un sistema de vapor saturado y altas capacidades .

Existen en el mercado varias marcas de bombas rotatorias para vacío:

- Nash - Con capacidad mínima $20 \text{ pie}^3/\text{mín.}$
- Roots - Con capacidad mínima $10 \text{ pie}^3/\text{mín.}$
- Kinney - Con capacidad mínima de $2 \text{ pie}^3/\text{mín.}$

Se eligió el sistema KINNEY, debido a los requerimientos.

BOMBA K C - 2

- Desplazamiento a una RPM. 2 Pie³/min.
- Velocidad 768 RPM
- Motor 1/4 HP.
- Altura (15.5") 0.4 m
- Ancho (10.5") 0.26 m
- Largo (16.25") 0.42 m
- Peso Aproximado 27 Kg.
- Vacío Máximo a obtener 0.2 Micrond
- No requiere agua de enfriamiento
- Uso de Aceite

ESPECIFICACION DE CALDERA DE ACEITE TERMICO

Se eligió un calderín de aceite térmico, por las siguientes razones:

- a) Es un sistema cerrado e independiente.
- b) El proceso requiere de una amplia variedad de condiciones de operación, las cuales pueden obtenerse sin muchas complicaciones -- con este sistema.
- c) Se tiene una capacidad amplia para prevee cualquier expansión de la planta, ya sea en producción de otros productos.
- d) Los costos de operación de éste sistema son bajos.
- e) No provoca corrosión en los equipos.
- f) Los costos de mantenimiento son bajos.

La carga térmica máxima a satisfacer es de 17,500 Kcal/hr.

La caldera comercial más pequeña que existe es 35,000 Kcal/hr.

Este calderín consta de:

- a) Unidad calefactora
- b) Tanque de expansión
- c) Bomba de circulación
- d) Serpentín helicoidal
- e) Aislamiento
- f) Instrumentación totalmente automática

DATOS TECNICOS.

Area de transferencia = 15 ft² = 1.4 m²

Eficiencia = 80%

Potencia de la bomba de recirculación = 0.5 HP.

Consumo de diesel = 2 gal/min.

Volumen total = 2.5 m³

Peso aproximado - 800 kg

CONDICIONES DE OPERACION:

Presión máxima 3 Kg/ cm²

Temperaturas de operación = 25° - 400°C

Vida útil de operación = 10 años

Puede utilizarse como medio directo de calentamiento o para la producción de vapor de baja.

ESPECIFICACION DE LA TOLVA DE MEZCLADO

Para finalizar el proceso se requiere estabilizar el producto, Dinitrato de dihidro alfa Glucito, con Lactosa, para evitar posibles explosiones.

La Disolución Sólido - Sólido consistirá en:

15 Kg de Dinitrato Alfa Glucitol

45 Kg de Lactosa al 90%

Para el mezclado se utilizará un mezclador de Pantalón (Twin Mixer) para sólidos, con una Capacidad Nominal de 60 Kg. (fig. 11).

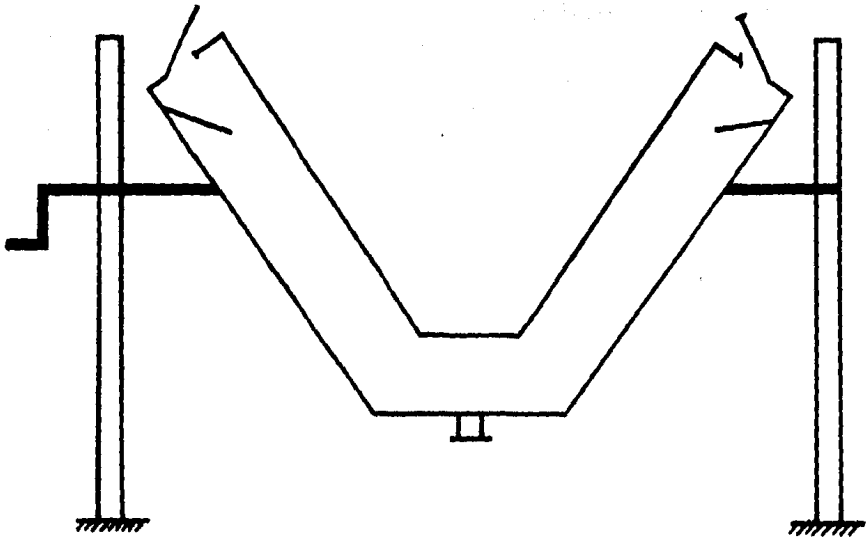


FIGURA 11 TOLVA DE MEZCLADO

ESPECIFICACION DE LA MAQUINA DE HIELO

Durante el proceso, se utilizan 50 Kg. de hielo por lote.

Para satisfacer esta necesidad, se cotizo la distribución de hielo industrial, cuyo costo aproximado es de \$ 5.00 pesos /kilogramo. Pero esté no cumple con las especificaciones de control de calidad, por tal motivo, se opto por la adquisición de una maquina elaboradora de hielo.

La maquina tendra las siguientes características:

- Capacidad minima requerida = 5 kg./hora.
- Suministro de agua = 5 l/hora.
- Motor = 1/2 Hp.

b) Iluminación de la nave y oficinas 2, Kwatt/hr.

3. El diesel se consumirá solo en el calderín de aciete, con un promedio de consumo de 2 galones/hr. (según especificaciones).
4. El consumo de hielo será de 50 kg. por lote y se cotizó una máquina de hielo de 5 kg. por hr. de hielo con suministro de agua aproximadamente 5 lt/hr.
5. El aceite térmico el circuito requerirá de 100 lt de aceite que se esté circulando y se estimó 10 lt. de pérdida mensual.

LINEA CORRIENTE	COMPOSICION	KG/hr	CONDICIONES	
A 1	Agua	1,185	T = 93°C	entrada calent.chaqueta salida intercambiador.
A 2	Agua	400	T = 1.5°C	entrada enfriamiento chaqueta
B 1	Agua	1,185	= 78°C	salida calent.chaqueta entrada intercambiador
B 2	Agua	400	T = 30°C	salida calentamiento chaqueta
C 1	Agua	65	T = 20°C	entrada condensador, (I, II, III)
C 2	Agua	65	T = 60°C	Salida condensador (, II, III)
D 1	Aceite	270	T = 180°C	Salida calderín/entrada chaqueta evaporador
E	Aceite	270	T = 160°C	Salida chaqueta
F	Aceite	200	T = 180°C	Entrada intercambiador calderín
G	Vacio		20 lt/min.	Tanque condensador II
F	Agua	230	T = 5°C	Agua enfriamiento cristalizador

RELACION DE EQUIPO DE PROCESO

De acuerdo a lo presentado en el diagrama de flujo de proceso optimizado, para la obtención de Dinitrato de Dianhidro Glucitol, se requiere el conjunto de equipo básico presentado en la tabla # 16,, en la cual se anexan las claves de representación en el plano y sus principales características. (Ver Anexo)

TABLA # 16

EQUIPO PRINCIPAL:

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
GA - 01	Bomba de recirculación para el sistema de calentamiento del reactor.	HP = 0.0164 G max = 1,200 lt/hr H = 3 m
GA - 02	Bomba de recirculación para el sistema del evaporador y para el intercambio del sistema de calentamiento del reactor.	H = 2.5 m Hp = 0.0036 G max = 400lt/hr
GA - 03	Bomba de alimentación al sistema de enfriamiento del Reactor.	HP = 0.0164 G max = 1,200 lt/hr. H = 1.5 m
BO - 01	Tanque de almacenamiento y recirculación de condensados. Recepción de producto de destilación.	h = 0.7 d = 0.25 h fase pesada = .335 m h fase ligera = .32 m
BO - 02	Tanque de recepción y almacenamiento de Metanol.	h = 0.7 m d = 0.25 m P = 106 mm/Hg T = 20°C
BO - 03	Tanque de almacenamiento y recepción de la cabeza de la destilación.	h = 0.45 mm P = 10 mmHg d = 0.15 mm T = 140°C
BO - 04	Tanque de almacenamiento.	h = 0.55 m d = 0.2 m P = 1 ATM T = 20°C

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
E - 01	Condensador de vapores de proceso.	Q = 4,502.4 Kcal/hr A = 0.35 m ²
E - 02	Intercambiador de calor constituye parte del sistema de calentamiento del reactor.	Q = 17,750 Kcal A = 2.5 m ²
R - 01	Reactor, tanque de reacción enchaquetado.	h = 1.0 d = 0.35 P = 1 ATM T = 20 - 90°C
TA - 01	Tanque agitado	h = 0.9 m d = 0.4 m P = 1 ATM T = 5 - 40°C
Fi - 01	Filtro de separación de sólidos de reacción y del producto.	Área Filtrado = 0.8 m ² Cap. Max. = 4 Kg de sólidos
SEE - 01	Evaporación de simple efecto para separación de mezcla.	d = 0.4 m h = 0.8 m p = 100-10 mmhg T = 20 - 160°C
PH - 01	Calderin que proporciona la energía para el sistema de calentamiento.	A = 1.4 m ² Q = 25,000 Kcal/hr Quemador Diesel
Ag - 01	Agitador del Reactor R - 01	P = 0.25 HP Tipo-Paleta Marina RPM = 1750
Ag - 02	Agitador del Tanque Agitado TA - 01	P = 0.5 Hp Tipo -Turbina Abierta RPM - 1750

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
Cr - 01	Cristalizador	V = 0.05 m ³ A = 0.31 m ²
Tv - 01	Tolva mezclador	Capacidad = 60 Kg

INSTRUMENTACION

Las necesidades de instrumentación, debido a que el tamaño de la planta es pequeño y al alto costo de los controles automáticos se propone que la planta tenga controles manuales e indicadores analógicos. Los cuales serán supervisados por los encargados de cada sección de acuerdo al manual de operación.

En la tabla # 17 se listan los equipos de instrumentación, necesarios para el control e indicación del proceso, mostrando su localización ; su servicio y característica.

TABLA # 17

EQUIPO DE INSTRUMENTACION:

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICA
FCV - 01	Válvula controlado ra de flujo, se ha bre o cierra depen diendo de la pre - sión del tanque B0 - 01.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
FCV - 02 FCV - 03 FCV - 04	Válvula ON-OFF con trola la entrada de diferentes fraccio nes de la evapora ción.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
LCV - 05	Válvula de control operadas manualmen te para descarga de tanques.	$\emptyset = 1$ Pulgada
TCV - 11 TCV - 12	Válvula de 3 pasos para controlar la entrega de agua pa ra calentamiento y agua de enfriamien to.	$\emptyset = 1$ Pulgada
LCV - 15 LCV - 16	Válvulas de control de el nivel en el reactor R-01.	$\emptyset = 4$ Pulgadas
FCV - 17	Válvula de control de entrada de la so lución neutralizan te al tanque agita do TA - 01.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
LCV - 18 LCV - 19 LCV - 34	Válvulas de control manual para descar gas del tanque agi tado TA - 01.	$\emptyset = 1$ Pulgada.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICO
LCV - 20 LCV - 21	Válvula de control para descarga del tanque agitado TA-01	$\emptyset = 1$ Pulgada.
FCV - 22	Válvula de control para regular el flujo de aceite térmico, según requerimientos del reactor.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
FCV - 24	Válvula de control del flujo de agua caliente, según los requerimientos del reactor.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
FCV - 26	Válvula de control de flujo de combustible al calderín, según requerimientos del evaporador.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
TCV - 27 TCV - 29	Válvula On-off para intercambio de corrientes de calentamiento en el sistema del reactor o en el sistema del evaporador.	$\emptyset = 1$ Pulgada.
LCV - 30	Válvula de descarga de residuos del evaporador.	$\emptyset = 1$ Pulgada
PCV - 31 PCV - 32 PCV - 33	Válvula de control de presión, de la línea de vacío a los tanques de almacenamiento.	$\emptyset = 1/4$ Pulg.
LIC - 1	Contralor e indicador de Nivel del Reactor R - 01.	

CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
TIC	Controlador e indicador de Temperatura	1 - Reactor - V - 22, 27, 29 2 - Línea de Condensación - V - 02, 03, 04 3 - Evaporador a Vacío - V - 22, 27, 29
PIC	Controlador e Indicador de Presión	1 Tanque de Almacenamiento de Vapores Condensados (BO - 01) - v - 01 2 Evaporador a Vacío - V - 32, 33, 34
PH	Control de Potencial Hidrógeno (pH) en el tanque de Agitación	TA - 01
TC	Controlador de Temperatura.	
PI	Indicador de Presión	1 Tanque BO - 02 2 Tanque BO - 03 3 Tanque Agitado TA - 01.
LI	Indicador de Nivel en Tanque Agitado	TA - 01

ANTEPROYECTO DE LA PLANTA.

La planta para la fabricación del Dinitrato Dianhidro Glucitol estará subdividida en tres zonas fundamentales

- Zona de proceso: comprende áreas de formulación , programación y fabricación.
- Zona de servicios: comprende áreas de servicios auxiliares, almacenes de materia prima, producto terminado, estacionamiento, baños de personal, patio de descarga.
- Zona administrativa.- comprende áreas de oficina, control de calidad y supervisión.

CARACTERISTICAS DE LA CONSTRUCCION.

El edificio debe reunir características de construcción que permita el flujo de todas las operaciones de fabricación y acondicionado, e vitando cruce de líneas de flujo.

+ PAREDES Y TECHOS.

El techo y paredes interiores de la zona de fabricación, deben ser lisas para facilitar la limpieza. Para el acabado es recomendable pintura epóxica lavable, de tal manera que se puedan efectuar desinfecciones periódicas. Las esquinas deben tener acabado sanitario.

+ PISO Y DRENAJES.

El piso de la planta debe estar contruido con materiales impermeables y resistentes, no deben ser resbalosos, teniendo un declive apropiado para facilitar su lavado y llevado al drenaje.

El drenaje debe localizarse siempre fuera de la planta. Se debe tener un tratamiento de los desechos y aguas residuales de la planta.

+ ILUMINACION.

Se requiere una iluminación a prueba de explosión en la zona de fabricación. Debido al uso de material inflamable y explosivo.

La luz que tiene que llegar a la altura de los ojos en las áreas - donde se controlan instrumentos para tener un buen poder de resolución.

+ ACONDICIONAMIENTO DE AIRE.

Una buena circulación interna del aire y la extracción de vapores, impide cualquier accidente de explosión.

Se recomienda el uso de extractores a prueba de explosión.

+ SERVICIOS AUXILIARES.

El parque industrial en el cual será instalada la planta cuenta con todos los servicios necesarios como son agua potable, drenajes y luz eléctrica. El combustible utilizado en los equipos será almacenado en la planta en tanques o bidones.

AREAS DE LA PLANTA.

1) AREA DE ALMACEN DE MATERIA PRIMA.

Esta área deberá estar aislada debido a la presencia de disolventes inflamables. Su localización deberá ser accesible para la carga y descarga de materiales.

El piso será de concreto armado en acabado fino, se recomienda una buena ventilación.

2) AREAS DE FORMULACION Y PROGRAMACION.

Esta área consistirá en un cubículo acondicionado con una mesa de trabajo, donde se pueda llevar a cabo el pesado y formulación de los lotes, un escritorio donde el supervisor programe la fabricación.

Este cubículo se localizará en un lugar cercano entre el área de fabricación y de almacenes para el fácil flujo de las materias primas para su formulación y su alimentación al proceso.

3) AREA DE FABRICACION.

El área de fabricación será un espacio pequeño, ya que el proceso no requiere de mayores dimensiones, donde se colocarán los equipos con sus debidas conexiones sobre un soporte metálico. El piso será cemento en acabado fino, pintado con epóxico, para evitar acumulación de polvos.

Tendrá un fácil acceso, con puertas de emergencia en caso de explosión. La iluminación debe ser buena y a prueba de explosión, para un buen desarrollo de la fabricación.

Dentro de esta área, se encontrará la zona de mezclado y acondicionado del producto final, esta zona, debe estar al final para evitar un cruce de líneas de flujo.

El área aproximada de esta zona serán 30 m².

4) CONTROL DE CALIDAD.

El laboratorio de control de calidad esta provisto de aparatos e instrumentos para efectuar los análisis necesarios para

la obtención de un producto terminado de buena y constante ca lidad.

5) OFICINAS.

En esta área, estará el personal necesario para la administra ción de la planta, gerencia, departamento de compras, ventas y contabilidad.

6) BANOS

El servicio de baños estará dividido en sección de hombres y sección de mujeres. Esta área consistirá en zona de lockers, olores, húmeda y seca.

Estará terminado en cemento pulido y azulejo.

7) ALMACEN DE PRODUCTO TERMINADO.

En esta área serán al macenados los envases de 1 kg de dinitra tro de dianhidro glucitol mezclado con lactosa (25:75%) en ca- jas de 40 x 40 cm., considerando 4 envases por caja. Se requie re un área de 8m² para un almacenamiento de 80 envases, 20 ca- jas de 6 lotes de producción. Dentro de la área, no se tendrá zona específica de cuarentena, la distinción entre producto a- probado y en cuarentena se hará con etiquetas.

VI MANUAL DE OPERACION

MANUAL DE OPERACION:

La preparación del Dinitrato de Dianhidro α -glucitol, consta de 3 pasos intermitentes para una capacidad de diseño de 15 Kg.

PREPARACION DEL GLUCITOL ANHIDRO:

Para iniciar el proceso una vez aprobado por Control de Calidad, la -- materia prima en un recipiente adecuado se pesan 50 kg. (40 lts) de la solución de glucitol al 70% utilizando un polipasto se alimenta al -- reactor (R-01) a P=1 ATM y temperatura ambiente. Se agregan 30 kg. -- 330 lts.) de tolueno anhidro (o con una concentración conocida de agua de solución), calentándose hasta un temperatura de 76°C con agitación vigorosa y establecer un reflujo para eliminar el agua de solución, -- por medio de la formación de un azeótropo tolueno-agua (44.4% - 55.6% en peso), haciéndose pasar los vapores por un condensador atmosférico (E-01) (P= 1 ATM.), para almacenarse en el tanque de almacenamiento vertical (Bo-01) donde se separa la mezcla en 2 fases líquidas, para realimentar el tolueno (fase superior) al reactor. Este reflujo se mantendrá hasta la eliminación total de agua de solución (y del agua del disolvente en el caso de no ser anhidro) (2 horas). Una vez terminada la eliminación de agua de solución, se enfría la solución hasta una temperatura de 40°C.

Se manda una pequeña muestra (10 gramos) a Control de Calidad.

PREPARACION DE DIANHIDRO GLUCITOL:

A la solución a una temperatura de aproximadamente 40°C y P= 1 ATM, se le agrega 1.8 kg. (0.05 lts.) de ácido sulfúrico al 98% y T=15°C continuándose hasta reestablecer el reflujo (T=76°C), eliminando el 90% del agua de reacción (7 kg.) (tiempo aproximado 10 hrs.), una vez terminada la reacción, se enfría la mezcla hasta una temperatura de 40°C.

Se procede a un análisis para verificar el producto. Se tiene una separación de fases (producto en la fase inferior), drenándose la fase inferior al tanque con agitación y la fase superior (tolueno) se bombea al tanque (Bo-04) de almacenamiento. Una vez que la solución se encuentra en el tanque con agitación, se le agregan 36 kg. (30 lts.) de metanol, hasta lograr una disolución y aproximadamente 1.5 kg. de bicarbonato de sodio, verificando constantemente el pH, hasta llegar a un pH neutro (pH=7).

Se procede a la eliminación de sólidos de neutralización, la mezcla se hace pasar por el filtro (Fi-01), pasándose el filtrado al evaporador a vacío (SEE-01). Donde una vez que se terminó la alimentación, se hace trabajar el sistema de vacío, y aproximadamente a los mm Hg y temperatura ambiente el disolvente metanol se evapora instantáneamente, haciéndose pasar por el condensador para almacenarse en el tanque de almacenamiento (Bo-02).

El residuo se destila a alto vacío (5-10 mm Hg) y calentamiento, recuperándose la fracción entre el rango de 154-168°C, la cual se pasa por el condensador para almacenarse en el tanque de almacenamiento (Bo-01). La fracción recuperada a una temperatura abajo de 150°C se almacena, después de haber condensado, en el tanque (Bo-03). El residuo que no destila (polímeros) se almacena en tambores.

PREPARACION DEL DINITRATO DE DIANHIDRO GLUCITOL

El dianhidro glucitol (solución) se alimenta por gravedad al reactor enchaquetado, enfriándolo hasta una temperatura de 40°C, donde se le adicionan 5 kg. (3.4 lts.) de ácido nítrico fumante, manteniendo la temperatura entre 35-40°C, por medio de agua de enfriamiento en la chaqueta y con una agitación continua y vigorosa hasta finalizar la reacción (aproximadamente 5 hrs.)

Una vez finalizada la ~~reacción~~ se vierte sobre una mezcla de 50 Kg. de hielo y agua en el tanque (TA-01), donde se lleva a cabo la pre cipitación del producto, con una continua agitación.

Se deja sedimentar los sólidos y se efectúa un Drenado del agua, posteriormente se efectúan lavados con agua corriente y agitación- hasta obtener agua de drenado con un pH neutro.

A los sólidos precipitados se les adicionan 20 kg. de etanol al - 96% y T= 50°C hasta una disolución completa, haciéndose pasar por el filtro, para la eliminación de residuos insolubles y alimentando el filtrado al cristalizador.

(Cr-01), donde se lleva a cabo la cristalización (aproximadamente 1 hr.). El producto se coloca en unas charolas donde se deja secar dentro de una cámara a medio ambiente. Una vez seco el producto se alimenta a la tolva mezcladora llenadora, donde se mezclan 15 kg. de Dinitrato de Dihidrógeno Glucitol con 45 kg. de lactosa sólida -- (25%-75%) para envasarse en botes de 1 kg.

TABLA # 18

CONDICIONES DE OPERACION Y EFECTOS DE LAS VARIABLES

PROCESO	VARIABLE	EFFECTO DE LA VARIABLE
ELIMINACION H ₂ O SOLUCION	CONCENTRACION DISOLVENTE TOLUENO	<ul style="list-style-type: none"> - No debe ser menor a un 44% en peso para lograr la concentración azeotrópica. - Y siempre debe de haber un exceso (30%) para la disolución del reactivo.
	AGITACION	<ul style="list-style-type: none"> - Debe ser poderosa para evitar el - incrustamiento en las paredes del reactor. (Caramelización)
	TIEMPO	<ul style="list-style-type: none"> - Esta en función de la cantidad de agua de solución y calor de calentamiento. Es importante conocer la Conclusión para eliminarlo en este paso o si es posible en el - siguiente paso, conociendo este - residuo.
	TEMPERATURA	<ul style="list-style-type: none"> - No debe ser mayor a la del azeotrópo, para evitar degradación.
REACCION DE DESHIDRATAACION	CONC. TOLUENO	<ul style="list-style-type: none"> - Necesaria para el azeotrópo 44.4% en peso H₂O de reacción. - 30% exceso para disolución.
	AGITACION	<ul style="list-style-type: none"> - Evitar acaramelización en paredes del reactor con agitación poderosa
	CONC. H ₂ SO ₄	<ul style="list-style-type: none"> - Uso exclusivo de H₂SO₄, necesario un 5% en peso de reactivo (glucitol sólido) - Falta de H₂SO₄, no se lleva a cabo la reacción. Precaución, provoca - la hexanitración del producto en - la etapa siguiente, eso es sumamente explosivo. - Exceso provoca la polimerización.

CONDICIONES DE OPERACION Y EFECTOS DE LAS VARIABLES

CONTINUACION:

PROCESO	VARIABLE	EFEECTO DE LA VARIABLE
REACCION DE DESHIDRATACION	TEMPERATURA	- No debe exceder la temperatura del azeotrópo, evitar la degradación.
	TIEMPO	- Esta en función de la cantidad de agua de reacción y el calor de -- calentamiento.
REACCION DE NEUTRALIZACION	DISOLVENTE	- Uso de metanol por su bajo punto de fusión, y la gran solubilidad del producto en él. - Facilidad de neutralización . - Cantidad: 1.6Kg MetOH/Kg.producto a 30°C.
	BICARBONATO DE SODIO NaHCO_3	- No usar otro neutralizante por se forman complejos indestilables e indeseables. - Importante tener control preciso del pH, ya que la presencia de H_2SO_4 en la destilación provoca polimerización. - Cantidad : Aprox. 100gr NaHCO_3 /Kg.pro
FILTRACION SOLIDOS NEUTRALIZACION	CONCENTRACION SOLIDOS	- Eliminación del total de sólidos para evitar incrustaciones en el evaporador. - MALLA 4 micras de apertura.

CONDICIONES DE OPERACION Y EFECTOS DE LAS VARIABLES

continuacion:

PROCESO	VARIABLE	EFECTO DE LA VARIABLE
REACCION NITRACION	Concentración de HNO ₃	<ul style="list-style-type: none"> - Debe ser fumante blanco * 300 gr. HNO₃ Kg. Producto - Adición Lenta - Un exceso de 10%, no mayor debido a - que se polinitra el producto.
	Temperatura	<ul style="list-style-type: none"> - Reacción exotérmica 40°C - Control de Temperatura 20°C efecto de la reversibilidad y se quema el producto.
	Tiempo	<ul style="list-style-type: none"> - Efectuar un seguimiento sintético (5 hrs) para determinar tiempo óptimo y evitar la reversibilidad de la reacción (Desni- tración.)
EVAPORACION A VACIO	Tiempo y Presión	<ul style="list-style-type: none"> - Temperatura en función de la presión - No debe excederse los 190°C, ya que se produce la degradación del producto. - Presión de operación 10 mmHg - A presiones más bajas es más convenien- te, debido a la temperatura de destila- ción. - Calentamiento lento en los rangos de - recuperación de productos y subproductos para el manejo de tanques de recepción.

CONDICIONES DE OPERACION Y EFECTOS DE LAS VARIABLES

continuacion

PROCESO	VARIABLE	EFECTO DE LA VARIABLE
PRECIPITACION DEL PRODUCTO	CONCENTRACION HIELO AGUA	<ul style="list-style-type: none"> - Disolucion de la mezcla de reaccion en agua con un cambio brusco de temperatura para provocar la precipitación. - Alto calor de disolución del acido nitrico residual en agua. - Cantidad: 5Kg. hielo-agua/Kg. producto.
CRISTALIZACION	CONCENTRACION DE ETANOL	<ul style="list-style-type: none"> - Uso de disolvente no polar, <u>no toxico</u> - Eliminacion de impurezas insolubles en el disolvente. - Cantidad : 2 Kg Etanol/ Kg. producto crudo a 50°C.

VII EVALUACION ECONOMICA

VII EVALUACION ECONOMICA

ESTUDIO ECONOMICO.

El estudio económico de preinversión para el desarrollo del dinitrato de dianhidrido glucitol, esta realizado considerando los costos directos, llegando a un nivel de contribución marginal o sea sin considerar los costos indirectos (administración, ventas, terreno), dado que por el tamaño del mercado prevesible, esta planta no podrá funcionar en forma independiente, sino como un nuevo producto dentro de una organización cuyas características coincidan con las básicas necesarias para este proyecto.

Los costos directos que se tomarán en cuenta para este estudio -- son los siguientes:

- a) Estimación de la inversión, equipo principal y rubros de tuberías e instalación, considerándose la amortización del mismo.
- b) Costos de producción; materia prima y empaque están considerados para una producción mensual de 180 kg de principio activo (720 kg producto mezclado), mano de obra, control de calidad servicios auxiliares como costo mensual a tiempo parcial.

A) Estimación de la inversión.

Equipo Principal.

Para obtener el costo de los equipos principales, se recurrió a la cotización directa con los fabricantes de equipo, debido a que se trata de equipos pequeños, cuyo costo de construcción no va en relación directa con los materiales y mano de obra - requerida.*

- Reactor enchaquetado de acero inoxidable SS 304 con 3 boquillas !.....	650,000
- Agitador mecánico flecha y paleta	70,000
- Motor de 1/2 HP.	75,000
- Reductor vertical	60,000
- Tanque de mezclado 70 lts.	85,000
- Agitador mecánico (flecha y aspa)	60,000
- Reductor.	45,000
- Motor de 1/2 HP.	75,000
- Tanque de condensados 35 lts.....	50,000
" " 5 lts.....	20,000
" " 20 lts.....	40,000
- Condensador de tubos y coraza	265,000
- Filtro prensa	150,000
- Bomba de vacío	300,000
- Evaporador de simple efecto (enchaquetado) .	550,000.
- Caldera de aceite térmico	1'820,000
- Máquina de hielo,.....	300,000
- Bomba de l H. (Circuito agua caliente).....	135,000
- Intercambiador	150,000
- Bomba 1/4 HP. p/el agua de cisterna	35,000
- Bomba dosificadora	25,000
- Tolva mezcladora	300,000
	<hr/>
T O T A L	\$5'260,000
	=====

* precios a enero de 1985.

Los siguientes rubros se calcularán como un porcentaje del costo del equipo principal.

- Tubería de conexión (20%)	1'052,000
- Instalación y armado (10%)	526,000
- Instrumentación (40%)	2'108,000
(válvulas, sensores de temperatura, sensores de PH.)	
- Equipo de control de calidad (4%)	200,000
- Diversos (10%).....	526,000
- Ingeniería (30%)	1'500,000
- Imprevistos	828,000
	<hr/>
T O T A L	\$ 12'000,000
	=====

Inversión estimada = \$ 12'000,000.00

B) Costos de producción

1) Materia prima

los requerimientos de materia prima para la producción de 1 kg de principio activo (4 kg de principio activo mezclado, estabilizado).

Asi como sus costos unitarios se enlistan en la tabla No.19

TABLA #19

REQUIRIMIENTOS DE MATERIA PRIMA

MATERIA PRIMA	PRECIO (\$/Kg)	REQ.	TOTAL (m.m.)
1.- Glucitol al 70%	217	3.5	760
2.- Tolueno (dens. 86%)	81	2.0	162. (1)
3.- H ₂ SO ₄ al 98%	22.25	0.12	2.7
4.- Metanol (d.o.84)	52	2.4	125 (1)
5.- Na HCO ₃	91	0.1	9.1
6.- HNO ₃	180	0.35	63.00
7.- Hielo	5	30	150.00
8.- Agua	0.015	150	2.25
9.- Etanol	115	1.0	115 (1)
10.- Lactosa	330	3	990.00

(1) Estas sustancias son recirculables, se supondrá un 95% de recuperación.

COSTO UNITARIO DE PRINCIPIO ACTIVO.= \$ 1'998.00

(equivalente a 4 Kg. de principio mezclado)

2) Mano de Obra

El proceso de fabricación puede ser separado en dos fases:

- a) Fase de obtención de dianhidro glucitol, la cual tiene un lapso de 10 hr, desde su inicio hasta su obtención purificada.
- b) Fase de obtención de dinitrato de dianhidro glucitol, la cual tiene un lapso de 5 hr. incluyendo la fase de mezcla y envasado.

Basado en la información anterior; la planta se sugiere se opere bajo las siguientes características:

- (i) Se trabajará de lunes a sábado bajo el siguiente cronograma de operación

DIA	REACCION	HORARIO
LUNES	(a) Deshidratación	7 - 17 hrs.
MARTES	(b) Nitración	7 - 13 hrs.
MIERCOLES	(a) Deshidratación	7 - 17 hrs.
JUEVES	(b) Nitración	7 - 13 hrs.
VIERNES	(a) Deshidratación	7 - 17 hrs.
SABADO	(b) Nitración	7 - 13 hrs.

(ii) La unidad de producción esta diseñada para obtener 15 kg cada 2 días de operación ; de principio activo (60 kg de producto mezclado) o sea 45 kg de principio activo a la semana (180 kg de producto mezclado).

(iii) El personal requerido para la operación:

1/5 supervisor
2 obreros

El costo directo por mano de obra será de:

1/5 supervisor	50,000
2 obreros	100,000

Se consideró un 50% del salario adicional para prestaciones

Costo mensual de mano de obra = 225,000

3) Control de calidad

El servicio de laboratorio y control de calidad, consistirá en;

- Caracterización materia prima
- Análisis de productos y subproductos en el proceso
- Análisis al producto final.
- Pruebas en el envase

Costo de control de calidad \$ 50,000.00 mensual

4) Empaque:

El producto será distribuido en envases de plástico de 4 kg.

El costo será:

- Envase con tapón = \$ 64.00

- Etiqueta = 4.50
- Caja para 6 envases = 70.50

Para un costo por envase de: \$80.25

Para este rubro se considera el envase de 4 kg de principio mezclado.

5) Servicios Auxiliares:

Los servicios auxiliares serán:

- Luz eléctrica = 145 kwatt/lote
- Agua = 4,000 kg/lote
- Aceite térmico = 1 lt/lote
- Diesel = 7 lts/lote

Costo de servicios auxiliares: \$ 50,000.00 /mes

Costo Producción

Para una producción de 720 kg/mes producto mezclado

1) Materia prima	\$ 359,640.00
2) Mano de obra	225,000.00
3) Control de calidad	50,000.00
4) Empaque	14,445.00
5) Serv. Auxiliares	50,000.00
total costo producción	\$ 699,085.00 *
	=====

* Costo de producción a julio de 1985

Como se mencionó en los puntos anteriores, la inversión estimada es 12 millones de pesos (a enero '85) y los costos directos para la -- producción de 720 kg de producto mezclado (180 kg de principio activo) son de 699,085 pesos, lo cual equivale a 970 pesos el kilogramo (julio '85).

El precio en el mercado en diciembre de 1984 era de aproximadamente 25 dólares, equivalente en 1985 a \$8,750.00 pesos el kilogramo de - principio activo mezclado. Por lo que el costo directo es el 11% del precio actual de venta, aun presuponiendo un costo de indirectos muy elevado, y un precio de venta muy competitivo \$5,000.00 pesos por kilogramo, este haría que el costo directo de producción fuera del 18% con una contribución marginal del 82%, que a nuestro punto de vista muy costeable y comparativo.

Razón por la cual se concluye que desde el punto de vista económico el proyecto es altamente rentable.

VIII CONCLUSIONES

CONCLUSIONES.

El presente trabajo fué realizado para su fin, pero con la intención de tener una utilidad práctica y aplicable en nuestro país.

Es prioritario para el país la fabricación de fármacos del Cuadro Básico con tecnología nacional de ahí la importancia del presente trabajo, ya que el dinitrato de dianhidro glucitol es un fármaco prioritario dentro del Cuadro Básico.

Se analizaron las propiedades del producto y se concluye que el mismo supera para su fin a sus sustitutos. Se describieron sus características químicas, así como farmacológicas y el debido manejo de materiales.

La demanda, los precios actuales del mercado, sus futuros requerimientos y en general todos los estudios que se pudieron realizar indican que el mercado será continuo y creciente y que la factibilidad y costeabilidad de la inversión resulta muy conveniente y factible, no en una fábrica exprofeso para su producción, sino como un producto nuevo y/o adicional de algún laboratorio especializado que cuente con la instalación y personal capacitado para la producción de fármacos de manejo delicado y que requieren un alto grado de control de calidad.

La selección de la ruta química de síntesis se basó en un trabajo de laboratorio y criterios de diseño, para darnos un proceso de fabricación optimizado, de integración 100% nacional y cumpliendo las especificaciones requeridas para competir en mercados internacionales.

El equipo seleccionado fue pensado para su máximo aprovechamiento a efecto de reducir la inversión. Este equipo es sencillo y flexible para su posible adaptación a procesos alternos, para la produc

ción varios fármacos dado el pequeño volumen requerido.

La instrumentación es sencilla con controles manuales e indicadores analógicos con el fin de reducir la inversión. Es obvio que la decisión final de inversión podrá variar después de precisar los objetivos generales ya en su construcción.

Desde el punto de vista económico, el proyecto es altamente rentable y por lo mismo, atractivo para un laboratorio especializado e idóneo

IX BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. Mechanism and Theory in Organic Chemistry
- T. Lowry; Ks Richardson
Ed. Harper and Row Publisher
2. Método de determinación de capacidades específicas de compuestos orgánicos.
Can. J. Technology 33 1421 (1955)
Perry 5° Edic. Pag. 3-235
3. Process Heat Transfer
Kern D.Q.
Mc.Graw Hill Book Company Inc.
1950
Pag. 719-720 y 49-497
4. Principales Resultados de X Censo General de Población y Vivienda 1980.
5. Instituto Mexicano de Comercio Exterior, Departamento de Documentación. Estudios Estadísticos de Importación de Materias Primas para la Industria Química. 1975-1984
6. Chemical Engineers Handbook
Perri - Chilton
5° Edición Mc.Graw Hill
Cap. 10-17
3-235
23-52-58
5-27
19-58-63

7. Merck Index
10° Edición Merck and Company
1983:
8. The Pharmacological basis of therapeutics
Goodman and Guildman
Mc-Millan
Sexta Edition
9. Applied Nomography
Javier F. Kwong
Cabot Corporation Boston
Volumen 1, 2, 3
Gulf Publishing Company
10. Heat Transfer in Agitated Vessels
Chemical Engineering
Abril 4 de 1983
Pag. 62-71
11. Assessing Heat Transfer in Process Vessels
Chemical Engineering
Septiembre 20 de 1982
Pag. 95-100
12. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants
Ludwing Vol.1 Capt. 1
John Wiley
13. Econometric Forecasting Associates
Wharton Cfa.
Noviembre 1983

14. ASME Boiler and Pressure Vessel Code
Section VIII
Division 1 1977 pag. 147

15. Pressure Vessel Design For Process Engineers
A.J. Heinze, Mansanto Co. St. Louis Mo.
Hydrocarbon Processing
Mayo 1979 pag. 181-192

16. Principios de Operaciones Unitarias
A. Foust. J. Wenzel, Clump.
CESSA 1980
Cap. 20 pag. 524-532

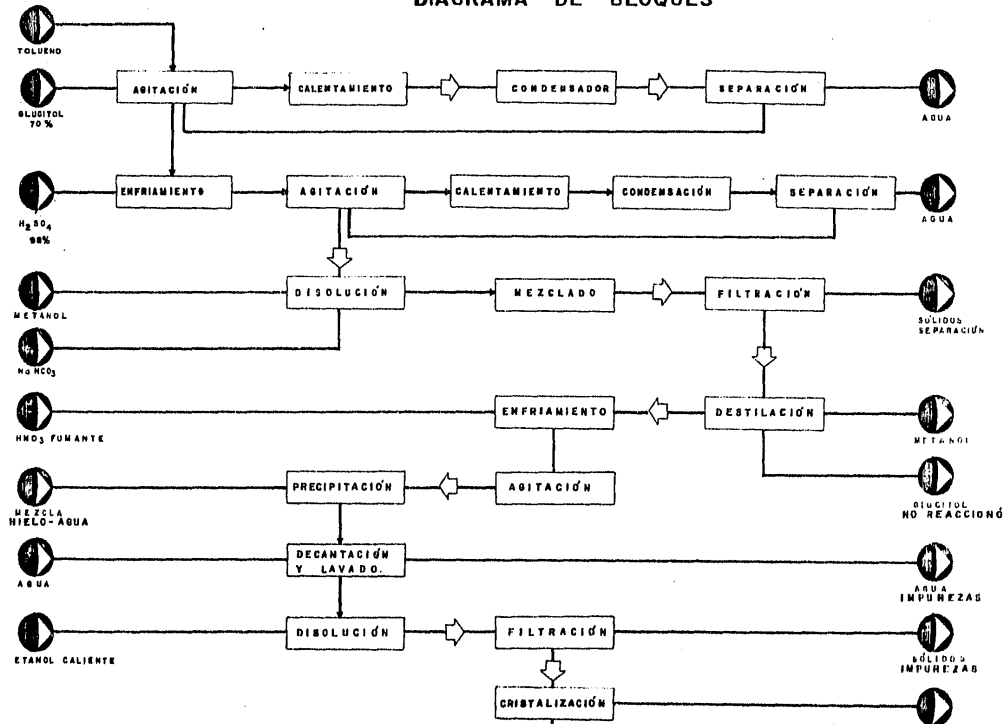
17. Internal Medicine
Harrison 9^o. Edición
Cap. 4 pag. 418

18. Diccionario de Especialidades Farmacéuticas
P.L.M.
31a. Edición 1985

19. Indices Inflacionarios
Banco de México 1984

20. Consideraciones Técnicas en Filtración
Tesis 1975 UNAM
Eduardo Arciniega García
Daniel Arciniega García
Pag. 40, 108, 115

DIAGRAMA DE BLOQUES





LACTOSA

MEZCLADO



LLENADO


ETARCI





DIANHIDRO
GLUCITOL
DINITRATO.

Simbología:

ENTRADA  —  SALIDA

 CAMBIO DE EQUIPO

 OPERACIÓN

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA
ESTUDIO TÉCNICO PARA LA FABRICACIÓN DE
DIANHIDRO 1; 4; 3; 6  GLUCITOL DINITRATO.

Escrito: MO Fecha: 15.08.85 Revisado: Plano No:
TEMA PRESENTADO POR: ANDREA MORALES MORALES.
ASESOR: ING. S. M. LILLO BARRABAN W.