



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCION DE POLIETILEN TEREFALATO GRADO FIBRA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N
DAVID AGUIRRE CARBAJAL

JOSE JESUS ALVAREZ CERON

GERMAN H. BECERRA GUTIERREZ

GUILLERMO CONTRERAS HERNANDEZ

6



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

LAD _____
ADQ ME-764
FECHA 1974
PRSC _____
S MT 4



QUINIO

- I -

Agradecemos humildemente a nuestros padres.
El Amor, los Consejos y el Apoyo que nos -
han brindado.

A la memoria de nuestros Padres muertos
por el sublime Amor que nos otorgaron
en nuestros días de infancia.

Reciban nuestra veneración y nuestro respeto eternamente.

- II -

A nuestros hermanos, familiares, maestros
compañeros y amigos, que en algún momen-
to, en el transcurso de nuestra vida, nos
alentaron a seguir adelante.

Reciban nuestro afecto y gratitud.

A LOS MAESTROS:

Ing. Manuel Labastida P.

Ing. Ernesto Rios M.

Ing. Rudi P. Stivalet.

Por sus valiosos consejos en la -
realización del presente trabajo.

Reciban nuestro más sincero agradecimiento.

Jurado Asignado Originalmente Según el Tema:

Presidente	Ing. Manuel Labastida Pérez
Vocal	Ing. Ernesto Rios Montero
Secretario	Ing. Rudi P. Stivalet Corral
1er. Suplente	Ing. Fernando Iturbe Hermann
2o. Suplente	Ing. Guillermo Alcaide Lacorte.

Sitio donde se desarrolló el tema:

Facultad de Química C.U.

1974.

Asesor del Tema:

Ing. Rudi P. Stivalet Corral.

- CONTENIDO -

- I.- INTRODUCCION.
- II.- GENERALIDADES.
- III.- ESTUDIO DEL MERCADO.
- IV.- PROCESOS INVOLUCRADOS EN LA FABRICACION DE FIBRAS DE POLIESTER.
- V.- DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA PRODUCCION DE FIBRAS POLIESTER A PARTIR DEL DIMETILTEREFTALATO Y ETILENGLICOL.
- VI.- DISEÑO.
- VII.- HOJAS DE ESPECIFICACIONES.
- VIII.- SERVICIOS AUXILIARES.
- IX.- INSTRUMENTACION DEL PROCESO
- X.- SECUENCIA DEL ARRANQUE PARA LA PLANTA DE (PET).
- XI.- EVALUACION ECONOMICA.
- XII.- CONCLUSION.
- XIII.- BIBLIOGRAFIA.

I.- INTRODUCCION.

Las necesidades primordiales de la humanidad son: Alimento, vestido y habitación; desde la época más remota el hombre se ha preocupado por mejorar la disponibilidad y calidad de los artículos que satisfagan estas necesidades.

En un principio el nómada se vistió con las pieles de animales que cazaba y posteriormente el hombre emprendió el cultivo de algodón y la cría del gusano de seda. Así, simultáneamente aprendió técnicas de tejido, mediante las cuales fabricó las primeras prendas de vestir.

Debido al gran aumento de la población mundial, el hombre se ha visto precisado a desarrollar nuevas técnicas que conduzcan a obtener nuevos materiales textiles tanto artificiales como sintéticos para satisfacer las necesidades del vestido. De todas las fibras sintéticas las que tienen mayor demanda actual y futura son las de poliéster, debido a sus ventajas y a su versatilidad de uso.

Para mejorar el desarrollo económico de un país, el camino más conveniente es la industrialización del mismo. La producción de (PET) en MEXICO es muy inferior a la demanda y por lo mismo se ve en la necesidad de recurrir a la importación para cubrir el consumo local. El propósito de éste trabajo es promover nuevas plantas de proceso de éste polímero (PET) cooperando de esta manera, aunque en mínima parte a la independencia tecnológica de nuestro país.

Este trabajo se desarrollará en primer lugar

haciendo el estudio del mercado de la fibra, del cual se obtendrán el conjunto de condiciones bajo las cuales se llevará el diseño, tales como inversión total, capacidad de la planta, su localización, competencia, etc. En secuencia a este punto se hará la selección del proceso más apropiado, según la conclusión del mercado y las ventajas que este presente.

Antes de entrar a la fase de diseño, se estudiará la cinética de las reacciones que se llevan a cabo, ya que ésta regirá la calidad del producto. La cinética está basada en el trabajo experimental que sobre la cinética de transesterificación realizaron Mihail, R. Istratoiu, Al. Loupu y E. Geörgescu (22); así también para la reacción de policondensación Griebel y G. Schonock, realizaron el trabajo experimental para el polietiléntereftalato..

Se desarrollará, la secuencia de arranque de la planta, debido a que en la práctica, al efectuarse el arranque se suscitan diversos problemas y el objetivo de incluir éste tema es señalar las variables principales en cada etapa, para tener una operación normal en el menor tiempo posible. Se incluye así mismo la instrumentación que se considera pertinente para el buen funcionamiento de la planta.

El presente trabajo incluye la evaluación económica, para establecer la rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión, lo cual determinará si el proyecto es factible.

II.- GENERALIDADES.

- 1.- ANTECEDENTES HISTORICOS.
- 2.- MANUFACTURA.
- 3.- OBTENCION DE MATERIAS PRIMAS.
- 4.- POLIMERIZACION.
- 5.- HILADO.
- 6.- USOS.
- 7.- NOMBRES COMERCIALES, PRODUCTORES, PAISES DE ORIGEN Y MATERIAS PRIMAS BASICAS.
- 8.- PROPIEDADES FISICAS, QUIMICAS Y BIOLOGICAS.

II.- GENERALIDADES.

1.- ANTECEDENTES HISTORICOS.

El descubrimiento de las fibras poliéster — tiene su origen en los trabajos de W.H. Carothers y colaboradores en E.U.A. Fué a principios de 1930, cuando se descubrieron las bases que llevaron al desarrollo de todas las fibras sintéticas resultando de estas la invención del Nylon 66, en 1935. Ellos establecieron los siguientes principios de utilidad para todas las fibras — sintéticas:

a).- El peso molecular del polímero debe ser mayor o igual a 12,000.

b).- El polímero debe de ser cristalizado y orientado.

c).- Los polímeros tridimensionales son inapropiados.

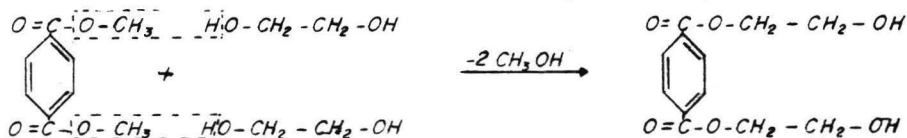
Basándose en los trabajos de W.H. Carothers; J.R. Whinfield y J.T. Dickson (58) en Inglaterra, quienes trabajaban para la Calico Printers' Association Ltd. En 1941, encontraron las propiedades necesarias para las fibras poliéster, así de esta manera obtuvieron a escala — de laboratorio el polímero de polietilentereftalato — (PET), con el que prepararon fibras tenaces, resistentes a la hidrólisis y de elevada temperatura de fusión. Ese mismo año patentaron la policondensación de polietilenglicol y ácido tereftálico para obtener un polímero de — cadena lineal que podía ser cristalizado y estirado para la formación de fibras del polímero fundido. Los trabajos

de ésta fibra a la que se le dió el nombre de fibra Terylene fueron demorados por la segunda guerra mundial. Para 1947 en Inglaterra, la investigación fué continuada por la Imperial Chemical Industries (ICI), y su producción en planta piloto comenzó en 1948.

Entre tanto, Izard y colaboradores (63), buscando ampliar los primeros hallazgos de Carothers sobre poliéster desubrieron independientemente de Whinfield y Dickson las propiedades para la formación de fibras de polietilentereftalato. Como resultado de sus descubrimientos paralelos Dupont compró la solicitud de patente de los E.U., la fibra de poliéster Dacrón (primeramente conocida por la designación de fibra V) se obtuvo en base experimental en el año de 1950. La primera fábrica en gran escala situada en Kingston, N.C., comenzó su producción en 1953.

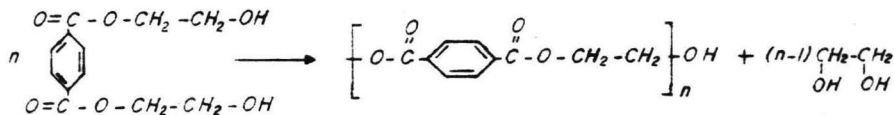
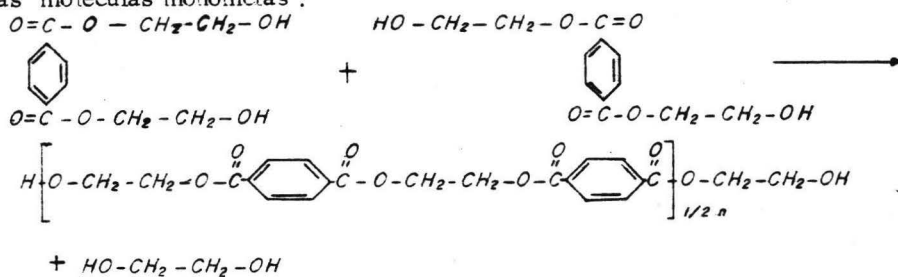
2.- MANUFACTURA.

Las fibras poliéster se obtienen por la combinación de ácidos orgánicos dibásicos y glicoles en una reacción de condensación, que tiene agua como subproducto. EL PET se obtiene condensando polietilenglicol con el ácido tereftálico, sin embargo la experiencia de los fabricantes del mundo han demostrado que la reacción es más fácilmente regulada y se obtienen pesos moleculares mayores si se emplea el método de alcoholisis de un éster. Así se hace reaccionar dimetiltereftalato (DMT), con etilenglicol (ETG), dando como subproducto metanol (MCH), de menor temperatura de ebullición. El producto es un diéster, y es el monómero conocido como bis(2, hidroxietil-tereftalato) (BET) el cual se reacciona con los glicoles para formar las fibras.



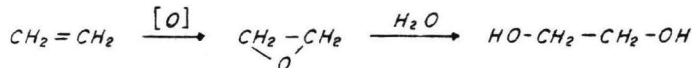
En la polimerización de éste monómero se elimina una molécula de glicol entre -

las moléculas monómeras :

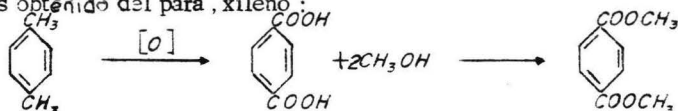


3. - Obtención de Materias Primas .

El etilen glicol se obtiene actualmente a partir del etileno, llevandose la reacción de la forma siguiente :



El Dimetil tereftalato(DMT), se obtiene a partir del ácido tereftálico y éste a su vez es obtenido del para , xileno :



4.- POLIMERIZACION.

La formación del Polietilentereftalato (PET), se realiza en dos etapas. En la primera etapa, llamada alcoholólisis se obtiene como subproducto metanol, en la - que los reactivos son el DMT y el ETG formandose el monómero diglicoltereftalato. La segunda etapa es la formación de la cadena y en ella también se elimina de la reacción etilenglicol mediante presión reducida, la reacción es mantenida a elevada temperatura para aumentar la velocidad de la reacción y mantener como fluido el polímero a fin de manejarlo con mayor facilidad.

5.- HILADO.

El polímero es hilado por el método de fusión semejante al empleado para el Nylon, las temperaturas de fusión son también semejantes aunque la viscosidad del - PET es ligeramente superior a la del Nylon. El polímero fundido es obligado a pasar a través de varios orificios para que adquiriera la forma de hilo, después que se ha pasado por las hileras existe una corriente de aire - transversal que solidifica al hilo y es arrollado en carretes antes de ser estirado.

Después del hilado se estiran los filamentos para aumentar la orientación molecular y la tenacidad de la fibra (los métodos empleados para el estirado pueden ser diferentes a los empleados en el Nylon).

6.- USOS.

Las fibras de poliéster han encontrado su - aplicación en prendas de vestir, telas para uso domésti-

co, telas industriales, cordeleria, etc.

En el vestido las telas de poliéster se usan en trajes, pantalones de deporte, abrigos para hombre y mujer, camisas para hombre, corbatas, blusas, vestidos y ropa blanca. La recuperación elástica de la fibra cortada hace que ésta sea usada para géneros de punto tales como suéteres, vestidos, jersey, calcetines e hilazas para tejer. La hilaza de filamento continuo se emplea para uniformes; la hilaza de fibra cortada sirve para uniformes más pesados donde conviene la facilidad de lavado y la resistencia al arrugamiento.

Los usos domésticos de las fibras poliéster comprenden cortinas, tapicería, fundas, mantelería, relleno de almohadas, cobertores, bolsas de dormir.

Se emplean industrialmente para transportadores, cubiertas para máquinas de planchar, mangueras para incendios, cuerdas, telas para velas de barcos, redes y sedales de pesca, se usa también para el calzado y sastretería.

7.- NOMBRES COMERCIALES, PRODUCTORES, PAISES DE ORIGEN Y MATERIAS PRIMAS BASICAS DE LA FIBRA DE POLIESTER.

Nombre Comercial	Productor y país de origen	Materias primas
Terylene	Imperial Chemical Industries Ltd. Gran Bretaña.	Ac. Teraftálico y ETG
"	Canadian Industries Ltd. Ontario Canadá	"

Nombre Comercial	Productor y país de origen	Materias primas
Dacrón	E.I. Dupont of Nemours & Co. Inc. Wilmington, U.S.A.	Ac. Teraftálico y ETG
Fortrel	Fiber Industries Inc. U.S.A.	"
Terlenka	A.K.U. Algemene Kunstzijde Unie N.V. Arnhem, Netherlands.	"
Tergel	Société Rhodiaceta A.S. París, Francia.	"
Terital	Soc. Rhodiatoca, Milano Italia.	"
Tetoron	Teikoki Rayón Co. Ltd. Osaca, Japón	"
Torytetoran	Toyo Rayón Co. Ltd. Osaca, Japón	"
Trevira	Farbwerke Hoechst A.G. Frankfurt, Alemania	"
Grisuten	VEB Chemiefaserwerke Schwarza Wilhelm Pieck' Rudolstadt/thur, Alema	"
Diolen	Vereinigte Glanzstoff-A.G. Wuppertal, Alemania.	"
Lawsan	Chemiefaserwerk Kurst URSS.	"

Nombre Comercial	Productor y país de origen	Materias Primas
Tesil	Silon-Werk Planá,	Ac. Tereftálico- ETG n/luz
Elana	Jelenigorkie Zaklady Cellulozy Polonia	"
Vycron	Beanuit Mills, Inc., N.Y. U.S.A.	"
Vycron	Rogosin Industries, Ltd. Israel	"
Teriber	S.A.F.A. Barcelona, España	"
Kodel	Eastman Chemical Pro- ducts Inc. New York,- U.S.A.	Ac. Tereftálico y 1,4 ciclohexanodi metanol.
Vestan	Faserwerke Huls G.m.b.H., Marl (Alemania)	"

8.- PROPIEDADES FISICAS, QUIMICAS Y BIOLOGICAS.

Propiedades Físicas.- La fibra de poliéster tiene un color marfil pálido, blanco (mayor pureza) con grado de brillantez óptica si se desea, agregando ciertos agentes químicos llamados deslustrantes.

Tiene una densidad de 1.38 g/ml. a la temperatura ordinaria y se funde a 260°C aproximadamente. Como el poliéster es termoplástico (2:2), es posible estabilizar las telas en caliente de igual modo como se hace con

las telas de Nylon; así son estables para el lavado normal y el planchado. Las propiedades físicas de mayor interés son las relacionadas con su empleo como fibra textil.

Tenacidad y alargamiento, los datos sobre tenacidad, la resistencia a la tracción y al alargamiento de las fibras poliéster se dan en la tabla II.1.

Módulo inicial (resistencia al alargamiento) de la fibra es elevado en comparación con otras fibras sintéticas. Como ocurre con la mayor parte de las otras fibras, la resistencia al alargamiento del poliéster es menor a altas temperaturas que a temperaturas ordinarias pero, a diferencia de la mayor parte de las fibras no es afectada de modo apreciable por la humedad.

TABLA II.1

	Filamento continuo Alta tenacidad	Estandar	Fibra plegada
Tenacidad g/Denier*	6 - 7	4.5 - 5.5	3.5 - 4.0
Resistencia a la tracción Kg/cm ²	7,500 Kg/cm ²	5,900	4,700
Alargamiento en la rotura%	12.5 - 7.5	25 - 15	40 - 25

Tabla II.1.- muestra los límites de tenacidad, resistencia a la tracción y alargamiento en la rotu

ra para tres tipos de fibra poliéster.

* Denier está definido como el peso en gramos de 9,000 mts. de hilo.

Propiedades químicas.— Las fibras de poliéster son solubles en m-cresol caliente, en ác. trifluoroacético y 10 partes de fenol en peso y en una mezcla de tres partes de fenol y dos partes de tetracloroetano en peso. Las fibras poliéster tienen despreciable recuperación de humedad (0.4 a 0.6% de humedad relativa y 21°C).

Como agentes de hinchamiento (sustancias — que causan aumento en la sección transversal de la fibra) para el poliéster, se emplean las siguientes soluciones ó dispersiones en el agua excepto las cuatro primeras — que son dispersadas con un detergente sintético:

Acido benzoico al 2%, ácido salicílico al 2%, metacresol al 2%, monoclórobenceno al 5%, p-diclorobenceno al 5%, Tetrahidronaftaleno al 0.5% benzoato de metilo al .5%, Salicilato al .5%, o-fenilfenol al .5%, p-fenilfenol al .3%

Los ensayos de laboratorio indican que la mayor parte de los compuestos de los tipos generales siguientes producen poco o ningún efecto en la tenacidad de las fibras de poliéster en condiciones ordinarias de exposición: Alcoholes, agentes blanqueadores, disolventes de limpieza en seco hidrocarburos halogenados, hidrocarburos, cétonas, jabones y detergentes sintéticos, — agua, agua de mar, ácidos débiles y alcalis débiles.

El teñido de las fibras de poliéster requieren métodos que tengan en cuenta su baja absorción de —

agua aunque hay semejanza considerable en la composición química del poliéster y del acetato (el grupo $-COO-$ hace 46 % del peso del poliéster y 41 % del peso del acetato), el arreglo de la estructura del poliéster es tal - que la difusión del colorante es lenta; para vencer esta dificultad sirven los agentes de hinchamiento o el tratamiento a alta temperatura; generalmente se usan tres técnicas :

a).- Teñido en agua hirviendo con un portador que facilita la función del colorante; (son portadores típicos el o-fenil fenol y el ácido benzóico).

b).- Teñido en agua a alta temperatura y elevada presión.

c).- Método Thermosol que consiste en impregnación del tejido con colorantes y pigmentos dispersados, seguido de tratamiento por calor seco para efectuar la penetración de las fibras por colorantes.

Propiedades biológicas.- Las fibras poliéster presentan excelente resistencia a las bacterias, microbios e insectos, debido a que éstas fibras son indigestibles para ellos.

III.- ESTUDIO DEL MERCADO.

- 1.- NORMAS Y ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.
- 2.- PRODUCCION E IMPORTACION EN LOS ULTIMOS AÑOS.
- 3.- PRONOSTICO DE LA PRODUCCION.
 - A). COEFICIENTE DE CORRELACION.
 - B). PRUEBA DE LIMITES DE CONFIANZA.
 - C). PRUEBA DE DURBIN & WATSON.
- 4.- INDUSTRIAS CONSUMIDORAS.
- 5.- LOCALIZACION Y CAPACIDAD DE COMPETIDORES.
- 6.- PRODUCTOS SIMILARES.
- 7.- ESTRUCTURA DE PRECIOS.
- 8.- PROTECCION ARANCELARIA.
- 9.- PRONOSTICO DE LA DEMANDA.
 - A). COEFICIENTE DE CORRELACION.
 - B). PRUEBA DE LIMITES DE CON FIANZA.
 - C). PRUEBA DE DURBIN & WATSON.
- 10.- LOCALIZACION DE LA PLANTA.
- 11.- ESTIMACION PRELIMINAR DE INVERSION DE PLANTA.

III.- ESTUDIO DEL MERCADO.

1.- NORMAS Y ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

El grado de pureza que se requiere del producto es muy estricto, debido a que su uso específico será para fibras textiles, este grado de pureza es alcanzado si las materias primas, materias auxiliares y catalizador son de alta pureza. Por lo cual se requiere que las materias primas tengan las siguientes propiedades indicadas en la tabla III.1

TABLA III.1

Propiedades	Etilenglicol	DMT
Apariencia	Transparente, líquido claro sin signos de fluorescencia	Puro, blanco: fundido es incoloro y libre de sustancias suspendidas
Punto de ebullición	195-198°C	280°C a 760 torr.
Punto de fusión		141°C
Índice de refracción	1.43 - 1.434 (20°C)	
Número de OH	mayor de 1750	
Contenido de agua	menor de 0.1%	Anhidro
Valor de intercambio éster	mayor de 90	96% en 2 hrs.
Contenido de halógenos	trazas a lo sumo	trazas a lo sumo
Número de ácido		0.2
Número de saponificación		578
Residuos de ignición		0.08
Material volátil disperso		menor de 0.05%
Contenido de Fe		menor de 0.0005%
Contenido de nitrógeno		menor de 0.0005%

Tabla III.1 muestra las especificaciones que deben reunir el ETG y DMT a emplear para la fabricación de fibras poliéster.

2.- PRODUCCION E IMPORTACION EN LOS ULTIMOS AÑOS (7)

A principios de los 60's se empezó a consumir la fibra poliéster en México. Este consumo era abastecido por medio de la importación, ya que en México aún no existían plantas productoras de ésta fibra. Fue hasta el año de 1965 en que nuestro país comenzó dicha producción. Debido a la fuerte demanda que tienen éstas fibras año con año aumenta rápidamente la producción, no obstante nuestro país se ha visto obligado a importar fibras poliéster para cubrir parcialmente la demanda.

Tabla III.2 .

Año	Producción ton/año	Importación ton/año	Consumo ton/año	Ap.
1964	- - - - -	1,192	1,192	
1965	832	1,200	2,032	
1966	2,576	1,800	4,376	
1967	3,758	2,100	5,858	
1968	5,833	3,000	8,833	
1969	8,928	4,400	13,328	
1970	16,331	8,100	24,431	
1971	31,655	11,500	43,155	

Tabla III.2 Muestra la variación de producción, importación y consumo aparente de 1964 a 1971; EL-IMCE. reporta para el año de 1972 una importación de - - 15,082 ton.

3.- PRONOSTICO DE LA PRODUCCION (14)

Aplicando el modelo de regresión logarítmica (graficando log. de \underline{Y} V.S. \underline{X}) a los datos de producción se encontró que estos se comportan linealmente. El objeto de éste modelo es comprimir las ordenadas en función de una escala logarítmica.

TABLA III. 3

X_i	\hat{Y}_i	$X_i \hat{Y}_i$	X_i^2	$X_i - \bar{X}$	$(X_i - \bar{X})^2$	$(\hat{Y}_i - \bar{Y})^2$
1	2.9209	2.9209	1	-3	9	0.70812
2	3.4109	6.8218	4	-2	4	0.12355
3	3.5749	10.7247	9	-1	1	0.03515
4	3.7659	14.0636	16	0	0	0.00001
5	3.9508	19.7540	25	1	1	0.03549
6	4.2130	25.2780	36	2	4	0.20304
7	4.5004	31.5028	49	3	9	0.54464
$\Sigma = 28$	$\Sigma = 26.3368$	$\Sigma = 111.0658$	$\Sigma = 140$		$\Sigma = 28$	$\Sigma = 1.65000$

Donde $\hat{Y}_i = \log. y_i$

$$\bar{X} = \frac{\sum X_i}{N} = \frac{28}{7} = 4$$

$$\bar{Y} = \frac{\sum \hat{Y}_i}{N} = \frac{26.3368}{7} = 3.7624$$

a) COEFICIENTE DE CORRELACION.

$$\hat{\beta} = \frac{\sum (X_i \hat{Y}_i) - \frac{(\sum X_i)(\sum \hat{Y}_i)}{N}}{\sum X_i^2 - \frac{(\sum X_i)^2}{N}} = \frac{111.0658 - \frac{28(26.3368)}{7}}{140 - \frac{784}{7}}$$

$$\hat{\beta} = 0.18171$$

$$r = \sqrt{\frac{(\sum (X_i - \bar{X})^2)^{-1}}{(\sum (\hat{Y}_i - \bar{Y})^2)^{-1}} (\hat{\beta})} = 0.18171 \cdot \sqrt{\frac{28.0}{1.65}} =$$

$r = 0.7483$ coeficiente de correlación.

La ecuación para el pronóstico de la producción queda determinada de la siguiente forma :

$$\alpha = \bar{Y} - \beta \bar{X} = 3.7624 - 0.18171 (4) = 3.03556$$

$$\hat{Y}_i = \alpha + \hat{\beta} X_i = 3.03556 + 0.18171 X_i$$

b).- Prueba de límites de confianza

Esta prueba nos determina la probabilidad mínima y máxima de que se cumpla un pronóstico dentro de los datos estadísticos. Se ha visto que los límites de confianza sobre una recta de regresión sigue un modelo " t " student.

$$G_{\epsilon_i}^2 = \frac{1}{n-2} \left\{ \sum_{i=1}^n (\hat{Y}_i - \bar{Y})^2 - \hat{\beta}^2 \sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2 \right\}$$

$$G_{y_i}^2 = G_{\epsilon_i}^2 \left\{ \frac{1}{n} + \frac{(X_i - \bar{X})^2}{\sum (X_i - \bar{X})^2} \right\}$$

$$E(\hat{Y}_i) = \hat{Y}_i \pm t (G_{y_i})$$

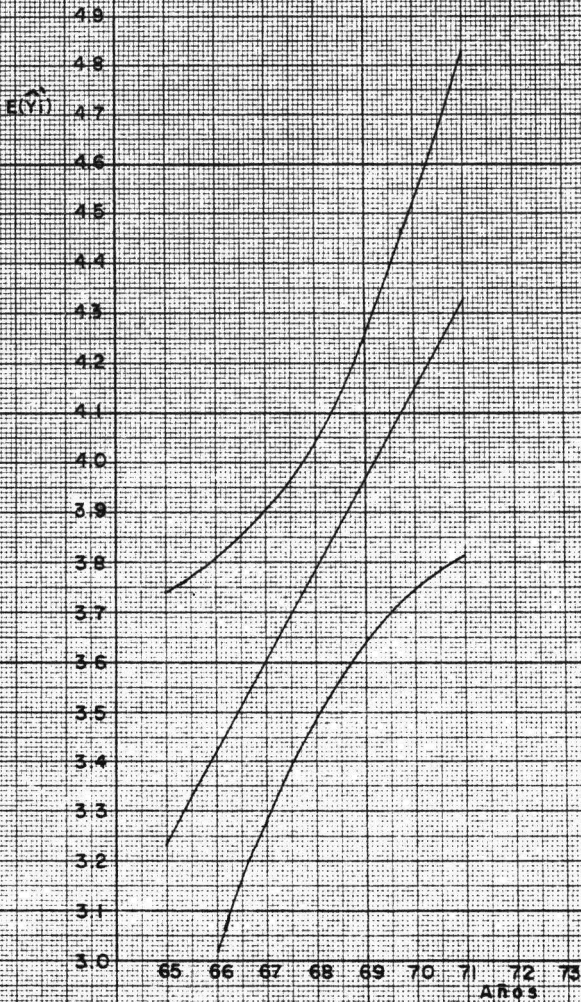
Donde " t " es la " t " de student

t=5% y v = n-2 implican un valor de 2.02

T A B L A III. 4

$G_{y_i}^2$	G_{y_i}	t G_{y_i}	$E(\hat{Y}_i)_{\text{máx}}$	$E(\hat{Y}_i)_{\text{mín}}$	\hat{Y}_i
0.0621969	0.2495	0.50399	3.74130	2.73332	3.23731
0.0382489	0.1995	0.39491	3.81393	3.02411	3.41902
0.0239556	0.1546	0.31229	3.91302	3.28844	3.60073
0.0191365	0.1381	0.27896	4.06140	3.50348	3.78244
0.0239556	0.1546	0.31229	4.27644	3.65186	3.96415
0.0382489	0.1955	0.39491	4.54077	3.75095	4.14586
0.0621969	0.2495	0.50399	4.83096	3.82418	4.32757

Límites de confianza para la producción



gráfica III-1

C).- Prueba de Durbin & Watson

TABLA III.5

$\varepsilon_i(\widehat{Y}_i - \widehat{Y}_i')$	$\varepsilon_{i\eta} - \varepsilon_{i\eta-1}$	ε_i^2	$(\varepsilon_{i\eta} - \varepsilon_{i\eta-1})^2$
- 0.31641	- - - - -	0.10011528	- - - - -
- 0.00812	- 0.30829	0.00006593	0.0950427
- 0.16583	- 0.15771	0.02750158	0.0248724
- 0.0154	- 0.14929	0.00027357	0.0222875
- 0.01335	- 0.003190	0.00017822	0.0000102
+ 0.06714	+ 0.080490	0.00450777	0.0006839
+ 0.17282	+ 0.105690	0.02987020	0.0111703
		0.16231259	0.1540671

$$D = \frac{\sum_{i=1}^n (\varepsilon_{i\eta} - \varepsilon_{i\eta-1})}{\sum \varepsilon_i^2} = \frac{0.1540671}{0.16231259} = 0.945$$

$$P_a = 1 - \frac{D}{2} = 1 - \frac{0.945}{2} = 0.5275$$

El modelo de autocorrelación de Durbin & Watson no es muy válido debido a que el valor de D debe de ser mayor de 1 y P_a menor de 0.5 o al menos igual que estos valores mínimos, pero este error es normalmente debido a los datos estadísticos que dan las fábricas y siempre se presentan.

De acuerdo a la ecuación de regresión logarítmica, tenemos en la tabla III.6; los valores de pronóstico de la producción que debido a las pruebas realizadas a los datos son aceptables.

TABLA III.6

Año	Producción ton/año
1972	32,400
1973	49,100
1974	74,600
1975	113,400
1976	172,300
1977	261,800
1978	397,900
1979	604,500
1980	918,100

Tabla III.6 Da los datos para el pronóstico de la producción de fibra poliéster de 1972 a 1980,

4.- INDUSTRIAS CONSUMIDORAS (7)

Las principales industrias consumidoras son las que fabrican telas e hilazas que son conocidas por su clase de actividad de hilado-tejido y acabado de fibras sintéticas, en las cuales se incluye toda clase de tejido de telas, ropa; cortinas, alfombras, etc.

En la siguiente tabla III.7 se da el número total de fábricas y su localización en el país.

TABLA III.7

Localización	No. de fábricas
Distrito Federal	49
Estado de México	23

Localización	No. de fábricas
Tlaxcala	8
Puebla	5
Jalisco	2
Querétaro	2
Morelos	1
San Luis Potosí	1
	<hr/>
	91

5.- LOCALIZACION Y CAPACIDAD DE COMPETIDORES.

El mercado de todas las fibras y principalmente las de poliéster se ha incrementado rápidamente, tanto que las plantas existentes en el país no han cubierto el mercado debido a que la demanda se ha hecho mayor año con año, aún cuando la importación se ha hecho necesaria para cubrir el consumo nacional.

Dos factores importante a tomarse en cuenta en el estudio de mercado, son la localización de todas las fábricas clasificadas como competencia, tomando en cuenta también su capacidad disponible.

TABLA III. 8

Nombre	Inversión millones\$	Capacidad ton/año	Producto	Localización
Celanese Mexicana, S.A.	68.51	29,500	Fib. Poliest.	Ocotlán
Fibras Sintéticas, S.A.	19.00	5,400	"	D.F.
Industrias Químicas Mex. S.A. de C.V.	54.41	6,900	"	
Kimex, S.A.	80.00	12,000	"	Edo. Méx.
Policrón de México, S.A.	54.00	5,000	"	Monterrey
Fibras Químicas, S.A.		18,000	"	"
Nylon de México, S.A.		17,950	"	

En la tabla III.8 se numeran las principales industrias competidoras en México, su inversión, capacidad, y localización.

6.- PRODUCTOS SIMILARES (9)

De los sustitutos o productos similares (como puede apreciarse en la tabla III.9) comparando con la fibra de poliéster, el más significativo es el Nylon, que tuvo gran auge en las últimas dos décadas. Para la presente década las fibras poliéster han tenido mayor aceptación que cualquier otra fibra y su producción se ha incrementado a gran escala, desplazando de ésta forma el Nylon y demás productos similares. Actualmente no se vislumbra ninguna fibra nueva que pueda sustituir a las de poliéster.

TABLA III. 9

PRODUCCION INTERNA DE SUSTITUTOS O COMPLEMENTARIOS (TON/AÑO)

Fibra Sintética	1967	1968	1969	1970	1971
Acetato fil. continuo	9,421	11,230	11,903	12,275	12,421
Acet. Ffb. corta	2,555	2,774	2,970	3,301	3,640
Rayón fil. continuo	6,801	6,328	6,807	7,147	6,836
Rayón Ffb. corta	9,396	9,791	11,228	11,252	12,035
Nylon	9,307	10,795	12,486	15,759	14,090
Fib. Acrílica		3,924	5,381	8,382	
Rayón viscosa	4,586	4,598			
Rayón alta tenac.		1,144	4,788	1,370	
Nylon alta tenac.		656	844	895	

7.- ESTRUCTURA DE PRECIOS (9,10).

La importación se hace del polímero como polietilen-terftalato en hojuelas y su precio fluctúa entre 8.71 y 13.71 \$/Kg. La importación en los últimos tres años varía de 13 000 a 17 000 ton. El precio de la fibra poliéster en el mercado nacional varía de 27.2- a 30.0\$/Kg. para el año 1971.

8.- PROTECCION ARANCELARIA Y SITUACION LEGAL.

El gobierno del país en un momento dado puede impedir la importación de las fibras poliéster protegiendo de esta manera la producción nacional.

La patente de fibras poliéster fue registrada el 29 de agosto de 1941, por J.R Whinfield y J.T. Dickson en Inglaterra, con el número de patente 578 079; puesto que la duración de las patentes es de 15 a 25 años, dependiendo de cada país no existe algún impedimento legal en el uso o explotación de esta patente.

9.- PRONOSTICO DE LA DEMANDA (8).

La estimación de la demanda es de suma importancia ya que en base a esta y a la producción de los próximos años se va a determinar la capacidad de la planta. La demanda al igual que la producción sigue un modelo de regresión logarítmica.

TABLA III.10

Años	Demanda Ton/año Y_i
X_i	
1965	3,500
1966	6,000
1967	7,000
1968	9,000
1969	13,400
1970	24,700
1971	43,400

TABLA III. 11

X_i	\hat{Y}_i	$X_i \hat{Y}_i$	X_i^2	$(X_i - \bar{X})^2$	$(\hat{Y}_i - \bar{Y})$	$(\hat{Y}_i - \bar{Y})^2$
1	3.54407	3.54407	1	9	-0.49576	0.2457779776
2	3.77815	7.55630	4	4	-0.26168	0.0584764224
3	3.84510	11.53530	9	1	-0.19473	0.0379197729
4	3.95424	15.81696	16	0	-0.08559	0.0073256481
5	4.12710	20.63550	25	1	0.08727	0.0076160529
6	4.39270	26.35620	36	4	0.35287	0.1245172369
<u>7</u>	<u>4.63749</u>	<u>32.46243</u>	<u>49</u>	<u>9</u>	<u>0.59766</u>	<u>0.3571974756</u>
28	28.27885	117.90676	140	28		0.8388305864

$$\bar{X} = \frac{\sum X_i}{n} = \frac{28}{7} = 4$$

$$\bar{Y} = \frac{\sum \hat{Y}_i}{n} = \frac{28.27885}{7} = 4.03983$$

$$\hat{\beta} = \frac{117.90676 - \frac{28(28.27885)}{7}}{140 - \frac{784}{7}} = 0.16897$$

a).- Coeficiente de correlación.

$$\rho = \hat{\beta} \sqrt{\frac{\sum (X_i - \bar{X})^2}{\sum (\hat{Y}_i - \bar{Y})^2}} = 0.16897 \sqrt{\frac{28}{0.83883}} = 0.9749$$

De donde la ecuación que determina el pronóstico de la demanda es :

$$\alpha = \bar{Y} - \hat{\beta}\bar{X} = 4.03983 - 0.16897(4) = 3.36395$$

$$\hat{Y}_i' = \alpha + \hat{\beta} X_i = 3.36395 + 0.16897 X_i$$

b).- Límites de confianza.

Empleando las ecuaciones utilizadas anteriormente para la proyección de la producción se calcularán los límites de confianza.

TABLA III-12

G^2_{yi}	G yi	t Gyi	$E(\hat{Y}_i)_{\text{mín}}$	$E(\hat{Y}_i)_{\text{máx.}}$	\hat{Y}_i
0.0036651752	0.06050	0.122210	3.53292	3.655130	3.410710
0.0022542683	0.04800	0.096960	3.70189	3.798850	3.604830
0.0014104663	0.03550	0.071710	3.87086	3.942570	3.799150
0.0011265151	0.03965	0.065853	4.03983	4.105683	3.973977
0.0014104663	0.03550	0.071710	4.20880	4.280510	4.137090
0.0022542683	0.04800	0.096960	4.37777	4.474730	4.280810
0.0036651762	0.06050	0.122210	4.54674	4.668950	4.424530

c).- Prueba de Durbin & Watson.

$\epsilon_i(\hat{Y}_i - \hat{Y}_i)$	ϵ_i^2	$\epsilon_n - \epsilon_{n-1}$	$(\epsilon_n - \epsilon_{n-1})^2$
0.01115	0.00012432250	0.00000	0.0000000000
0.07626	0.00581558760	-0.06511	0.0042386610
-0.02576	0.00066457760	-0.10200	0.0104080804
-0.08559	0.00732556481	-0.05983	0.0035796289
-0.08017	0.00667489000	0.00542	0.0000293764
0.01493	0.00022290490	0.09510	0.0090440100
0.09075	$\frac{0.00823556250}{0.02907040991}$	0.077582	$\frac{0.0059486924}{0.0332484491}$

$$D = \frac{0.0332484}{0.0299070} = 1.14$$

$$\beta_a = 1 - \frac{1.14}{2} = 0.43$$

El coeficiente de correlación obtenido es — aceptable al igual que la prueba de Durbin & Watson, por lo tanto, determinando la demanda para los siguientes — años : (Tabla III-13.)

TABLA III-13

Años	Demanda ton/año	Años	Demanda ton/año
1972	51,969	1976	246,350
1973	76,680	1977	363,550
1974	113,150	1978	536,450
1975	166,990	1979	791,590
		1980	1,168,200

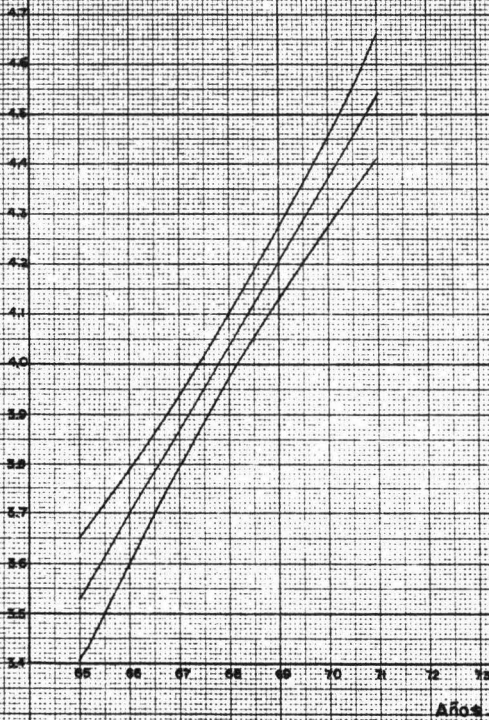
10.- LOCALIZACION DE LA PLANTA (12).

La localización de la planta, es muy importante dentro del estudio del mercado y para todo proyecto, — ya que es necesario tener bien situada la planta respecto a:

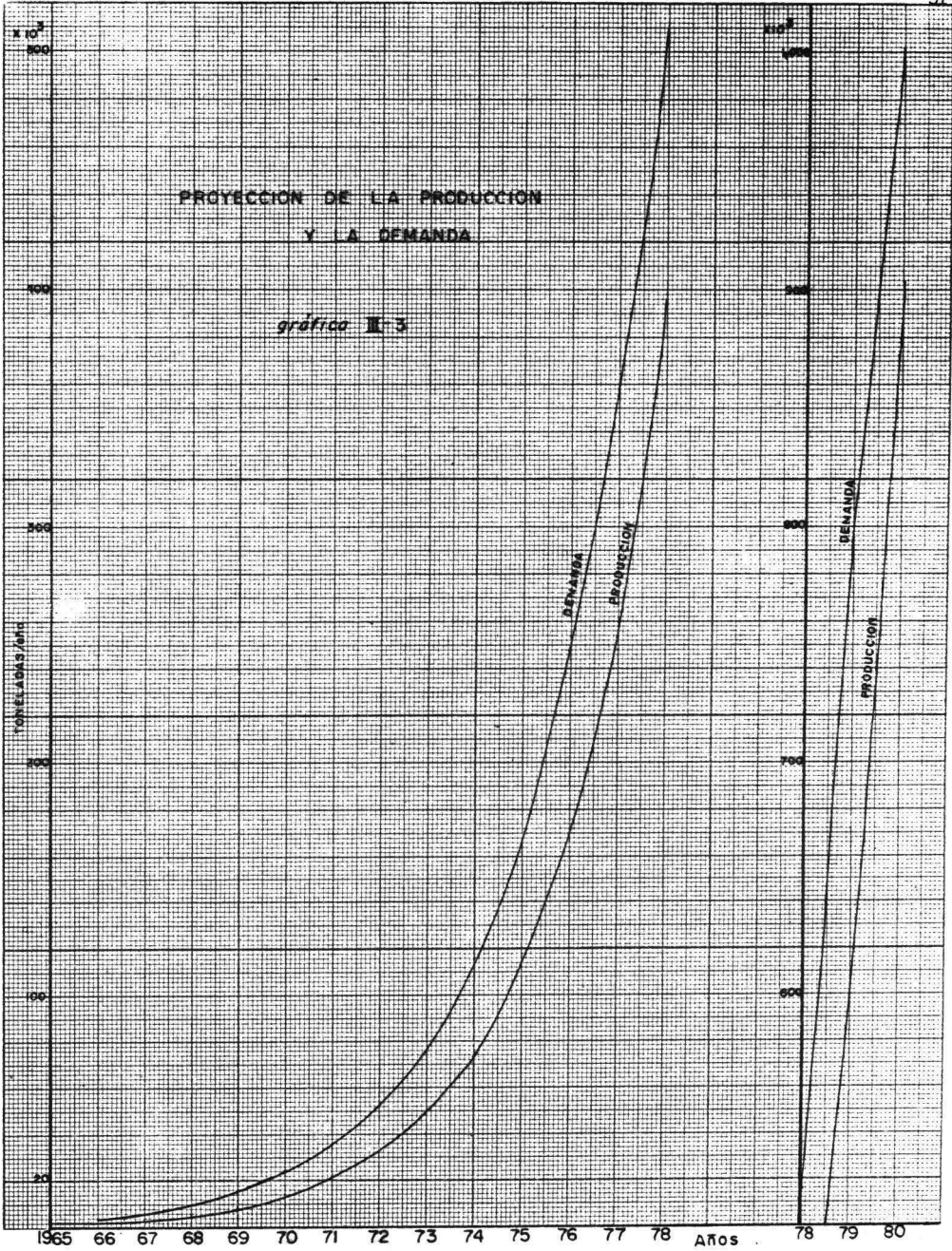
- a).- La fuente de materia prima y materias — auxiliares.
- b).- Mercado consumidor.

Límites de confianza para la demanda

ETD



gráfica III-2



c).- Servicios disponibles.

d).- Facilidades de las entidades federativas para su industrialización, etc.

Para una mejor selección de ésta localización se formó un cuadro en el cual se consideran seis zonas industriales, que figuran entre las más probables para este estudio. Se fijó una escala de 1 a 10 para evaluar los factores más importantes que de ellas sobresalen.

TABLA III.14

Factores	Monterrey	Jalisco	Edo.México	D.F.	Puebla	Veracruz
Materia Prima	5	5	6	6	8	9
Mercado	7	7	8.5	9	8	4.5
Mano de Obra	5.5	7	8	8	8.7	6
Servicios	7	7	7.2	7.5	9	7
Transportes	5	6	7	7	7.2	8
Gastos Generales	7	7.7	8	8	8	7.2
Terreno	$\frac{7.5}{44.0}$	$\frac{8}{47.7}$	$\frac{7.2}{53.7}$	$\frac{5.2}{50.7}$	$\frac{7.7}{56.6}$	$\frac{7.7}{49.4}$

De la evaluación anterior se aprecia que el estado de Puebla, es el que presenta mayores ventajas para la localización de la planta por lo tanto se ha elegido éste Estado.

11.- ESTIMACION DE LA CAPACIDAD E INVERSION DE LA PLANTA DE POLIESTER.

Basándose en los datos de pronóstico, es justificable la creación de nuevas plantas productoras de fibras poliéster.

Kimex, S.A., reporta para una capacidad de 12,000 ton/año una inversión fija de \$ 80.0 millones, en el año de 1970. Tomando como referencia estos datos, la inversión de la planta para diferentes capacidades es estimada mediante la ecuación siguiente:

$$\frac{I_1}{I_2} = \left(\frac{C_1}{C_2} \right)^x$$

Por tanto tomando logaritmos la ecuación queda de la siguiente forma:

$$\log. I_1 - \log. I_2 = x (\log. C_1 - \log. C_2)$$

Donde I_1 es la inversión para la capacidad C_1 que son tomadas como referencia.

I_2 en la inversión esperada para la capacidad requerida.

Si graficamos logaritmo de la inversión VS. logaritmo de la capacidad (tomando en cuenta Tabla III.15)

el resultado es una línea de pendiente x . La literatura respectiva recomienda un valor para x de .5 a .8; así el valor asignado a x es de .6

TABLA III.15

Capacidad ton/año	log. de Capacidad	inversión millones de \$	log. de inver sión.
15 000	4.17609	91.46	7.961236
12 000	4.07918	80.00	7.903090
10 000	4.00000	71.70	7.855580
8 000	3.90309	60.72	7.797440
7 500	3.87506	60.34	7.780610

Con los datos anteriores se puede estimar la inversión para su capacidad correspondiente e inclusive si se grafican log. de inversión VS. log. de capacidad se pueden obtener datos fácilmente interpolando.

Para el diseño de esta planta de poliéster, se ha elegido una capacidad de 7,500 toneladas/año. Se estimó anteriormente para esta capacidad una inversión de \$ 60.34 millones.

Con la ecuación siguiente se estima un valor para la inversión futura en función de la inversión presente:

$$I_f = I_p (1 + i)^b$$

Donde I_f = es la inversión futura.

I_p = es la inversión presente.

b = indica el año para el cual se quiere extrapolar.

i = factor que depende del interés e inflación del dinero.

En la tabla III.16, se resumen los resultados en términos de la inversión presente, para una capacidad de 7 500 ton/año. Tomando como referencia el año que reporta su inversión la industria Kimex, S.A. (1970 = 0).

TABLA III.16

AÑO	b	I_f millones de \$
1970	0	60.34
1971	1	74.34
1972	2	94.28
1973	3	117.85
1974	4	147.30
1975	5	184.13

Tabla III.16.- Los datos de ésta tabla se calcularon tomando en consideración 15% debido al interés y 10% debido a la inflación, teniendo por tanto un valor de ($i = 0.25$).

IV.- PROCESOS INVOLUCRADOS EN LA FABRICACION DE FIBRAS -
DE POLIESTER.

- 1.- OBTENCION DE POLIESTER A PARTIR DE ACIDO
TEREFTALICO.
- 2.- OBTENCION DE POLIESTER A PARTIR DE DMT.
- 3.- PROCESO INTERMITENTE.
- 4.- PROCESO CONTINUO
- 5.- VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS -
CONTINUO E INTERMITENTE.
- 6.- SELECCION DEL PROCESO.

IV.- PROCESOS INVOLUCRADOS EN LA FABRICACION DE FIBRAS DE POLIESTER.

Los principales procesos en la fabricación-fibras poliéster son dos; el que parte del ácido tereftálico (TPA) y el que parte del dimetiltereftalato (DMT),- ambos procesos pueden llevarse a cabo en forma intermi--tente o continua.

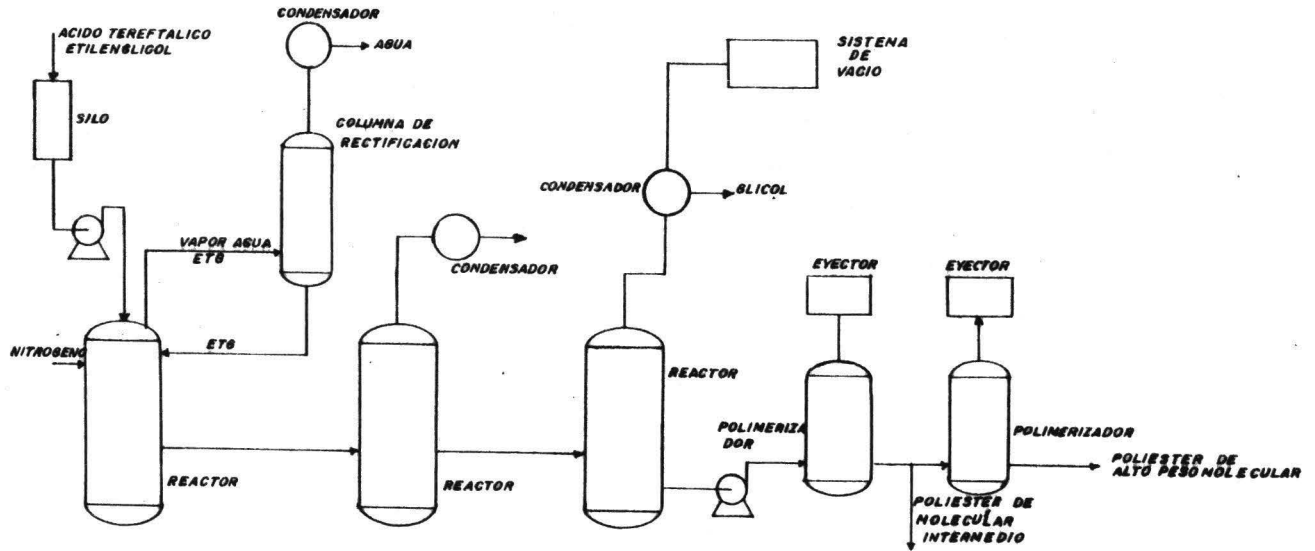
A continuación se describirán los procesos,- después se mencionarán desventajas y ventajas para cada-uno, para que así con ésta base, y el objetivo a seguir se seleccione el proceso.

1.- OBTENCION DEL POLIESTER A PARTIR DEL TPA.

Este proceso, parte del TPA que reacciona con etilen glicol para dar un éster y su posterior polimeriza--ción de éste, sin embargo existe el inconveniente del TPA que no es ampliamente disponible en forma pura. Se puede alcanzar substancialmente un ahorro en materia prima usan--do el TPA en vez del DMT para la esterificación.

La Goodyear & Rubber Co., encontró que en este proceso se usa cerca del 15% menos de TPA en relación--al DMT para producir el mismo polímero, siendo los costos de proceso los mismos.

En el diagrama de flujo, fig. IV.1 una suspen--ción de TPA y etilen glicol es continuamente bombeada has--ta un reactor que contiene poliéster de bajo peso molecu--lar a una presión de nitrógeno de 50 a 100 psig., la mez--cla es agitada y mantenida a una temperatura de 465° a --



OBTENCION DE POLIESTER A PARTIR DE ACIDO TEREFTALICO

500°F; en estas condiciones el etilen glicol que no ha reaccionado y el agua formada en la reacción de transesterificación son volatilizados y entran a una columna de rectificación en donde el etilen glicol es separado y regresado al seno de la reacción, la corriente de esterificación es alimentada a otro reactor donde la esterificación es alcanzada totalmente. Esta corriente entra a un tercer reactor que tiene un vacío de 1 a 5 torr. el exceso de glicol es eliminado, saliendo un poliéster de bajo peso molecular que entra a un segundo polimerizador. Durante la polimerización el glicol desprendido es eliminado por un vacío menor de 1 torr. y una temperatura de 545°F.

Del segundo polimerizador sale un poliéster de peso molecular intermedio que es apropiado para la mayoría de las aplicaciones en fibras textiles y películas de poliéster y puede ser alimentado directamente a hilado o a un equipo para darle forma de hojuelas. Si se desea obtener fibra poliéster para cuerdas de llanta es necesario llevar la corriente a otro polimerizador.

2.- OBTENCION DE POLIESTER A PARTIR DE DMT.

En la planta de Vickers-Zimmer en Formosa, dos corrientes entran (fig. IV.2) a un reactor de transesterificación a través de un sistema de dosificación, la primera de ellas lleva DMT fundido y la otra etilen glicol con los catalizadores.

Los tres parámetros que controlan la reacción de transesterificación son: relación molar DMT/ETG, temperatura y tiempo de residencia. La transesterifica—

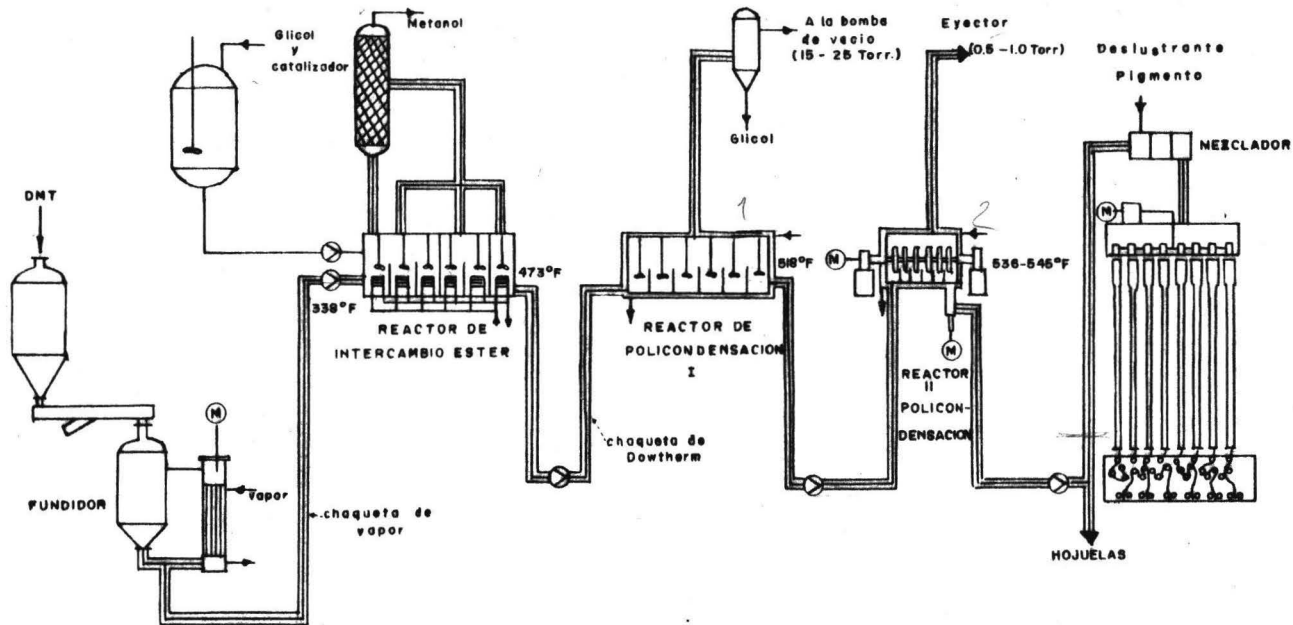


fig IV-2 OBTENCION DE POLIESTER A PARTIR DE DMT Y ETG

ción toma lugar dentro de un recipiente en donde DMT y - ETG se alimentan a una relación molar de 1:1.7 y a una temperatura de 320°F a 326°F (el proceso intermitente - usa una relación molar de 1:2.2), el método de Vickers-Zimmer logra una significativa reducción en el costo de - la etapa de transesterificación, la operación toma lugar cerca de 4 horas a presión atmosférica y la temperatura final del reactor es cerca de 473°F; la policondensación es llevada a cabo en dos o tres reactores dependiendo de las propiedades deseadas en el producto final. Dos reactores son necesarios para la fabricación de fibra textil poliéster (viscosidad intrínseca de 0.7) y tres reactores son necesarios para hilos técnicos como cuerdas para llanta (viscosidad intrínseca de 1.0). En la fabricación de fibras textiles se usan dos reactores; el primero opera de 25 a 15 torr. y el segundo funciona de 1 a - .5 torr; el primer reactor de policondensación es un recipiente enchaquetado, seccionado en varias cámaras, está calentado por Dowtherm cada cámara tiene un agitador, el glicol resultante es retirado por una bomba de vacío - - mientras que el producto de policondensación sale por la base después de un tiempo de residencia cercano a dos horas.

3.- PROCESO INTERMITENTE .

La parte más importante en el proceso intermitente es la etapa de intercambio-éster, en la cual este procedimiento es llevado a cabo a bajo del punto de ebullición de glicol, sin columna de reflujo, el metanol - que se ha formado puede salir fácilmente de la reacción a una temperatura menor.

Sin embargo, hay la desventaja de la sublimación del DMT, si no se incluye una columna de reflujo - debido a que esta sublimación del DMT, obstrucciona los condensadores y tubos de salida.

Un factor importante en el proceso intermitente es el método de disolución usado, que consiste de un tanque que contiene etilen glicol y óxido de titanio - en suspensión es calentado y al empezar a agregar el DMT sólido debe haber una agitación vigorosa, ésta disolución se desarrolla de 3 a 6 horas para disolver una carga de 1,000 Kg., entre una temperatura de 150° - 160°C.

La desventaja de esta disolución es que no se lleva a cabo la transesterificación completa y el TiO_2 puede aglomerarse en la solución.

4.- PROCESO CONTINUO (1,2).

Este proceso continuo es llevado a cabo durante la transesterificación, a la temperatura de ebullición del glicol, éste requiere una columna de reflujo - la cual retorna el glicol a la mezcla reaccionante. El método es preferido en la producción a gran escala. Como en el proceso intermitente aquí el sublimado de DMT ocurre de la misma manera, pero ahora se recoge en la parte inferior de la columna, el cual primero se lava con el metanol, y más tarde regresa al seno de la reacción arrastrado por el glicol. Inicialmente la fracción de DMT de la cantidad de reflujo se acerca de un 10-15% y con la - consecuente formación de diglicoltereftalato, este valor se reduce progresivamente.

La inclusión de una columna de reflujo, permite llevar a cabo la reacción de altas temperaturas así el tiempo de reacción disminuye, éste es un factor importante y determinante en la aplicación de este método, — que como se mencionó anteriormente da como consecuencia mayor pureza al policondensado.

El método de fusión de DMT, es usado en este tipo de proceso y consiste en fundir el DMT separado del etilen glicol, estas dos corrientes en forma líquida convergen en el reactor de transesterificación; ésta fusión presenta las siguientes ventajas:

a).- Esta solución de DMT-ETG se forma más rápidamente.

b).- Este fundido de DMT alcanza una estabilidad en el punto de fusión.

c).- El tiempo de residencia de ambos componentes DMT-ETG en el estado caliente es corto y los tiempos de reacción cortos mejoran el producto de esta etapa.

5.- VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS CONTINUO E INTERMITENTE.

El proceso continuo es generalmente más económico que el intermitente, debido a que se puede automatizar más fácilmente y se obtiene un producto más consistente y de mejor calidad. Para que se lleve a cabo la reacción de transesterificación las materias primas deben alimentarse en forma líquida, ya sea DMT fundido con ETG o DMT disuelto en el glicol caliente y como se vió an

teriormente el método de fusión usado en el proceso con tínuo es superior al método de disolución empleado en - el proceso intermitente. Una ventaja notable del proceso contínuo es que se puede eliminar la producción de - hojuelas, el secado de estas y un equipo de refundido - ahorrándose con esto de 4-5% de pérdidas de polímero - que se tiene en el proceso intermitente. De acuerdo a-Zimmer la polimerización contínua también permite usar-relaciones de etilenglicol a dimetil-tereftalato menores que en la polimerización intermitente con ahorro adicional de materias primas.

6.- SELECCION DE EL PROCESO.

En base a la discusión anterior de cada pro-ceso y el objetivo a seguir en éste trabajo, se ha ele-gido el proceso contínuo, en vez de intermitente ya que la producción requerida según el estudio de mercado es-grande.

Por otro lado las ventajas que presenta el - DMT sobre TPA nos lleva a elegir el proceso que parte - del DMT.

V.- DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA PRODUCCION DE FIBRAS POLIESTER A PARTIR DE DIMETIL- - TEREFALATO Y ETILEN-GLICOL.

- 1.- MATERIAS PRIMAS.
- 2.- PROCESO DE FUNDIDO.
- 3.- TRANSESTERIFICACION.
- 4.- FUNDAMENTOS DE TRANSESTERIFICACION.
 - a).- FORMACION DE OLIGOMEROS.
 - b).- REACCIONES LATERALES.
 - c).- EXCESO DE ETILEN-GLICOL.
 - d).- TEMPERATURAS DE OPERACION.
 - e).- CATALIZADORES.
- 5.- CINETICA DE TRANSESTERIFICACION.
- 6.- PROCESO DE TRANSESTERIFICACION.
- 7.- AGENTE DESLUSTRANTE.
- 8.- POLICONDENSACION.
- 9.- CONDICIONES DE POLICONDENSACION.
- 10.- CINETICA DE POLICONDENSACION.
- 11.- PROCESO DE POLICONDENSACION.
 - a). CONDENSACION AL VACIO.
 - b).- MEDICION DEL CURSO DE POLICONDENSACION.
- 12.- ESTABILIDAD TERMICA DEL POLIETILEN-TEREFTALA TO FUNDIDO.

V.- DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA PRODUCCION DE FIBRAS POLIESTER A PARTIR DE DMT. Y ETG.

V.1- MATERIAS PRIMAS

Los proveedores suministran a la planta el DMT en sacos de 20 o 40 Kg. en forma granular, estos sacos están revestidos con una película de polietileno con el objeto de proteger esta materia prima de humedad. Es necesario almacenar ésta materia prima en un silo o tolva colocada en la parte superior de un dosificador que alimenta una cantidad constante a un recipiente fundidor, puesto que para llevar a cabo una buena reacción de transesterificación es necesario alimentar al reactor DMT y-ETG en forma líquida.

V.2- PROCESO DE FUNDIDO.

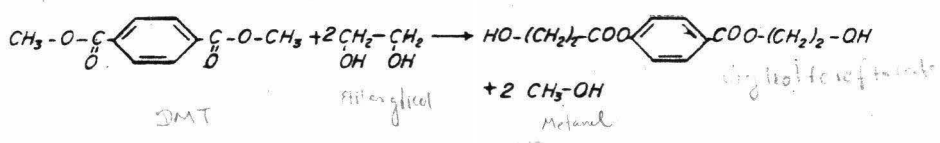
FUNDIDO

El proceso de fundido se llevará por el método del DMT fundido que como anteriormente se describió - consiste en fundir el DMT separado de ETG.

Al iniciar este proceso es necesario calentar el recipiente vacío hasta la temperatura requerida - de 150°-160°C (punto de fusión del DMT es 141° C) y - después se empieza a cargar el DMT en una forma lenta - para que no haya aglomeración de sólidos, hasta adquirir el volumen normal, ya en estas condiciones el DMT fundido se pasa al recipiente de intercambio-éter a donde se alimenta también glicol a la misma temperatura.

V.3.- TRANSESTERIFICACION.

La transesterificación es una reacción de intercambio-éster; la reacción se lleva a cabo entre un éster y un alcohol en presencia de un catalizador adecuado para darnos un nuevo éster, en este caso la transesterificación se realiza entre un diol y un diéster para producir un nuevo diéster con el correspondiente alcohol.

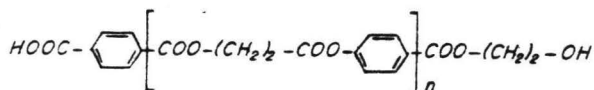


V.4.- FUNDAMENTOS DE TRANSESTERIFICACION.

La etapa de transesterificación es la más importante para la manufactura de polietilen-tereftalato. Los factores que hay que tomar en cuenta por ser los que deciden el curso de la reacción de intercambio-éster están determinados por: La pureza de materia prima, temperatura, cantidad de glicol en exceso, el tipo y cantidad de catalizador o mezclas catalíticas, la presencia de TiO₂ y finalmente el método usado para la transesterificación. El mismo catalizador es útil en la policondensación subsecuente.

a).- FORMACION DE OLIGOMEROS.

Según estudios realizados por Zahn y colaboradores (71) se forman otros productos en el proceso de transesterificación llamados oligómeros, los cuales tienen la siguiente estructura :



n de 1 a 4

Estos oligómeros que se forman no obstruyen la transesterificación ni la policondensación y se forman en una cantidad de 1.5%

Oligómero	Punto de fusión
Monómero	101°C
Dímero	167 "
Trímero	200-202°C
Tetrámero	220° C

En otro estudio realizado por I. Goodman y - B.I. Nesbit (24), encontraron en muestras normales del polímero, oligómeros cíclicos y ellos consideran que pueden ser formados debido a :

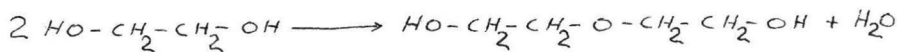
- 1.- La ciclización de los correspondientes - oligómeros lineales.
- 2.- Por un proceso de ciclodepimerización - procedente del final de las cadenas.
- 3.- Por reacciones de eliminación que ocurren al azar dentro o entre grupos éster de las cadenas poliméricas.

b).- REACCIONES LATERALES.

La condición más importante que debe de ser alcanzada por la reacción de intercambio-éster es el desprendimiento cuantitativo del metanol (un chequeo de — las cantidades eliminadas da un panorama claro del curso de intercambio éster y dentro de cierto límite es también posible determinar el final de la reacción). Cuando — los grupos remanentes no cambian bloquean el crecimiento de las macromoléculas causando rupturas en las cadenas.

Para eludir la posible oxidación se usa una corriente de N_2 (libre de O_2) o cualquier otro gas — inerte; que se hace pasar sobre la reacción.

La reacción lateral más notable es la formación de éteres glicolicos promovidos por unos catalizadores pero ampliamente retardados por otros, cuya presen—cia de estos influye en la temperatura de fusión del PET.



El agua liberada en la reacción de transesterificación originada por la reacción lateral puede in—fluir ampliamente, pero es facilmente destilada con el — metanol. En contraste cuando la policondensación da un aumento adicional de grupos de éteres glicólicos, entonces hay posibilidad de reacciones de degradación debi—dos a la formación de grupos ácido, los cuales pueden in—fluir en el grado de polimerización, punto de fusión y — viscosidad.

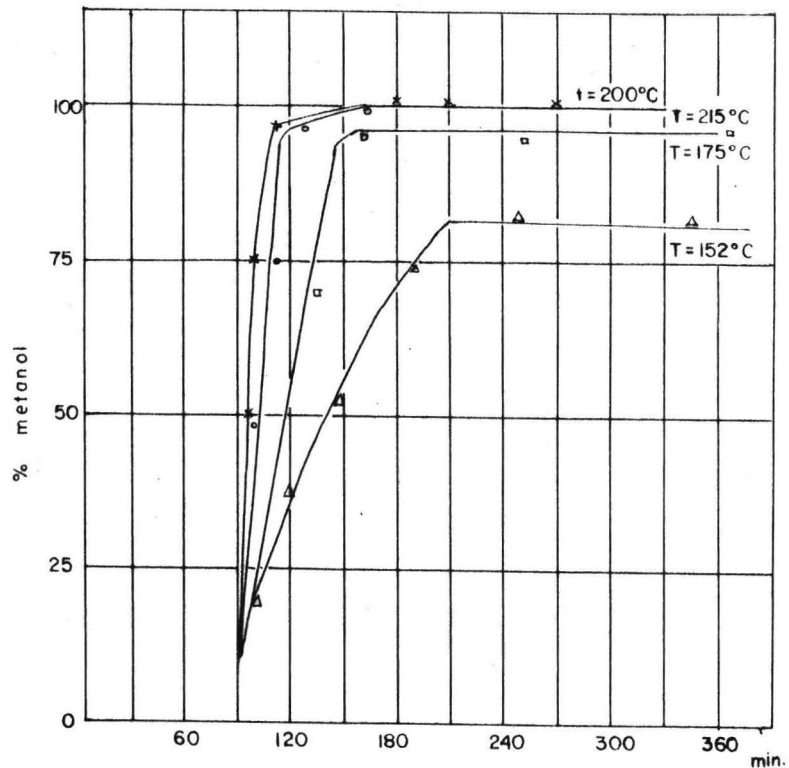
c).- EXCESO DE ETILEN-GLICOL.

El exceso de glicol para efectuar la reacción estimula de tal manera que se desvía de la reacción de equilibrio a la reacción de glicol-éster; por supuesto - el gran exceso entabla desventajas por ejemplo, la prolongación del tiempo de reacción debido a la necesidad - de destilar el exceso. Industrialmente el uso de un pequeño exceso (50 % molar) da un resultado satisfactorio - para que se efectue la reacción.

d).- TEMPERATURAS DE OPERACION .

La reacción entre DMT y ETG ocurre a 150°C,- en presencia de catalizadores adecuados, industrialmente las altas temperaturas son aplicadas para disolver el DMT no disuelto y éstas ejercen una influencia más favorable en la reacción.

La temperatura de reacción es determinada - por el proceso técnico usado, en particular la adición - de la columna de rectificación es de significancia. En - la práctica industrial se alcanza una variación de temperatura de 150° a 200°C es decir, justamente arriba del - punto de fusión del DMT y cerca del punto de ebullición - del etilen-glicol (197°C). El tiempo para alcanzar esta temperatura depende de la disposición técnica del - - equipo, cantidad y tipo de catalizador usado. De la - - gráfica V.1 a la V.5 se muestra el curso del intercambio éster a diferentes temperaturas con varios catalizadores (22).



Eliminación de metanol durante el intercambio ester con la adición de 0.2 % de $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Zn} + \text{PbO}$ a la temperatura de reacción indicada.

gráfica V-1

En general puede decirse que la transesterificación a temperaturas de 150-175°C procede lentamente. Industrialmente la velocidad de la reacción adecuada se logra solamente arriba de 175°C. Entonces se alcanza un completo desprendimiento de metanol. A la temperatura de ebullición del ETG, hay un intercambio-éster rápido.

e).- CATALIZADORES.

El catalizador que es usado debe de efectuar tiempos cortos de reacción para la transesterificación y policondensación, además no debe promover reacciones laterales, debe tener buena solubilidad, asegurar altas viscosidades y altos puntos de fusión dando un producto de condensación claro y no debe estimular las degradaciones térmicas del poliéster fundido de alta viscosidad.

Jamer G. Cook, J.T. Dickson, J.R. Whinfield- (61) encontraron que la reacción de intercambio-éster puede ser facilitada por el uso de 0.025% - .1% de un catalizador metálico, tales como Li, Na, Ca, Be, Mg, Zn, Cd, Al, Cr, Mo, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Ag, Hg, Sn, Pb, Bi, Sb, Pt, Pd, un borato o un carbonato alcalino. Pero todos estos catalizadores no han logrado importancia industrial debido a su pobre distribución en la mezcla reaccionante.

En cambio los óxidos se comportan más favorablemente, así, F. Izard (63), recomienda usar 0.005-0.1% de PbO y Billica (69), recomienda el uso de Sb_2O_3 , este óxido es agregado para acelerar la velocidad de reacción en policondensación y sin interferir necesariamente en la etapa de transesterificación. Por esto Hofri-

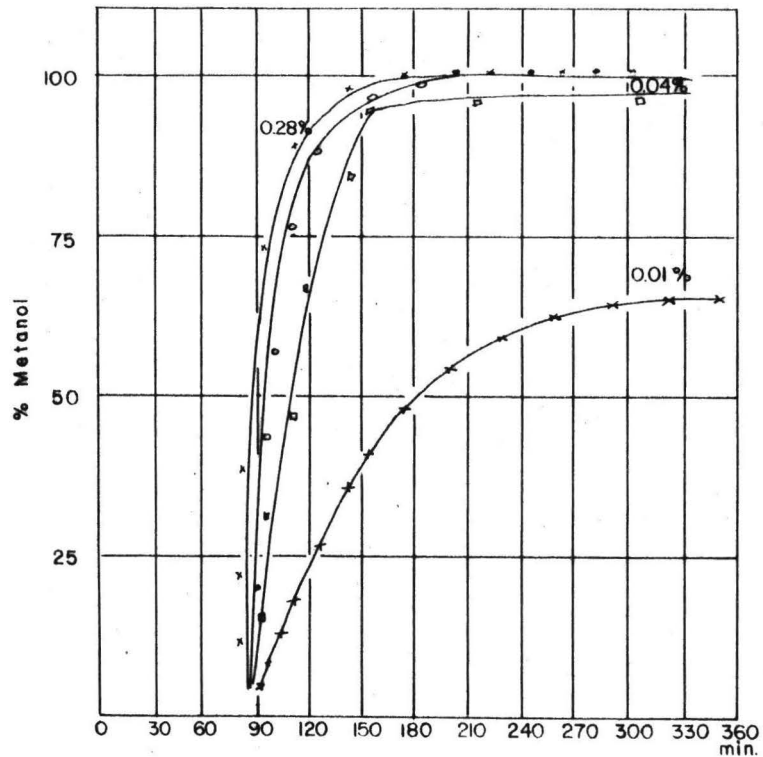
chter (60), recomienda usar un acetato de cobalto de - 0.005%-0.15% junto con Sb_2O_3 .

Los óxidos se comportan más favorablemente- (por ejemplo MgO, PbO, Sb_2O_3) que los metales; cuando se usan óxidos es conveniente incluir acetatos entre los — cuales pueden mencionarse los acetatos de Cobalto, Zinc, Plomo, Cadmio y Manganeso, estos poseen buena solubili— dad y tienen fuerte efecto catalítico en transesterifica— ción y policondensación, con excepción del acetato de — plomo todos ellos dan producto de condensación claros. — En la gráfica V.5 se muestra el efecto de diversos aceta— tos en la reacción de transesterificación a una tempera— tura de 200°C.

La mayor desventaja del Plomo es dar un poliés— ter de color amarillo, el cual es más marcado a mayor — concentración de éste catalizador.

Cuando la concentración es tan baja por ejem— plo 0.01% de la cantidad de catalizador a la cantidad de DMT, la reacción no será completa o será mucho muy lenta, como se puede ver en la gráfica V.2, los acetatos de Co— balto, Zinc, Manganeso, Cadmio, ejercen buenos efectos ca— talíticos durante la transesterificación, pero ellos fa— vorecen reacciones laterales, especialmente durante reac— ciones prolongadas.

Se pueden mezclar varios catalizadores que — pueden usarse en la práctica por ejemplo: Acetato de Co— balto con Óxido de Plomo, Acetato de Cobalto con trióxi— do de Antimonio, Acetato de Manganeso con trióxido de An— timonio, Óxido de Manganeso con los óxidos de Zinc, y —



Curso del desprendimiento de metanol durante el intercambio ester a 200°C como una función de la concentración del catalizador $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Zn} + \text{PbO}$ (2/1)

gráfica V-2

Plomo, el efecto de estas mezclas de catalizadores puede verse en la gráfica V.4, estos catalizadores muestran no sólo suficiente actividad catalítica durante la reacción de intercambio-éster sino que también son capaces de acelerar adecuadamente la reacción de policondensación.

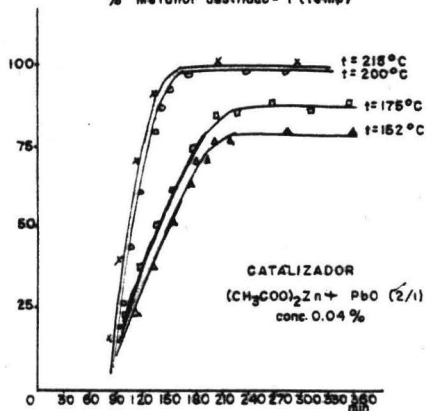
La valoración de un catalizador debe incluir el comportamiento del poliéster fundido bajo esfuerzos - térmicos, aquí los diferentes catalizadores usados muestran variaciones las cuales se pueden averiguar por la determinación del grupo ácido en las colas de las cadenas, se considera el comportamiento térmico del poliéster bueno con los compuestos de Plomo, Antimonio, Manganeso y Cobalto que son los más ventajosos, mientras que los compuestos de Zinc, Cadmio no son completamente favorables. El Sb_2O_3 requiere para una mayor conversión - alta temperatura y es preferible agregarlo después de la transesterificación y se puede sustituir por el acetato.

La clasificación de compuestos que pueden ser utilizados como catalizadores pueden ser aumentados - como son los hidróxidos alcalinos y metales alcalinos, - así como metales alcalino-terreos (por ejemplo: NaH , LiH , CaO y compuestos aluminatos, complejos de Titanio y de Zirconio en los cuales los grupos arilo y alquilo sirven de ligando.).

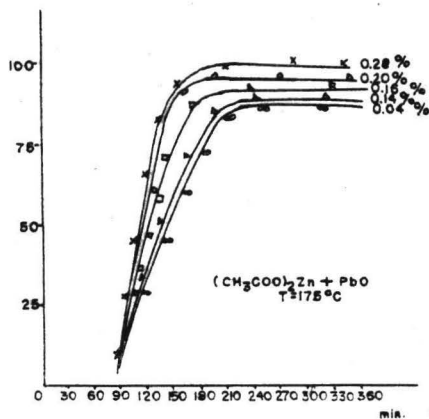
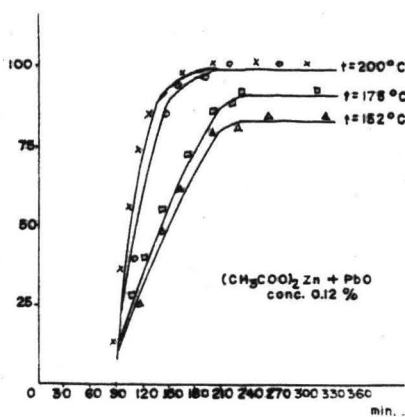
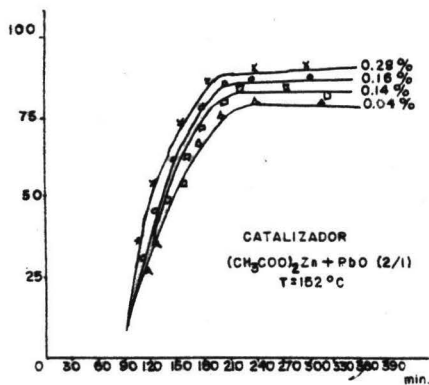
V.5.- CINETICA DE TRANSESTERIFICACION.

Las investigaciones realizadas por Griehl y Schnock (27), los llevó a afirmar que la reacción de - - transesterificación, así como la de policondensación son reacciones de primer orden, considerando que la reacción

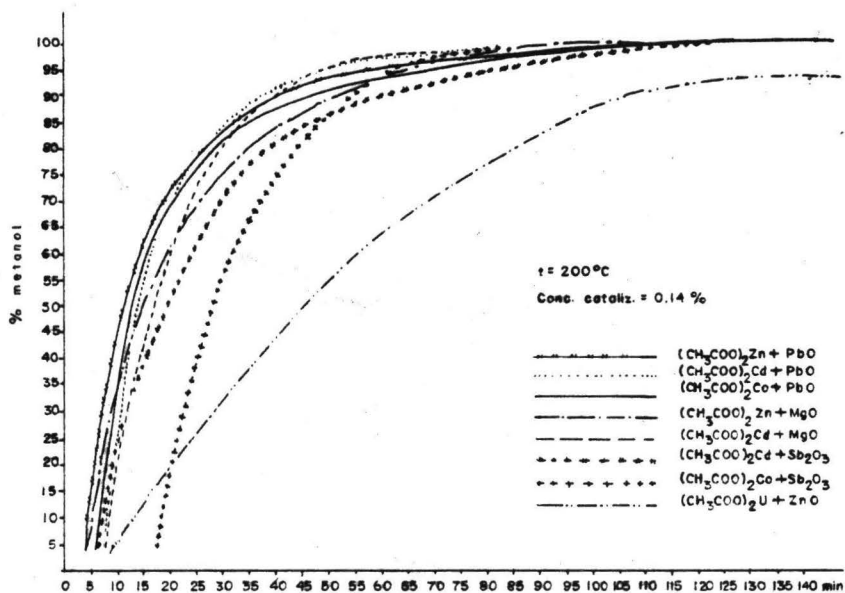
% metanol destilado = f (temp)



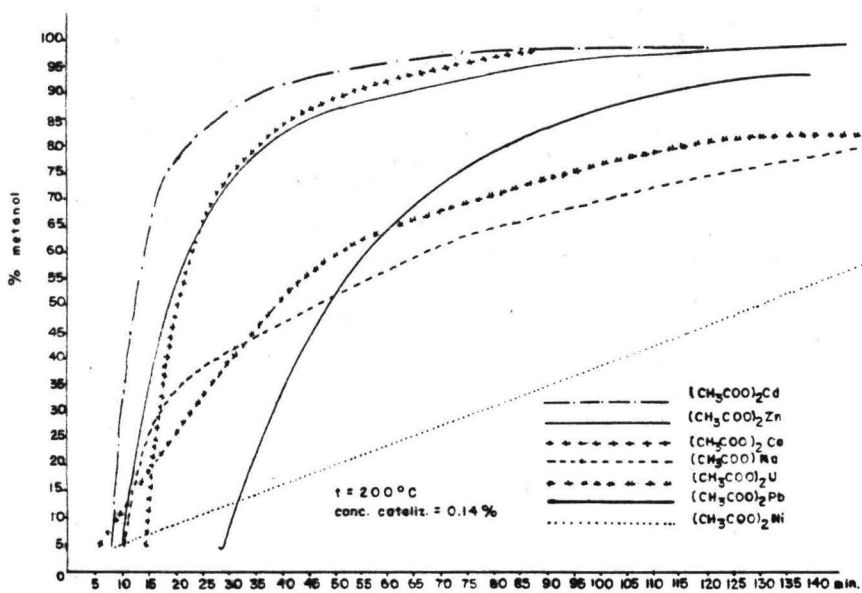
% metanol destilado = f (conc. cataliz.)



gráfica V-3



gráfica V-4



gráfica V-5

es homogénea ellos trabajaron a una temperatura de 185°C usando como catalizador Acetato de Plomo (1.38×10^{-3} mol/lit) y una concentración inicial de DMT de 2.65 mol/lit, obteniendo los siguientes datos experimentales :

TABLA V.1

tiempo minutos	CH ₃ OH ml.	E mol/lit	Cao-E	$\ln \frac{C_{ao}}{C_{ao}-E}$	K 1/min
7.5	9.8	0.540	2.11	0.232	0.03059
15.0	17.2	0.957	1.693	0.451	0.02981
22.5	23.7	1.378	1.272	0.732	0.03115
30.0	28.5	1.716	0.934	1.043	0.03406
45.0	33.9	2.123	0.527	1.618	0.03574

La reacción se efectúa de la siguiente manera:



Puesto que la reacción de transesterificación es de primer orden:

$$-\frac{dCa}{dt} = k Ca Cb \quad (1)$$

Debido a que Cb está en exceso (glicol) hacemos $K = kCb$

$$-\frac{dCa}{dt} = K Ca \quad (2)$$

Integrando la ecuación 2

$$- \int_{C_{a0}}^{C_a} \frac{dC_a}{C_a} = k \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{C_{a0}}{C_a} = K \int_0^t t \quad (3)$$

Dado que $C_a = C_{a0} - E$

$$\ln \frac{C_{a0}}{C_{a0}-E} = K t \quad (4)$$

Para comprobar el valor de la constante obtenida anteriormente, se llevó a cabo el siguiente método:

$$r = k C_a^n \quad (5)$$

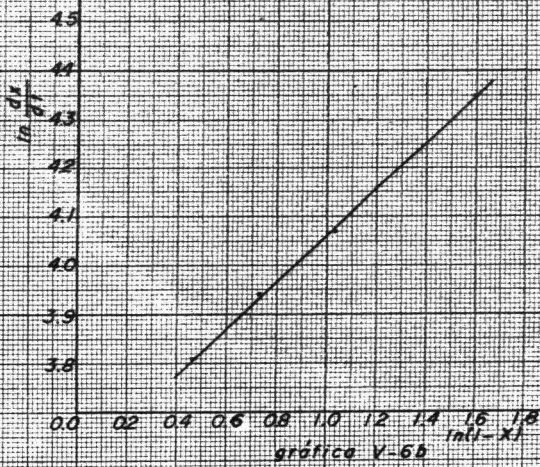
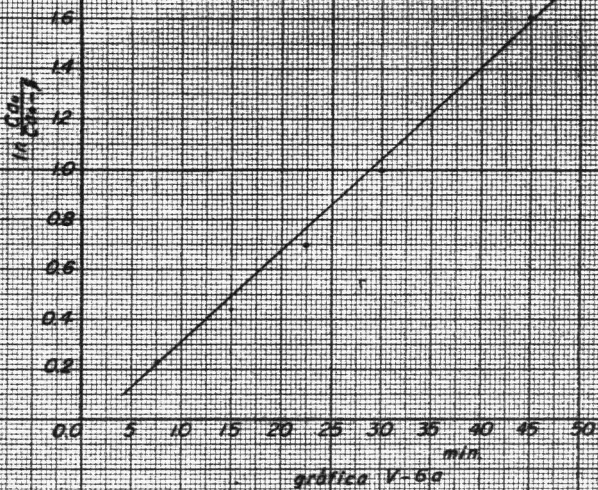
$$\frac{-dC_a}{dt} = k C_a^n \quad (6)$$

$$C_a = C_{a0} (1 - X) \quad (7)$$

Derivando la ecuación 7 con respecto al tiempo.

$$\frac{-dC_a}{dt} = C_{a0} \frac{dx}{dt} \quad (8)$$

$$C_{a0} \frac{dx}{dt} = C_{a0}^n k (1-X)^n \quad (9)$$



$$\frac{dx}{dt} = C_{ao}^{n-1} k (1-x)^n \quad (10)$$

$$k' = C_{ao}^{n-1} k$$

$$\frac{dx}{dt} = k' (1-x)^n \quad (11)$$

$$\ln \frac{dx}{dt} = \ln k' + n \ln (1-x)$$

$$(12)$$

Mediante la ecuación 12 se obtiene la tabla V.2

TABLA V.2

mol/lit	X(%)	(1 - X)	ln(1-x)	dx/dt	ln(dx/dt)
0.540	0.204	0.796	0.228	---	---
0.957	0.370	0.630	0.462	0.0221	3.81
1.378	0.518	0.482	0.735	0.01975	3.94
1.716	0.645	0.355	1.035	0.01690	4.07
2.123	0.798	0.202	1.600	0.01225	4.35

V.6.- PROCESO DE TRANSESTERIFICACION.

La solución preparada de DMT-ETG, es calentada para alcanzar una velocidad de reacción mayor; el metanol resultante de la reacción, primero calentará la parte superior del recipiente y después calentará a la columna, de ahí que el metanol condensará y retornará. - Este reflujo inicial es de duración corta puesto que la columna se calentará rápidamente y alcanzará una temperatura adecuada destilándose en forma continua una determinada cantidad de metanol, la presión parcial de glicol a estas temperaturas bastan para calentar la mezcla de metanol-glicol uniformemente abajo del punto de ebullición del glicol puro. Conforme progresa la reacción la temperatura de reacción aumentará de acuerdo con el cambio en la composición del vapor metanol-glicol.

El control del intercambio-éster se basa en la temperatura de la mezcla reaccionante o en la temperatura del metanol de descarga. La transesterificación debe encaminarse a llevar la reacción a un tiempo más corto sin importar si el metanol es destilado puro o con cantidades despreciables de glicol. En la conducción del proceso de transesterificación varias posibilidades aumentan conforme cambian las condiciones de reacción.

La reacción de transesterificación dura de 3 a 6 horas, este depende no solamente de los catalizadores usados y temperatura de reacción, sino también de la forma del recipiente de reacción, sin embargo en ésta fase no es necesario esperar el final de la reacción, la

experiencia ha enseñado que con una conversión de alto grado es suficiente.

V.7.- AGENTE DESLUSTRANTE.

El agente preferente para deslustrar es el óxido de Titanio. Las estipulaciones para la calidad del óxido de Titanio, usado como agente deslustrante para el PET son estrictas, el tamaño de las partículas de TiO_2 deben estar entre 0.5 y 1.5 milimicrones; así en la mayoría de los casos no llenan los requisitos y las partículas deben de ser molidas y sedimentadas antes de ser usadas y se puede hacer de la siguiente forma: Un 30% de TiO_2 en sus pensión con ETG., es mecánicamente desintegrado en un molino de piedras el cual consiste de dos discos de piedra, la distancia entre los discos se varía por un fino ajuste de tal manera que el producto molido sea del tamaño deseado. Esta suspensión pasa a través de un sistema de sedimentación gravimétrico seleccionándose de esta manera el tamaño de partícula requerido. Las partículas de tamaño mayor que no fueron seleccionadas son regresadas al sistema de molienda.

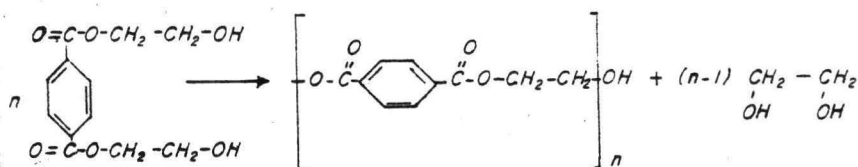
También es posible usar el TiO_2 en forma de pasta manufacturado para procesar poliéster a deslustrar. La cantidad de TiO_2 añadida depende del efecto deslustrante requerido y en general estas adiciones están entre el 0.3 y 0.6% en relación al DMT.

V.8.- POLICONDENSACIÓN.

Las reacciones de polimerización se pueden llevar a cabo por reacciones de condensación o de adición.

La polimerización si es por adición se caracteriza por el hecho de que la reacción de monómero a polímero ocurre sin la eliminación de subproductos variando solo la posición de ciertos enlaces.

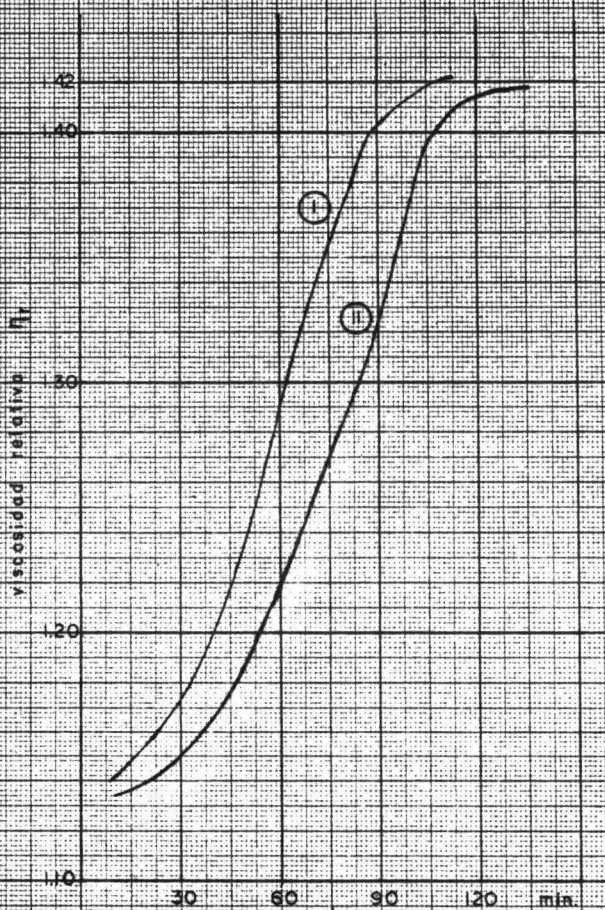
En la policondensación, la unidad monómera mínima se difiere atómicamente de las moléculas originales habiendo además liberación de subproducto de composición sencilla.



V.9 CONDICIONES PARA LA POLICONDENSACION.

Existen diversos factores que son decisivos para la reacción de intercambio-éster es completa, los factores que deciden el curso de la policondensación son: La temperatura de reacción, el vacío logrado, tipo de recipiente, concentración y tipo de catalizador usado. Una alta concentración de catalizador favorece la formación de poliésteres que tienen un peso molecular alto pero también, origina desventajas, por ejemplo el comportamiento térmico del poliéster fundido como se verá en la sección V.12.

La figura V.7 representa el curso de la policondensación cuando se usa acetato de manganeso con Sb_2O_3



Curso de la policondensación cuando se usen diferentes mezclas de catalizadores.

1a. curva: 0.14% $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn} + \text{Sb}_2\text{O}_3$

2a. curva: 0.14% $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co} + \text{Sb}_2\text{O}_3$

gráfica V-7

a una concentración de 0.14% mol y otra curva que representa la de acetato de Cobalto con trióxido de Antimonio con una concentración de 0.14% mol en relación al DMT. - Cuando la concentración del catalizador es baja el poliéster resultante tiene baja viscosidad.

La temperatura de reacción determina la duración de la reacción de policondensación; si la temperatura es incrementada también la velocidad de policondensación será incrementada sin embargo, el alto punto de fusión (260°C) por un lado y la temperatura de descomposición por otro (290°C), limita la temperatura de trabajo. A escala industrial la temperatura de trabajo está entre 270°C-280°C siendo este límite el más ventajoso Para alcanzar un alto grado de policondensación; se requiere para esta etapa un alto vacío ya que de otra manera la policondensación resultante tendría un bajo grado de policondensación. Además es necesario mantener agitada la mezcla reaccionante; la forma del recipiente de policondensación es decisivo para el curso de esta reacción, grandes superficies y pequeños espesores de capa de fundido, favorece la viscosidad alta y el corto tiempo de reacción. En sí un tiempo corto de reacción es el objetivo para llevar a cabo la policondensación.

V.10.- CINETICA DE POLICONDENSACION.

La velocidad de reacción de esta etapa aumenta notablemente con la temperatura. De acuerdo a Swarski, la velocidad de reacción aumenta 10 veces cuando la temperatura es elevada de 240°C a 280°C y si la temperatura es llevada arriba de este límite, no se tiene una influencia muy favorable a las características del policon

densado. El alto vacío en la producción a gran escala también logra un incremento en la velocidad de reacción debido a la eliminación de vapores de glicol. Además de acuerdo a la ley de acción de masas, los vapores de glicol eliminados desplazan el equilibrio hacia el policondensado. Griehl y Foster (70), por la aplicación de la ley de acción de masas y tomando en cuenta la función de distribución propuesta por Flory (25) derivaron la ecuación siguiente:

$$P_n^2 = \frac{K}{X_g} \quad (13)$$

Donde P_n es el grado de policondensación.

K es la constante de acción de masas.

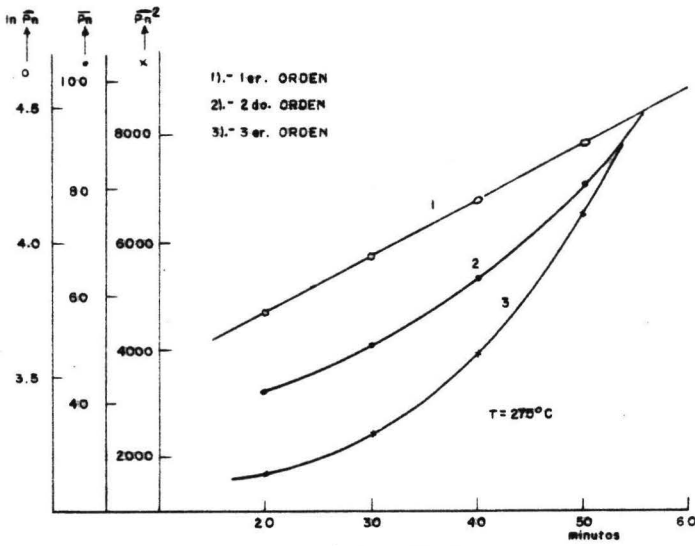
X_g es la fracción molar del glicol.

Estos autores y Dietze determinaron la constante de acción de masas a 280°C como 4.9 ± 0.193 .

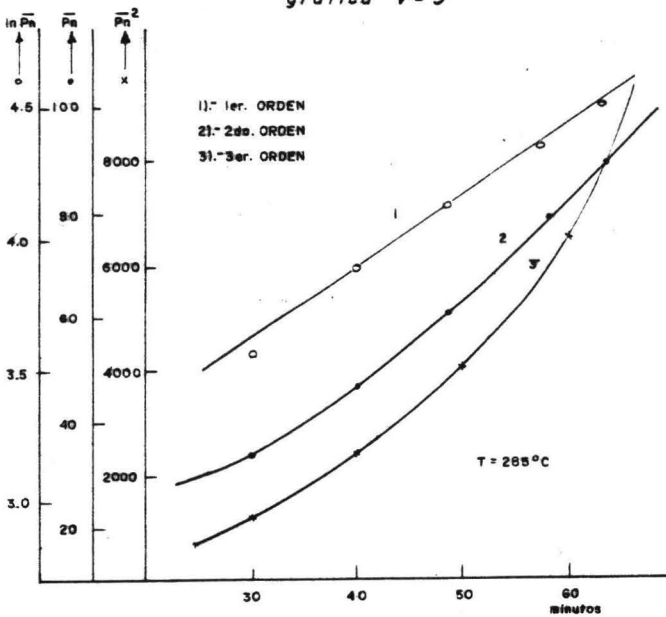
Mientras que la energía de activación para un intercambio-éster catalizado con Zinc (acetato de Zinc) es de 9.5 Kcal/mol; el catalizado con acetato de cobalto es de 10.6 kcal/mol.

Challa, calculó un valor de 23 kcal/mol para la energía de activación en policondensación sin la adición de catalizador encontró que la reacción de policondensación es de segundo orden.

gráfica V-8



gráfica V-9



Gráficas que muestran el orden de reacción de la policondensación a diferente temperatura, obtenidas por Griel y Schnock.

V.11.- PROCESO DE POLICONDENSACION

El proceso de precondensación producido en el recipiente de intercambio-éster es trasladado al recipiente de policondensación con la ayuda de bombeo o presión de Nitrógeno, esto es posible de llevarse a cabo cuando ambos recipientes tiene el mismo nivel, hay un filtro alineado en los tubos que comunican a los dos recipientes el cual filtra el fundido. Este filtro consiste de un cedazo cilindrico de material cerámico o de metal ligero, en un recipiente enchaquetado que es fácilmente reemplazable, el espesor de la malla debe de ser tan fino como sea posible para detener las aglomeraciones de TiO_2 , el filtro es cambiabile después que se ha usado un tiempo razonable, se calcina y cuidadosamente se cepilla volviéndose a usar nuevamente; un segundo filtro conectado en paralelo prevee las pérdidas de trabajo y tiempo por si uno de los filtros llegase a faltar. Nitrógeno a presión de 1 a 2 atmósferas es suficiente en el arreglo de filtración. Después de la filtración, el fundido pasa a través de una válvula que conduce al recipiente de policondensación.

a).- CONDENSACION AL VACIO.

Después de que el recipiente de condensación es cargado con el producto de intercambio-éster, consistiendo de bis (2-hidroxietyl) tereftalato, sus oligómeros y glicol, el fundido de baja viscosidad es condensado a vacío de 2 a 6 horas; el punto en el cual el recipiente de condensación es descargado depende de la temperatura de fundido y debe de ser tal que prevenga la solidificación del fundido debido al alto punto de fusión —

del PET, por tanto el recipiente de condensación requiere gran capacidad de calor. El agitador es arrancado inmediatamente después de haber cargado el recipiente de condensación y el proceso de evacuación es llevado para asegurar que la presión en el recipiente de condensación sea uniformemente reducida en un período de tiempo definido, esto se puede hacer manualmente o por un sistema de control programado donde el tiempo de evacuación depende del comportamiento del fundido, a presión reducida. La disminución de la presión causa que el punto de ebullición en el glicol liberado baje y el volumen del fundido aumente creando una tendencia a formar espuma.

La experiencia nos dice que el vacío logrado debe de ser antes de que el fundido adquiera la temperatura de reacción requerida; subsecuentemente la policondensación, se lleva a cabo a una temperatura cercana a los 280°C , bajo un alto vacío (si es posible abajo de un torr.) con agitación, el tiempo de reacción más corto posible debe ser el objetivo que suprima la ocurrencia de reacciones laterales. Cuando llevamos la policondensación a un alto vacío es necesario checar y controlar su curso.

b).- MEDICION DEL CURSO DE POLICONDENSACION.

La medición en el curso de policondensación puede ser efectuada directamente o indirectamente.

Medición directa.- La medición directa de la viscosidad del fundido es posible cuando el recipiente de policondensación está equipado con un viscosímetro, Un dispositivo de bombeo sirve para el transporte continuo de parte del fundido hacia el viscosímetro.

Medición indirecta.- Este método es mucho más práctico, se basa sobre el cambio de comportamiento del motor de agitación (Potencia de entrada-Potencia de salida). En el orden a agitar el fundido, la viscosidad de este aumenta a una velocidad constante y una alta potencia de salida de el motor de agitación es necesaria, estos valores pueden ser obtenidos y tabulados dandonos un cuadro claro del cambio de viscosidad durante el curso de condensación.

V.12.- ESTABILIDAD TERMICA DEL PET FUNDIDO.

La reacción de intercambio-éster, necesaria para la manufactura del PET junto con la policondensación a alto vacío nos da productos uniformes de alto peso molecular. Las reacciones laterales ocurren durante el proceso de policondensación y estas se ven influenciadas por el catalizador y son justamente las responsables del carácter de inestabilidad térmica en el PET fundido, la tendencia a la descomposición térmica aumenta a mayor temperatura del fundido y a mayor grado policondensación.

El proceso de degradación térmica ha sido — profundamente investigado, Marschall & Todd (20) son de la opinión de que la degradación térmica es iniciada al final de las cadenas mientras que Pohl, Ritchie y Goodings (19,21) suponen que la degradación se origina en el rompimiento de las cadenas de poliéster. Es posible que ambas hipótesis se complementen una con otra en casos — donde el poliéster ha sido afectado ya durante su formación por reacciones laterales por ejemplo, la formación de grupos finales $-COOH$ o enlaces $R-C-O-C-R$. El acetaldehído detectado durante la descomposición térmica es ex—

Junto con la ruptura de productos, el número de grupos carboxilos aumenta. La inestabilidad térmica del poliéster fundido influye por lo tanto en la manufactura del poliéster de alto grado. La consecuencia directa del fenómeno de descomposición es una disminución de la viscosidad del poliéster fundido, esto puede ocurrir después de alcanzar un límite de viscosidad definido durante y también después de la policondensación, en la extrusión del fundido y cuando el poliéster en hojuelas se funde sobre la malla de fundido; además durante el proceso de fusión el contenido de humedad en las hojuelas también juegan su parte, esto causa un efecto de degradación adicional. De acuerdo a Edwards & Reynolds (54) no debe de ser mayor de 0.005 y preferentemente menor que 0.001 mol de agua presente por cada unidad repetitiva de poliéster en el fundido. En el proceso de policondensación continua un fundido es térmicamente estable dentro de cierto tiempo únicamente. Esto ha iniciado investigaciones por otros medios de estabilización de poliéster fundido. En 1944, la patente británica 588 833/34, recomienda la adición de triaril fosfito o triaril fosfito o el correspondiente éster ácido tiorfosfórico como estabilizadores. Terechowa & Petuchow describieron el bloqueo de los grupos finales de PET por medio de ácido o-fosfórico. Con las investigaciones de Zimmermann (62) la estabilización del fundido por bloqueo de grupos finales es imposible. La presencia de tres grupos hidroxilos en una cadena de poliéster siempre se regenerará después de la ruptura, Zimmermann afirma que la inestabilidad del poliéster fundido es por bloqueo del intercambio-éster catalizado, el cual parece ser el responsable de la inestabilidad térmica y encontró que la inestabilidad térmica del polímero puede ser controlada con compuestos de triaril fosfito. La acción catalítica

durante la condensación es lograda solamente por la presencia del Sb_2O_3 o por el acetato de Antimonio puesto - que estos no son inhibidos por el ácido fosfórico o sus ésteres. Zimmermann, recomienda como una buena combinación catalítica de catalizador e inhibidor de 0.03% mol de acetato de manganeso y 0.03% mol de acetato de Antimonio con 0.06% mol de trifenil fosfato o fosfito.

VI.- DISEÑO.

1.- SELECCION DEL CATALIZADOR Y PESO MOLECULAR DEL-
POLIMERO.

2.- BASES DE DISEÑO.

3.- ESTEQUIOMETRIA.

4.- CALCULO DEL CALOR DE REACCION PARA:

a).- ETAPA DE TRANSESTERIFICACION.

b).- ETAPA DE POLICONDENSACION.

5.- CALCULO DEL EQUIPO DE PROCESO.

5.1. ETAPA DE TRANSESTERIFICACION.

a).- BALANCE DE MATERIA GLOBAL.

b).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ENEL FUN
DIDOR (BA-201).

c).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ENEL PRE
CALENTADOR (FM-602).

d).- CINETICA DE TRANSESTERIFICACION.

e).- NUMERO DE REACTORES.

f).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA CADA
REACTOR.

g).- TORRE DE RECTIFICACION (DA-745).

h).- CONDENSADOR DE METANOL (EA-543).

5.2. .ETAPA DE POLICONDENSACION.

a).- BALANCE GLOBAL DE MATERIA.

b).- CINETICA DE POLICONDENSACION.

- c).- NUMERO DE REACTORES.
- d).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA CADA REACTOR.
- e).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN - LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS.
- f).- ENFRIADOR DE GLICOL (EA-551).

5.3.- SISTEMA DE VACIO.

5.4.- SISTEMA DE AGITACION.

6.- DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO.

6.1. TOLVA (FA-011).

6.2. TRANSPORTADOR (TA-100)

6.3 FUNDIDOR (BA/201)

6.4. RECIPIENTE DE MEZCLADO (FM-601).

6.5. PRECALENTADOR DE ETG-CATALIZADOR (FM-602).

6.6. REACTORES DE TRANSESTEREFICACION (RT-...).

6.7. TORRE DE RECTIFICACION (DA-745).

6.8. REACTORES DE POLICONDENSACION (RC-...).

6.9. CONDENSADORES BAROMETRICOS (EA-...).

VI.- DISEÑO.

1.- SELECCION DEL CATALIZADOR Y PESO MOLECULAR DEL POLIMERO.

Antes de empezar el diseño es necesario, - para esta planta de proceso continuo, que usa como materias primas dimetil-tereftalato y etilen-glicol seleccionar el tipo de catalizador y la concentración - de éste dado, que esto influirá en las características del producto terminado.

Los catalizadores que se analizan en las - gráficas V.1 hasta V.6, todos podríá decirse presentan buen desprendimiento de metanol, entre ellos puede mencionarse los de Zinc, Cadmio, Cobalto y Plomo; la efectividad de estos catalizadores aumenta cuando los óxidos de los metales se cambian por acetatos y también cuando se usa una mezcla de algunos de estos acetatos con el óxido de Plomo, así el acetato de Zinc con el PbO , acetato de Cadmio con PbO son los que tienen mayor desempeño, pero se presenta el problema de que los compuestos de Plomo dan un producto (PET) de color amarillo, - el cual es proporcional a la concentración del catalizador. Se ha visto que, industrialmente el óxido de Antimonio es bastante bueno cuando se usa en policon--densación, por ésta razón es conveniente utilizarlo - con otro catalizador que de un buen despredimiento de Metanol.

Analizando la gráfica V.5, se puede obser- var que el acetato de Cadmio con óxido de Plomo, acetato de Cadmio con óxido de Manganeso, acetato de Zinc -

2.- BASES DE DISEÑO PARA LA PLANTA DE POLIE TILENO-TEREFTALATO. (GRADO FIBRA).

2.1.- DATOS GENERALES.

País: México.

Estado: Puebla.

Altura sobre el nivel del mar: 2,150 mt.

Factor de sismo: 0.1

Suministro de energía eléctrica: C.F.E.

2.2.- DATOS METEREOLÓGICOS.

Velocidad promedio máxima de viento (diseño): 17.---
4mt/seg.

Precipitación pluvial máx. horaria: 32.4 mm.

Presión barométrica : 590 mm. de Hg.

Temperatura de bulbo húmedo: 13.9°C

Temperatura de bulbo seco máx. anual: 31.4°C

Temperatura de bulbo seco min. anual: 23.6°C

Variación anual: 17.5°C

2.3.- UNIDADES A USAR.

Volumen ft^3

Temperatura °F

Presión en lb/in^2 (absoluta)

Presión mm. de Hg. (vacío).

Flujo de líquido: lb/hr.

Valor de intercambio-éster 96

Contenido de halógenos trazas

2.5.- CATALIZADORES.

Acetato de Cobalto y trióxido de Antimonio

Concentración: 0.14% mol (relativo al DMT)

2.6.- SERVICIOS.

Nitrógeno

Presión: 14.7 psia.

Temperatura: 68°F

Costo: 75 \$/ton.

2.7.- AIRE DE INSTRUMENTOS.

Presión: 75 lb/in²

Temperatura: 68°F

Costo: 220.6 \$/1000 mt³

2.8.- VAPOR.

Presión: 111.5 psia (100 psig)

Temperatura: 355.8°F

Costo: 30 \$/ton.

2.9.- VAPOR DE DOWTHERM.

Presión : 35 psig

Temperatura: 600°F

Costo: 9.375 \$/lb.

2.10.- Agua de alimentación a calderas

Presión: 14.7 psia

Temperatura: 68°F

Tipo: Filtrada y suavizada

Costo: 3.125 \$/mt³

2.11.- AGUA DE SUMINISTRO A: EA-543 EA-551

Cantidad lb/hr. 17 961.28 12 665.8

Presión mín psia 14.7 14.7

Temperatura máx. °F 78 78

Costo \$/mt³ 3.71 3.71

2.12.- COMBUSTIBLES:

Producto: Gas natural

Poder calorífico: 1 120 Btu/ft³

Gravedad específica: 0.71

Temperatura: 68°F

Presión: 14.7 psia.

Costo: 1762.5 \$/1000 mt³

3.- ESTEQUIOMETRIA.

La reacción para la etapa de policondensación se lleva a cabo de la siguiente manera:



Donde n es el número de moléculas necesarias de DGT para formar una molécula de polietilén-tereftalato de peso molecular 15 000.

$$n \cdot 254 \longrightarrow 15\,000 + (n-1) \cdot 62$$

$$n(254-62) \longrightarrow 15\,000 - 62$$

$$n = 77.802$$

Sustituyendo en la ecuación (1)

$$77.802 (254) \longrightarrow 15\,000 + (77.802-1) \cdot 62$$

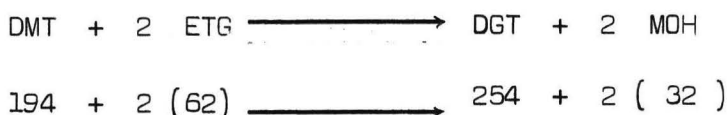
La cantidad de DGT que se requiere por hora en libras es:

$$\text{DGT} = \frac{2085.75 \times 77.802 \times 254}{15\,000} = 2\,746.87 \text{ lb}$$

La cantidad de glicol que se libera en la reacción es:

$$\text{ETG} = \frac{2\,746.87 \times 76.802 \times 62}{77.802 \times 254} = 661.19 \text{ lb.}$$

La reacción de transesterificación se verifica de la siguiente forma:



Por consiguiente las cantidades de DMT y ETG que deben alimentarse son:

$$\text{DMT} = \frac{2 \ 746.87 \times 194}{254} = 2 \ 097.99 \text{ lb.}$$

$$\text{ETG} = \frac{2 \ 746.87 \times 124}{254} = 1 \ 340.98 \text{ lb.}$$

La cantidad de Metanol que se eliminará:

$$\text{MOH} = \frac{2 \ 097.99 \times 64}{194} = 692.12 \text{ lb.}$$

Puesto que el exceso de glicol que se recomienda para la etapa de transesterificación es de 0.5 molar, por tanto el etilen glicol total será 2 011.47 lb.

4.- CALCULO DEL CALOR DE REACCION.

a).- ETAPA DE TRANSESTERIFICACION.

Debido a que en la literatura no se presentan los datos para los calores de reacción, para las reacciones de éste proceso (en la obtención de polietilen-tereftalato) éste calor se calculará a partir de los calores de formación de los reactivos en cada reacción específica por el método de contribuciones de grupo propuesto por Andersen, Beyer, y Watson (45).

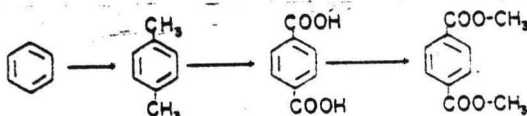


$$\Delta H_V = 191.12 \times \frac{62}{1000} = 11.85 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_f^\circ (l) = \Delta H_f^\circ (g) + \Delta H_V = -84.79 - 11.85 = -96.64 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

En la literatura se encuentra un valor tomado de --107.9 y para fines de cálculo se tomó un valor de -101.5 Kcal/mol.

Dimetil-tereftalato.



$$H_f^\circ$$

Grupo base: Benceno 19.82

CH₃ reemplaza a H - 7.87

CH₃ " a H en posición para - 7.66

2(COOH reemplaza un CH₃) - 174.

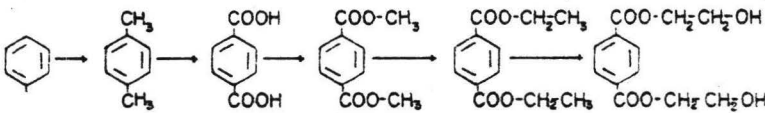
2(CH₃ " un H del COOH) 19.00

DMT (gas) \longrightarrow DMT (l) - 150.71 Kcal/mol.

$$\Delta H_V = 70.5 \times \frac{194}{1000} = 13.677 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ (1) = -150.71 - 13.677 = -164.387 \text{ Kcal/mol}$$

Diglicol-tereftalato



	H_f°
Grupo base: Benceno.	19.82
CH_3 reemplaza a H	- 7.87
CH_3 " a H en para	- 7.66
2(COOH " CH_3)	- 174.00
2(CH_3 " H) carbón alifático.	- 5.00
2(OH " H)	- 65.40
	- 222.11
	Kcal/mol.



$$\Delta H_V = 150 \times \frac{254}{1000} = 38.1 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ (1) = -222.11 - 38.1 = -260.21 \text{ Kcal/mol}$$

$$\bar{C}_p = C_p(\text{prod.}) - C_p(\text{react.}) = 3.86 - 3.18 \times 10^{-3} + 48.68 \times 10^{-6}$$

$$\Delta H_r = (a + bT + cT^2) \quad dT = 3.86(200-25) - \frac{3.18 \times 10^{-3}}{2} (175)^2 +$$

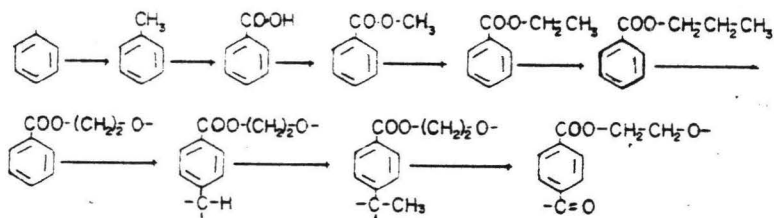
$$\frac{48.68 \times 10^{-6}}{3} (175)^3 = 714.1 \text{ cal/mol} = .714 \text{ Kcal/mol}$$



$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ (\text{Prod.}) - \Delta H_f^\circ (\text{Reac.}) = -260 - 118.46 - (-164.38 - 203.0) = 10.08 \text{ Kcal/mol.}$$

Calor de reacción total = 10.08 + .714 = 10.79 Kcal/mol

Cálculo del calor de formación de el PET.



	H°_f	
Grupo base: Benceno	19.82	
CH_3 reemplaza H	- 7.87	
COOH " CH_3	- 87.00	
CH_3 " H de COOH	9.50	
$2(\text{CH}_3$ " H) c. alifática	- 5.00	
O " CH_3	+ 9.50	
C_{1-3} " H del fenilo	- 4.42	
CH_3 " H	- 2.50	
	- 79.17	Kcal/mol



$$\Delta H_V = 230 \times \frac{192}{1000} = 44.1$$

$$\Delta H_f^{\circ} (l) = -79.17 - 44.1 = -123.27 \text{ Kcal/mol}$$

$$\bar{C}_p = C_p(\text{Prod.}) - C_p(\text{Reac.}) = -2.52 + 10.24 \times 10^{-3} - 47.64 \times 10^{-6}$$

$$\Delta H_r = \bar{C}_p dT = -2.52 (280-25) + \frac{10.24 \times 10^{-3}}{2} (255)^2 - \frac{47.64 \times 10^{-6}}{3} (255)^3 = -236 \text{ cal/mol.}$$



$$\Delta H_r = \Delta H_f^{\circ}(P) - \Delta H_f^{\circ}(R) = -123.27 - 110 - (-260) = 26.73 \text{ Kcal/mol}$$

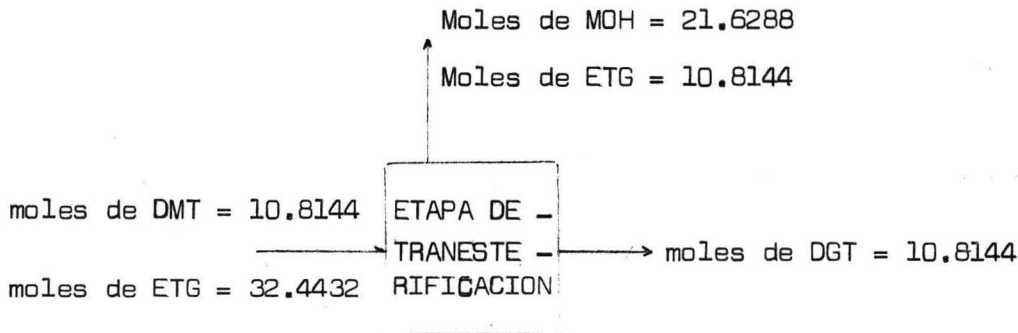
$$\text{Calor de reacción total} = 26.73 \cdot 236 = 25.404 \text{ Kcal/mol}$$

5.- CALCULO DEL EQUIPO DEL PROCESO.

5.1.- ETAPA DE TRANSESTERIFICACION.

a).- BALANCE DE MATERIA GLOBAL.

A continuación se presenta un modelo que resume el balance global de materia para la reacción de intercambio-éster.



b).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EL FUNDIDOR

(BA - 201).

Es muy importante para el proceso que la operación de fundido se lleva a cabo completamente, por éste motivo se usa vapor saturado de 100 psig. que es suficiente para fundir el DMT. Además para asegurar la fusión el sistema será dotado de una recirculación, con el propósito-

to de obtener un fundido altamente homogeneizado. El vapor circula por el enchaquetamiento del recipiente.

- DMT -

$$W_1 = 2\,098 \text{ lb/hr.}$$

$$T_1 = 68^\circ\text{F}$$

$$L_f = 68.1 \text{ Btu/lb}$$

$$C_p = 0.395 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

VAPOR

$$P_v = 111.4 \text{ psia.}$$

$$P_v = 355.8^\circ\text{F}$$

$$W_v = ?$$

$$L_v = 882.5 \text{ Btu/lb.}$$

RECIRCULACION

Recirculación= 2

$$W_3 = 4\,196 \text{ lb/hr.}$$

$$T_3 = 320^\circ\text{F}$$

$$C_p (1) = 0.464 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 325^\circ\text{F}$$

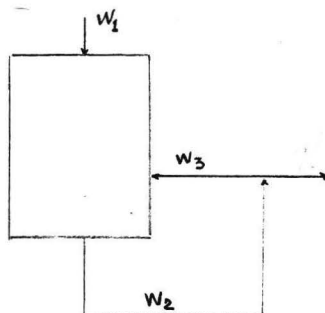
$$W_4 = 2098 \text{ lb/hr.}$$

$$Q_1 = W_1 \bar{C}_p (T_2 - T_1) + W_1 L_f$$

$$= 2\,098 \times 0.395 (325 - 68) + 2\,098 (68.1) = 355\,851 \text{ Btu}$$

$$Q_3 = W_3 \times C_{p1} (T_2 - T_3) = 4\,196 \times 0.464 (5^\circ) = \frac{9\,735 \text{ Btu}}{365\,586 \text{ "}}$$

$$\frac{Q}{L_v} = \frac{W}{V} \frac{365\,586}{882.5} = 414.3 \text{ lb/hr.}$$



c).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL PRECALENTADOR
(FM - 602)

En un tanque de mezclado (FM-601) se disolverán los catalizadores en Etilen-glicol, en éste proceso se requiere que los catalizadores se disuelvan completamente para que no se presenten problemas de aglomeración (principalmente del trióxido de Antimonio ya que el acetato de Cobalto es más soluble) y no se vea reflejado en el producto terminado.

Una vez que se han disuelto perfectamente los catalizadores con Etilen-glicol, la mezcla pasa a un recipiente de precalentamiento (FM-602) donde se alcanza una temperatura de 320°F. Esta corriente llegará a un reactor en el cual converge también la corriente de DMT a la misma temperatura. Este recipiente FM-602 presenta en su exterior un sistema de enchaquetamiento en medio del cual se circulará vapor saturado de 100 psig que es el medio para calentar la mezcla Etilen-glicol-catalizadores.

ETG

$$W_1 = 1\,415.31 \text{ lb/hr.}$$

$$T_1 = 68^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 320^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = 0.42 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

VAPOR

$$P_v = 111.4 \text{ psia}$$

$$T_v = 355.8^\circ\text{F}$$

$$L_v = 882.5 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = W_1 \bar{C}_p (T_2 - T_1) = W_v L_v$$

$$W_v = \frac{1 \ 415.31 \times 0.42 (320-68)}{882.5} = 169.72 \text{ lb/hr.}$$

d).- CINETICA DE TRANSESTERIFICACION

En base a los datos que presentan R.Mihail, R. Istratoiu, Al.Lupu, E. Georgescu (22) para el catalizador acetato de Cobalto y trióxido de Antimonio a una concentración de 0.14% mol en relación al DMT y a la temperatura de 200°C.

	DMT + 2 ETG	→	DGT + 2 MOH
P.M.	194 + 62	→	254 + 32
MASA:	6 g. + 5 g.	→	Y + X
MOLES	0.03125 + 0.029	→	0.03125 + 0.0629

De acuerdo a lo tratado en el capítulo V.5 en que la reacción es de primer orden y un componente se encuentra en exceso, la ecuación de velocidad de reacción - estará dada por la siguiente ecuación:

$$- \frac{dC_a}{dt} = k C_a C_b$$

Puesto que C_b (Etilenglicol) está en exceso

$$k' = k C_b \quad \text{y} \quad n = 1$$

$$- \frac{dC_a}{dt} = k' C_a \quad (1)$$

$$X = \frac{C_{a0} - C_a}{C_{a0}} \quad C_a = C_{a0} (1-X) \quad (2)$$

Derivando la ecuación 2

$$- \frac{d C_a}{dt} = C_{a0} \frac{dx}{dt} \quad (3)$$

$$C_{a0} \frac{dx}{dt} = k' C_{a0} (1-X) \quad (4)$$

$$\frac{dx}{dt} = k' (1-X) \quad (5)$$

Tomando logaritmos en la ecuación 5

$$\ln \frac{dx}{dt} = \ln k' + \ln (1-X) \quad (6)$$

Ahora a partir de los datos de R. Mihail y — Colaboradores, se hará una Tabla VI-1 que nos proporcione los datos para graficar $\ln dx/dt$ VS. $\ln (1-X)$ (Gráfica — VI-3) de donde se obtendrá el valor de la constante de ve locidad de reacción (K') como la ordenada al origen.

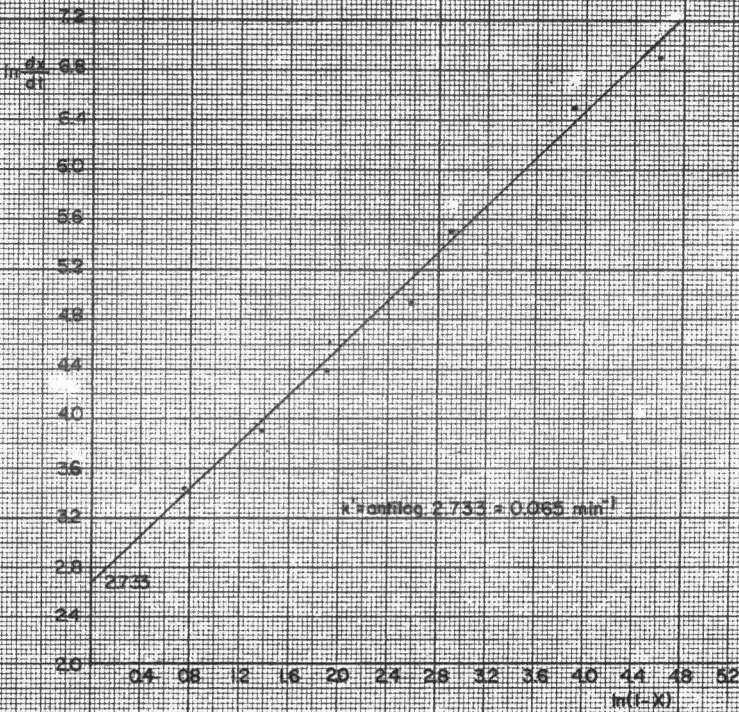


gráfico VI-3

TABLA VI-1

tiempo minutos	Meranol %	Meranol moles X	DGT moles Y	$\frac{dx}{dt}$	$\ln \frac{dx}{dt}$	(1-x)	$\ln(1-x)$
20	0.180	0.00113	0.00561	-----	-----	0.32	0.198
30	0.530	0.03300	0.01650	0.035	3.35	0.47	0.759
40	0.725	0.04550	0.02260	0.0195	3.94	0.275	1.390
50	0.850	0.05330	0.02650	0.0125	4.375	0.150	1.900
60	0.925	0.05800	0.02880	0.0075	4.90	0.075	2.590
70	0.965	0.06060	0.03010	0.0040	5.51	0.055	2.900
80	0.980	0.06150	0.03060	0.0015	6.50	0.020	3.900
90	0.990	0.06210	0.03080	0.0010	6.90	0.010	4.600

Obtenidos ya los datos de cinética para trans esterificación y habiéndose encontrado que la reacción es de primer orden y el valor de la constante de velocidad de reacción determinado graficamente igual a 0.065 min^{-1} , se procederá al cálculo del tiempo de residencia para estimar el número de reactores así como su volumen.

$$T = 200^{\circ}\text{C}$$

$$k' = 0.065 \text{ min}^{-1}$$

$$W_{\text{DMT}} = 2,097.99 \text{ lb/hr.} \quad d = 66.61 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_{\text{ETG}} = 1,340.98 \text{ lb/hr.} \quad d = 63 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Gasto total} = Q_t = 31.49 + 21.28 = 52.77 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$C_{a0} = \frac{2,097.99 \text{ lb/hr.}}{194 \times 52.77} = 0.2049 \text{ lbmol/ft}^3 \text{ de DMT.}$$

$$r = k' C_a \quad (7)$$

Sustituyendo la ecuación 2 en la ec, 7, obtendremos:

$$r = k' C_{a0} (1-X) \text{ cuyos valores se tabulan en tabla VI-2.}$$

$$(8)$$

TABLA VI-2

X	$C_a \text{ lbmol/ft}^3$	$r \text{ lbmol/ft}^3 \text{ min.}$
0	0.2049	0.0133185
15	0.174165	0.0113207
25	0.153675	0.0099888
50	0.102450	0.0066592
75	0.051225	0.00333296
85	0.030735	0.00199777
95	0.010245	0.00066592
99	0.002029	0.000133185

A continuación se determinará la ecuación para encontrar el número de reactores. (9)

$$\begin{array}{ccccccc} \text{moles de A} & + & \text{moles de A} & = & \text{moles de A} & + & \text{moles de A} \\ \text{que entran} & & \text{que se producen} & & \text{que salen} & & \text{que se acumulan} \end{array} \quad (10)$$

$$Q_e C_{Ao} dt + (-r) V dt = Q_s C_a dt + \frac{d}{dt} (V C_a) dt$$

dividiendo la ecuación 10 entre dt queda:

$$Q_e C_{Ao} + (-r)V = Q_s C_a + \frac{d}{dt} (V C_a) \quad (11)$$

$$\frac{dV}{dt} (V C_a) = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V (-r) \quad (12)$$

$$\frac{dV}{dt} C_a + V \frac{dC_a}{dt} = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V(-r) \quad (13)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q_e - Q_s \quad (14)$$

$$(Q_e - Q_s) C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V(-r) \quad (15)$$

$$Q_e C_a - Q_s C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V(-r) \quad (16)$$

$$Q_e C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{Ao} + V(-r) \quad (17)$$

$$V \frac{dC_a}{dt} = Q_e (C_{Ao} - C_a) + V (-r) \quad (18)$$

La ecuación (18) es válida para sistemas reaccionantes con agitación perfecta.

Si dividimos la ecuación 18 entre Q_e tenemos:

$$\frac{V}{Q_e} \frac{dC_a}{dt} = \frac{Q}{Q_e} (C_{a0} - C_a) + \frac{V}{Q_e} (-r) \quad (19)$$

$$\frac{V}{Q_e} = \theta \quad (20)$$

$$\theta \frac{dC_a}{dt} = (C_{a0} - C_a) + \theta (-r) \quad (21)$$

Si dividimos la ecuación 21 entre C_{a0} tendremos la ecuación en terminos de conversión.

$$\theta \frac{dC_a}{dt} = \frac{C_{a0} - C_a}{C_{a0}} + \frac{\theta}{C_{a0}} (-r) \quad (22)$$

$$\frac{\theta}{C_{a0}} \frac{dC_a}{dt} = X + \frac{\theta}{C_{a0}} (-r) \quad (23)$$

$$C_a = C_{a0} (1-X) \quad (24)$$

Diferenciando la ec. 24 con respecto al tiempo.

$$-\frac{d C_a}{dt} = + C_{a0} \frac{dx}{dt} \quad (25)$$

Multiplicando por (-1) la ecuación 23

$$\frac{\theta}{C_{ao}} (-dC_a/dt) = -X \frac{-\theta}{C_{ao}} (-r) \quad (26)$$

Sustituyendo la ecuación 25 en la ecuación 26

$$\frac{\theta}{C_{ao}} \left(C_{ao} \frac{dx}{dt} \right) = -X - \frac{\theta}{C_{ao}} (-r) \quad (27)$$

$$\theta \frac{dx}{dt} = \frac{\theta}{C_{ao}} r - X \quad (28)$$

La ecuación 28 es la ecuación general para el diseño de reactores de tipo tanque continuo agitado.

Para sistemas que operan a regimen permanente la acumulación es cero; es decir $Q_e = Q_s$, el volumen será constante y por lo tanto:

$$\frac{dV}{dt} = 0 \quad (29)$$

La concentración en los reactores que operan a regimen permanente es constante en todos sus puntos y por lo tanto dx/dt es igual a cero.

$$0 = \frac{\theta}{C_{ao}} r - X \quad (30)$$

$$C_{ao} X = \theta \cdot r \quad (31)$$

$$X = \frac{C_{ao} - C_{an}}{C_{ao}} \quad (32)$$

Sustituyendo en la ecuación 31 la 32

$$\theta r = C_{ao} - C_{an} \quad (33)$$

Y por tanto

$$\theta = \frac{C_{ao} - C_{an}}{r} \quad (34)$$

Que es la ecuación para determinar el tiempo de residencia, así combinando las ecuaciones 7 y 33

$$\theta k' C_{an} = C_{ao} - C_{an} \quad (35)$$

$$\theta k' = \frac{C_{ao}}{C_{an}} - 1 \quad (36)$$

Para una cascada de reactores tanque continuo agitado las concentraciones se calculan de la siguiente manera:

$$C_1 = \frac{C_{ao}}{1+k'\theta_1}$$

$$C_2 = \frac{C_{ao}}{(1+k'\theta_1)(1+k'\theta_2)}$$

Y para (n) reactores de igual tiempo de residencia se tiene:

$$C_{an} = \frac{C_{ao}}{(1+k'\theta)^n} \quad (37)$$

De donde se obtiene :

$$\theta = \frac{(C_{a0}/C_{an})^{1/n} - 1}{k'} \quad (38)$$

(n) representa el número de reactores y puesto que los tiempos de residencia son iguales para cada reactor sus volúmenes serán iguales.

Suponiendo $n = 4$ se tiene:

$$\theta = \frac{(0.2049/0.002049)^{1/4} - 1}{0.065} = 33.26 \text{ min.}$$

17.76

Mediante la ecuación 37 se procederá a calcular las concentraciones y velocidades de reacción para cada reactor.

	C_a	r lbmol/ft ³ min.
$C_1 = \frac{0.2049}{3.1622} =$	0.064796	0.0945 0.0042117
$C_2 = \frac{0.2049}{10} =$	0.02049	0.0963, 0.0013310
$C_3 = \frac{0.2049}{31.62} =$	0.00640	0.095 0.0004160
$C_4 = \frac{0.2049}{100} =$	0.002049	0.014017 0.00013385

$$\text{Volumen} = 52.77 \text{ ft}^3/\text{hr.} \times .5541 \text{ hr.} = 29.24 \text{ ft}^3$$

f).- BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA PARA CADA REACTOR.

Se procederá a realizar estos balances para estimar la cantidad de vapor de Dowtherm que deberá suministrarse a cada reactor. Se usará Dowtherm a 600°F (vapor saturado) y su presión a esta temperatura es de 35 psig, su calor latente de vaporización es de 125 Btu/lb.

$$T_4 = 309.2^\circ\text{F}$$

$$W_4 = 1,517.2 \text{ lb/h}$$

$$T_5 = 183.2^\circ\text{F}$$

$$W_5 = 750.8 \text{ lb/hr.}$$

ETG:

0.5

$$W_3 = ?$$

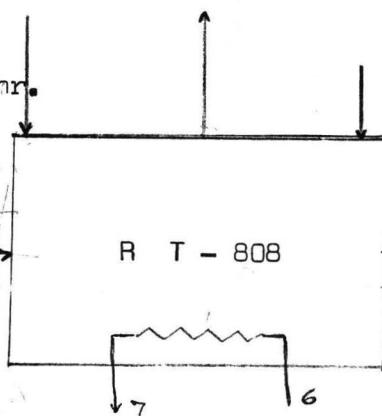
$$T_3 = 316.4^\circ\text{C}$$

DGT + NH₃

$$T_1 = 320^\circ\text{F}$$

$$W_1 = 3,513.3$$

lb/hr.



$$T_2 = 392^\circ\text{F}$$

$$W_2 = 3,181.21 \text{ lb/h}$$

$$W_1 - (W_2 \times \Sigma C_p)$$

DGT

0.47 + ETG

0.47

Balance de materia:

Base: 1 hr. de operación.

$$W_1 + W_3 + W_5 = W_2 + W_4 \quad (39)$$

$$W_3 = W_2 + W_4 - W_1 - W_5 \quad (40)$$

$$W_3 = 3,181.2 + 1,517.2 - 3,513.3 - 750.8 = 434.3 \text{ lb/h.}$$

Balance de Energía:

$$Q_1 + Q_3 + Q_5 + Q_r + Q_6 = Q_2 + Q_4 + Q_7 \quad (41)$$

$$Q_1 = W_{DMT1} (\bar{C}_p (T_1 - T_o) + L_f) + W_{ETG1} \bar{C}_p (T_1 - T_o) \quad (42)$$

calor latente.

320 - 68

$$= 2,097.9 (0.464 (252) + 68.1) + 1,415.3 \times 0.42 (252)$$

$$= 395,178.8 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_2 = W_{DGT2} \bar{C}_p (T_2 - T_o) = 318.2 \times 0.4373 (392 - 68) \quad (43)$$

$$= 450,737.3 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_3 = W_{ETG3} (\bar{C}_p (T_3 - T_o) + L_v) + W_{MOH3} (\bar{C}_p (T_3 - T_o) + L_v) \quad (44)$$

$$= 217.70 (0.452 (339.8 - 68) + 452.1) + 216.6 (0.425 (271.8) + 474) = 248 813 \text{ BTU/hr.}$$

A partir de la ecuación (44) se calcula Q_4

$$Q_4 = 670.5 (.465 (309.2 - 68) + 454) + 846.7 (.425 (241.2) + 475.1) = 718 340.7 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_5 = W_{\text{ETG5}} \bar{C}_p (T_5 - T_0) \\ = 750.8 \times 0.65 (183 - 68) = 56 220 \text{ BTU/hr} \quad (45)$$

$$Q_r = \frac{H}{\text{hr}} \times \frac{r_1}{\text{lb}} \times \frac{V}{r} = 36.1 \times 0.0042 \times 28.25 = 257.65 \text{ BTU} \quad (46)$$

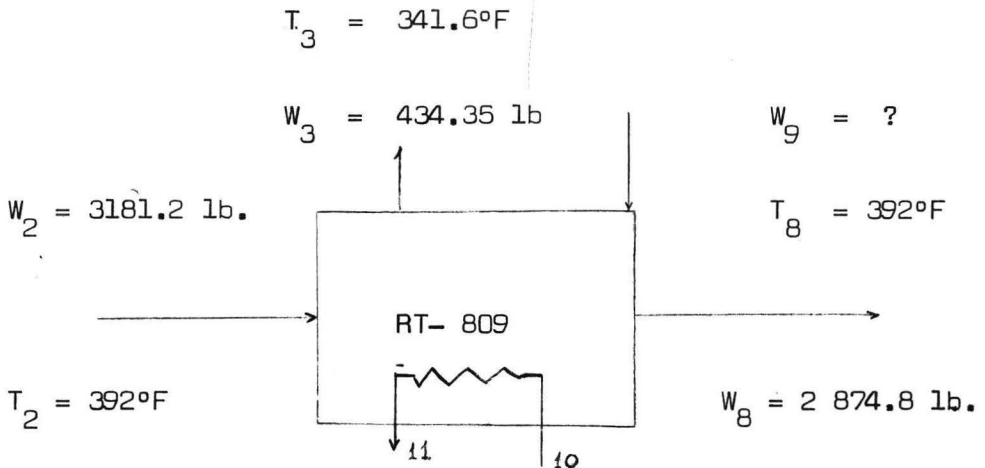
La diferencia entre el calor de las corrientes 7 y 6 es el calor requerido para que se lleve a cabo la reacción, por tanto de la ecuación (39) tenemos:

$$Q_6 - Q_7 = Q_2 + Q_4 - (Q_1 + Q_3 + Q_5 + Q_r) \\ = 450 737.3 + 718 340.7 - (395 178.8 + 248 813 + 56 220 + 257.65) \\ = 1 169 078 - 700 211.89 = 468 866.11 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_6 - Q_7 = W_{\text{Dowtherm}} L_v \text{ DOWTHERM}$$

De donde la cantidad de Dowtherm obtenida es:

$$W_D = \frac{Q_6 - Q_7}{L_v} = 3 750.9 \text{ Lb/hr.}$$



$$W_2 + W_9 = W_8 + W_3$$

$$W_9 = W_8 + W_3 - W_2 = 2874.8 + 434.35 - 3181.2 = 127.95 \text{ lb/hr}$$

$$Q_8 = 2874.8 \times 0.4373 (392 - 68) = 407,320.5 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_9 = 65 \times 0.452(341.6 - 68) + 450.4 + 62.9 \times 0.415(271.8) + 472.9 = 73,184.6 \text{ BTU/hr.}$$

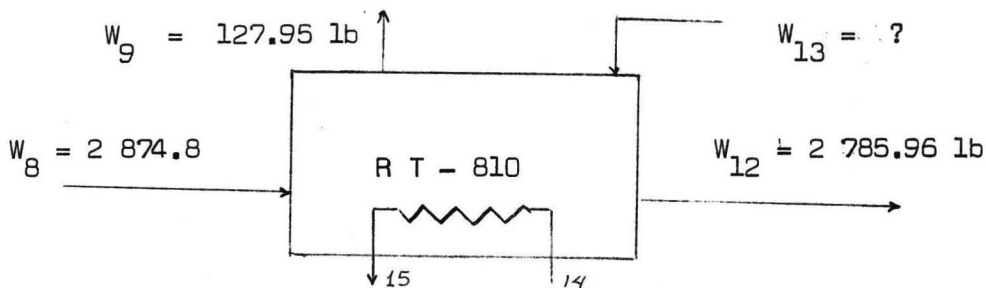
$$Q_r = H_r \times r_2 \times V_r = 36.1 \times 0.001331 \times 29.4 \times 60 = 84.3 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_{10} - Q_{11} = Q_3 + Q_8 - (Q_2 + Q_9 + Q_r)$$

$$= 248,813 + 407,230.5 - (450,737 + 73,184.6 + 84.3) = 132,127.69 \text{ BTU/hr.}$$

Cálculo de la cantidad de Dowtherm que se necesita alimentar al reactor RT - 809.

$$W_D = \frac{132 \cdot 127.69}{125} = 1 \ 057 \text{ lb.}$$



$$W_8 + W_{13} = W_{12} + W_9$$

$$W_{13} = W_{12} + W_9 - W_8 = 2785.96 - 2874.8 + 127.95 = 39.1 \text{ lb}$$

$$Q_r = 36.1 \times 0.000416 \times 29.25 \times 60 = 26.35 \text{ BTU}$$

$$Q_{12} = 2 \ 785.9 \times 0.4373 (324) = 394 \ 720.77 \text{ BTU}$$

$$Q_{13} = 21.7(0.454(334.4 - 68) + 449.49 + 17.37(.409(286.4) + 470.5)) = 22 \ 439.2 \text{ BTU}$$

$$Q_{14} - Q_{15} = Q_{12} + Q_9 - (Q_8 + Q_{13} + Q_r)$$

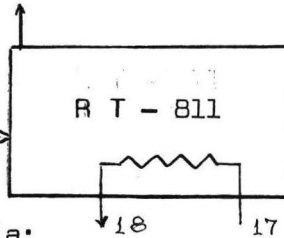
$$= 394 \ 720.77 + 73 \ 184.6 - (407 \ 320.5 + 22 \ 439 + 26.35)$$

$$= 38 \ 119.3 \text{ BTU}$$

$$W_D = \frac{38\,119.3}{125} = 304.95 \text{ lb.}$$

$$W_{13} = 127.9 \text{ lb}$$

$$W_{12} = 2\,785.9 \text{ lb}$$



$$W_{16} = 2\,746.85 \text{ lb}$$

Balance de Materia:

$$W_{12} = W_{13} + W_{16}$$

$$W_{16} = W_{13} - W_{12} = 2\,785.96 - 39.1 = 2\,746.86 \text{ lb.}$$

Balance de Energía:

$$Q_{16} = 2\,746 \times 0.4373 \times 324 = 389\,189.38 \text{ BTU}$$

$$Q_r = 36.1 \times 29.24 \times 0.00013385 = 88.47 \text{ BTU}$$

$$Q_{17} - Q_{18} = Q_{13} + Q_{16} - (Q_{12} + Q_r)$$

$$= 22\,439.2 + 389\,189.38 - (394\,720.77 + 8.47)$$

$$= 411\,628.6 - 394\,729.24 = 16\,899.36 \text{ BTU}$$

$$W_D = \frac{16\,899.36}{125} = 135.2 \text{ lb}$$

g).- TORRE DE RECTIFICACION (DA-745).

Las torres empacadas son usadas en algunas — operaciones de destilación en preferencia a las torres de platos. Estas torres han sido usadas en operaciones de formación de polímeros porque presentan mayor eficiencia de contacto entre las fases vapor-líquido y son más baratas que las torres de platos tanto en mantenimiento como en su costo total.

Se asumirá un comportamiento ideal para el — sistema etilenglicol-metanol por dos razones:

- 1.- Todos los gases a presiones moderadas — tienen un comportamiento ideal (la presión de operación de la torre es de una atmósfera).
- 2.- Al aplicar las leyes de Dalton y Raoult a los datos de presión de vapor de los componentes se observó que la mezcla no forma azeótropos y se obtienen curvas características de los sistemas ideales.

En la reacción intercambio éster se originan los oligómeros que se forman en 1.5 % . Estos oligómeros no obstruyen la reacción, ni tienen influencia en la — operación de destilación.

En la reacción puede ocurrir que una mínima — cantidad de DMT llegue a sublimarse pero ésta cantidad — tiende a disminuir conforme avanza la reacción.

Para efectuar la reacción de transesterificación se requiere un alto grado de pureza en las materias primas. Tanto el DMT como el ETG deberán de estar cumpliendo la restricciones que se especifican en la tabla - III.1. Además el etilenglicol deberá estar libre de polioles.

En la reacción de intercambio éster se desprende una mezcla de vapores de etilenglicol y metanol, además de una mínima cantidad de DMT que alcanza a sublimarse, pero que no influye en el equilibrio ya que se regresa junto con el producto de base.

Las ecuaciones para sistemas ideales son:

$$\text{Ecuación de Raoult } p_a = P_a x_a \quad (48)$$

$$\text{Ecuación de Dalton } p_t = p_a + p_b \quad (49)$$

$$\text{y puesto que } x_a + x_b = 1 \quad (50)$$

Se tienen las siguientes ecuaciones:

$$P_a (x_a) + P_b (x_b) = p_t$$

$$x_a = \frac{p_t - p_b}{P_a - P_b}$$

$$y_a = \frac{p_a}{p_t} = \frac{P_a (x_a)}{p_t}$$

La siguiente tabla se obtiene consultando las presiones de vapor de los componentes puros.

Table VI-4

T°C	P mm Hg. A (MOH)	V(ETG)	pt-pb	pa-pb	x	y
193	26 700	590	- - -	26 110	- - -	- - -
190	24 700	580	10	24 120	0.00047	0.0198
180	21 600	500	90	21 400	0.00420	0.1535
170	17 150	372	218	16 778	0.01300	0.3790
160	13 450	216	374	13 234	0.02825	0.6410
130	6 710	75.5	517	6 635	0.08100	0.9200
100	2 840	16	570	2 824	0.20300	0.9730
90	2 160	8.8	581	2 151	0.27000	0.9820
80	1 500	5.2	584	1 495	0.39200	0.9970
70	1 035	2.8	587	1 032	0.56900	0.9980
60	725	1.6	588	723	0.81000	0.9990
55.8	590	1.0	589	589	1.00000	1.0000

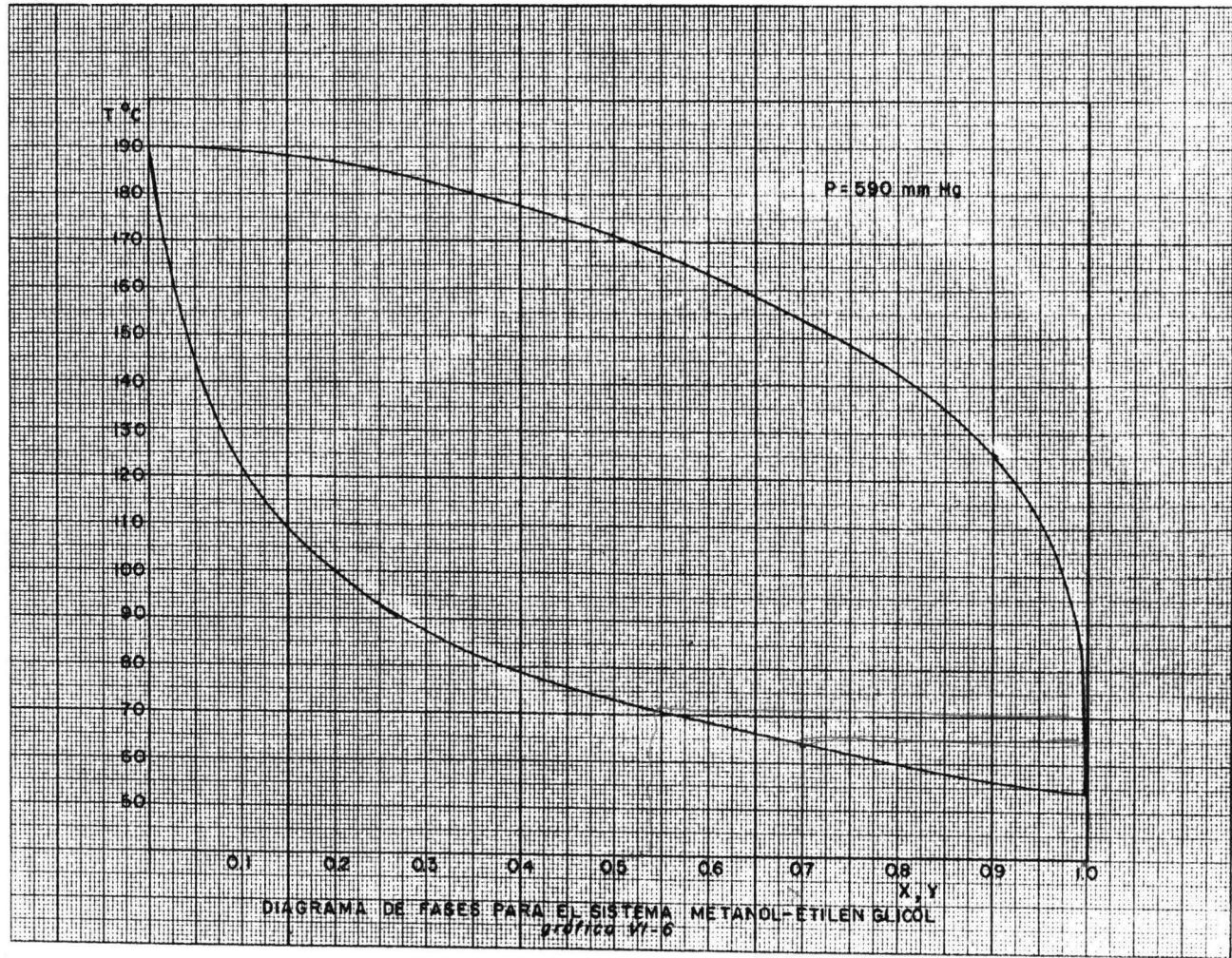
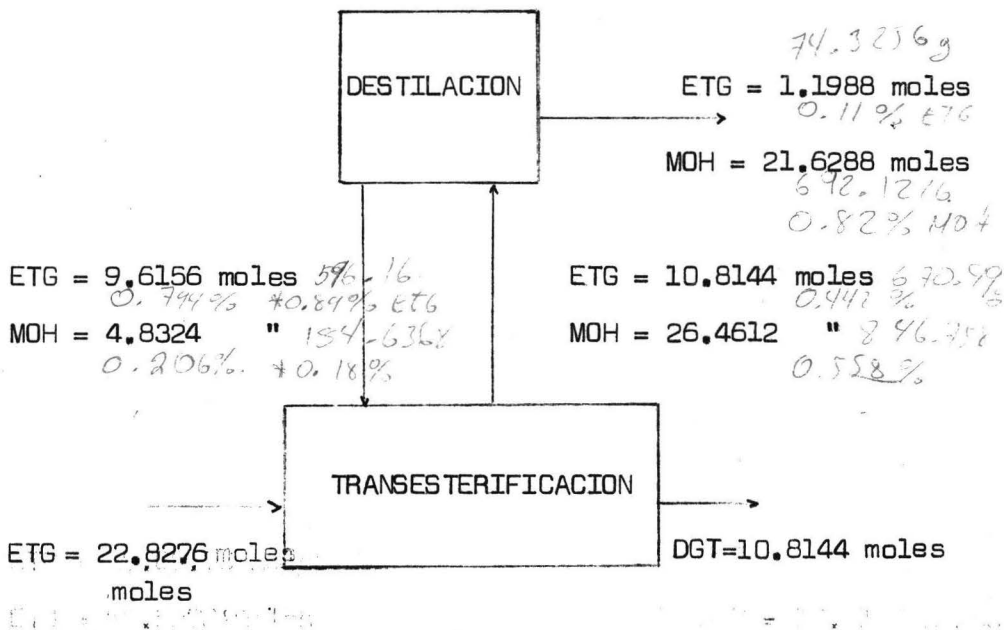


DIAGRAMA DE FASES PARA EL SISTEMA METANOL-ETILEN GLICOL
 gráfica VI-6

BALANCE DE MATERIA EN LA TORRE DE RECTIFICACION.



$$F = B + D$$

$$F(Y_f) = B(X_b) + D(X_d) ; F(Y_f) = (F - D)(X_b) + D(X_d)$$

$$D = F \left(X_f - X_b / X_d - X_b \right)$$

Comp.	moles F	X_f	moles B	X_b	moles D	X_d
ETG	10.8144	0.2901	9.6156	0.6655	1.1988	0.0526
MOH	26.4612	0.7099	4.8324	0.3345	21.6288	0.9474
Total	37.2756	1.0000	14.4480	1.0000	22.8276	1.0000

Línea de operación:

$$\begin{aligned} (Rd)_{\min.} &= Y_d - Y'/Y' - X' = 0.9474 - 0.709/0.709 - 0.030 \\ &= 0.2384/0.6790 = 0.3511 \end{aligned}$$

$$(Rd)_{op.} = 2.5 (Rd)_{\min.} = 2.5 (0.3511) = 0.8777$$

$$L/D = 0.8777$$

$$L = 0.8777D = 0.8777 \times 22.8276 = 20.03571 \text{ lb-mol}$$

Balance en el domo ($T = 114^\circ\text{C}$)

$$\text{Vapor en el domo: } V = L + D = 20.0357 + 22.8276 = 42.8633 \text{ lb-mol}$$

$$\overline{PM} = 0.0526(62) + 0.9474(32) = 33.578 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{Cantidad de libras del destilado} = 22.82 \times 33.578 = 776.5 \text{ lb/hr}$$

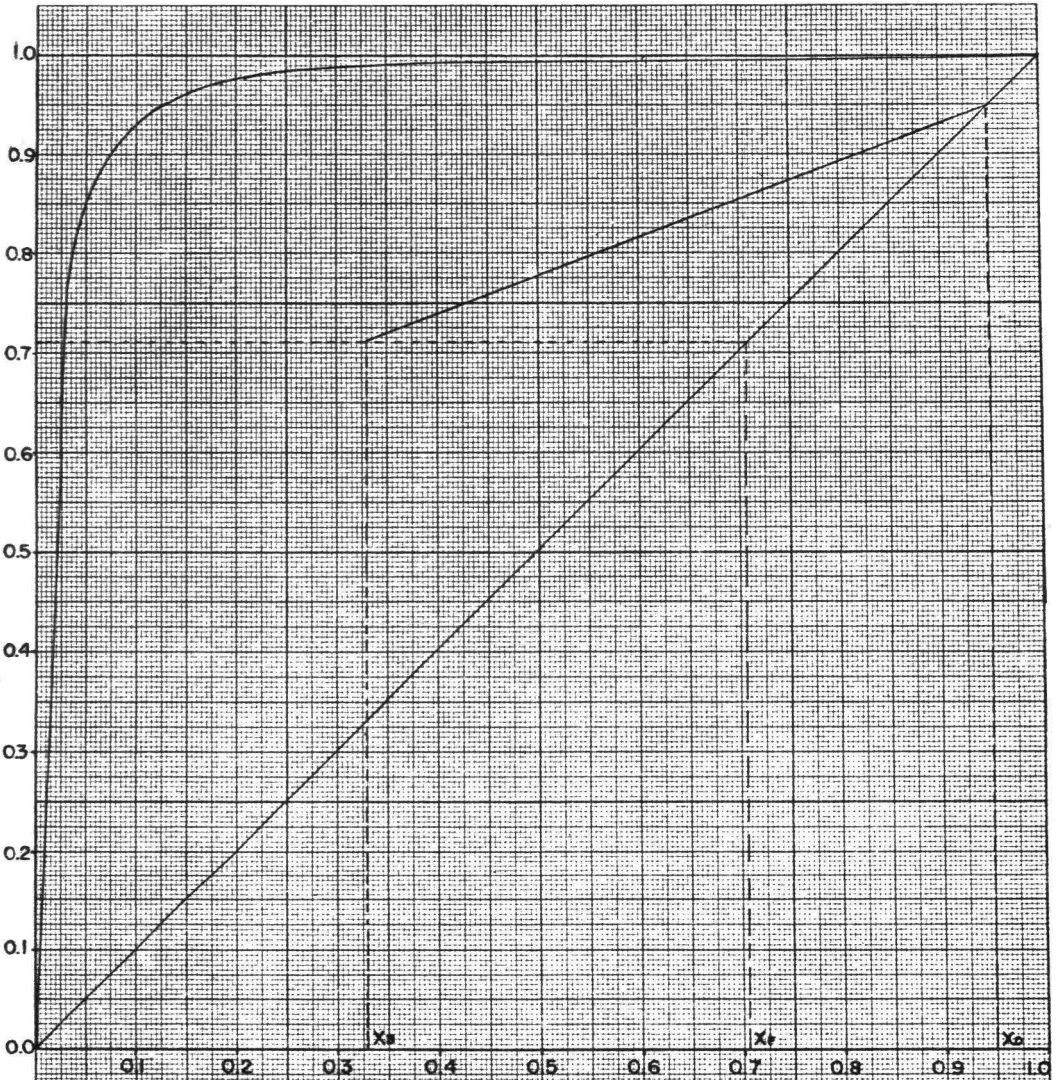
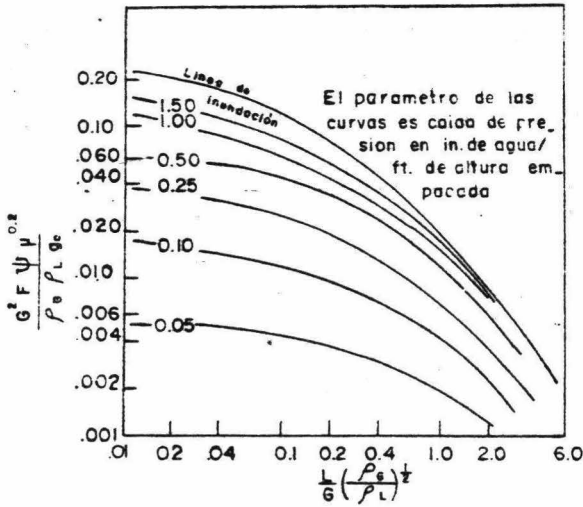


DIAGRAMA DE LA CURVA DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA
METANOL-ETILEN GLICOL

gráfico 11-5

gráfica VI-7



- L = MASA VELOCIDAD DEL LIQUIDO LBS./SEG. FT²
 G = " " " GAS "
 ρ_L = DENSIDAD DEL LIQUIDO LBS./FT³
 ρ_g = " " GAS "
 F = FACTOR DE EMPAQUE
 μ = VISCOSIDAD DEL LIQUIDO CENTIPOISE
 Ψ = $\frac{\text{DENSIDAD DEL AGUA}}{\text{DENSIDAD DEL LIQUIDO}}$
 g_c = FACTOR DE CONVERSION GRAVITACIONAL = 32.2

$$\text{Cantidad de libras de reflujo} = 20.03 \times 33.578 = 672.263 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

La cantidad de vapor total es: 1 439.2668 lb/hr

CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE.

$$T = 55^{\circ}\text{C} = 591^{\circ}\text{R} \quad (X_d = 0.9474)$$

$$d_v = \overset{\text{PM}}{33.578/359} \times \overset{\text{Tor}}{492/591} \times 590/670 = 0.0603 \text{ lb/ft}^3$$

$$d_1 = (x_e) (d_e) + x_m (d_m) = 0.0526(1.086) + 0.9474(0.76)$$

$$= 0.7771 \text{ g/ml (62.3)} = 48.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L}{V} \times (d_v/d_1)^{0.5} = 0.0164$$

$$\frac{G_F^2 u^{0.2}}{d_v d_1 \text{ gc}} = 0.058 \text{ gráfica VI-7 considerando 50\% de inundación.}$$

Características de empaque al azar de anillos rashig de una pulgada de diámetro y de cerámica:

$$\begin{array}{ccc} a/e^3 & a & e \\ 160 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 & 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 & 0.73 \end{array}$$

Viscosidad de la mezcla a 55° (líquido)

$$u_m = 0.36 \text{ cps (0.7494)} = 0.341$$

$$u_e = 6 \text{ cps (0.0526)} = 0.3156$$

$$u_{\text{mezcla}} = 0.6566 \text{ cps } (2.42) = 1.889 = \text{lb/ft-hr}$$

$$= a_w/dl = 62.3/48.4133 = 1.2868$$

$$F = a/e^3 = 160 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$G_1^2 = \frac{0.058 \times dv \times dl \times gc}{F u^{0.2}} = \frac{0.058 \times 0.0603 \times 48.4 \times 32.2}{160 \times 1.2868 \times (1.588)^{0.2}}$$

$$Gi = \left(\frac{5.452}{205.88 \times 1.097} \right)^{0.5} = 0.15581 \text{ lb/seg.} \stackrel{2}{=} \frac{560.88}{\text{lb/hr.ft}^2}$$

$$G_{op.} = 1/2 Gi = 1/2 (560.88) = 280.44 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$A = \frac{V}{G_{op}} = \frac{1.439.26}{288.44} = 5.132 \text{ ft}^2$$

$$D = \left(\frac{4 A}{3.1416} \right)^{0.5} = \underline{2.557 \text{ ft.}}$$

ECUACIONES PARA EL CALCULO DE LA ALTURA

La velocidad de enriquecimiento en la zona diferencial de la columna (33) está dada por:

$$G dy = k_{Ga} (y_i - y) dz = k_{La} (x - x_i) dz = L dx \quad (51)$$

Del diagrama de Mc. Cabe figura VI - 9

Si trazamos una línea recta entre B y D

$$y_e = m_1 x + k_1 \quad (52)$$

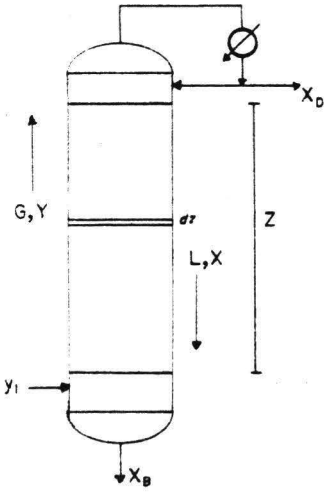


figura VI-8

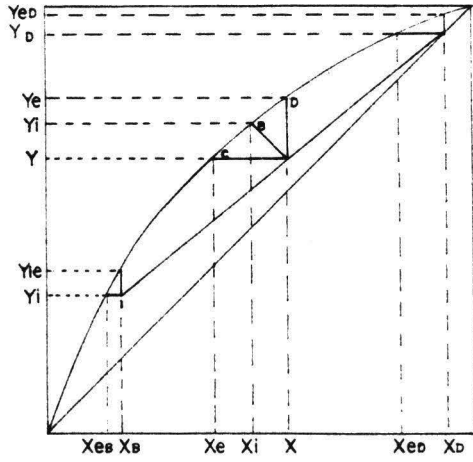


figura VI-9

$$y_i = m_1 x_i + k_1 \quad (53)$$

$$y_e - y_i = m_1 (x - x_i) \quad (54)$$

De la ecuación(51)

$$k_{Ga} (y_i - y) dz = k_{La} (x - x_i) dz$$

$$\frac{k_{Ga}}{k_{La}} = \frac{x - x_i}{y_i - y} \quad (55)$$

multiplicando la ecuación 55 por m_1

$$\frac{k_{Ga} m_1}{k_{La}} = \frac{m_1 (x - x_i)}{(y_i - y)} \quad (56)$$

Sustituyendo la ecuación 54 en 56

$$\frac{m_1 k_{Ga}}{k_{La}} = \frac{y_e - y_i}{y_i - y}$$

Sumando los denominadores a la ecuación anterior

$$\frac{m_1 k_{Ga} + k_{La}}{k_{La}} = \frac{y_e - y_i + (y_i - y)}{y_i - y} \quad (57)$$

$$\frac{m_1 k_{Ga} + k_{La}}{k_{La}} = \frac{y_e - y}{y_i - y} \quad (58)$$

Despejando y_i de la ecuación 58

$$y_i - y = (y_e - y) \frac{k_{La}}{(m_1 k_{Ga} + k_{La})} \quad (59)$$

Sustituyendo en la ec. 51 ($y_i - y$)

$$G dy = k_{Ga} (y_i - y) dz$$

$$= k_{Ga} \frac{k_{La}}{(m_1 k_{Ga} + k_{La})} (y_e - y) dz$$

$$dz = G \left(\frac{m_1}{k_{La}} + \frac{1}{k_{Ga}} \right) \frac{dy}{y_e - y} \quad (60)$$

Para el caso en que la línea de equilibrio-- es recta puede asumirse que $G(m_1/k_{La} + 1/k_{Ga})$ es constante; para el caso en que la línea de equilibrio no es constante (no recta) tenemos:

$$y_e = m_1 x + k_1 \quad (61)$$

$$m_1 = \frac{dy_e}{dx} = \frac{dy_e}{dy} \left(\frac{dy}{dx} \right) = \frac{dy_e}{dy} \frac{L}{G} \quad (62)$$

Sustituyendo m_1 de la ecuación 60 por su valor de la ec. 62

$$dz = G \left(\frac{1}{k_{La}} \left(\frac{dy_e}{dy} \right) \frac{L}{G} + \frac{1}{k_{Ga}} \right) \left(\frac{dy}{y_e - y} \right) \quad (63)$$

$$dz = \frac{G}{k_{Ga}} \left(\frac{dy}{y_e - y} \right) + \frac{L}{k_{La}} \left(\frac{dy_e}{y_e - y} \right) \quad (64)$$

Integrando

$$\int dz = \frac{G}{k_{Ga}} \int \frac{dy}{y_e - y} + \frac{L}{k_{La}} \int \frac{dy_e}{y_e - y} \quad (65)$$

$$N_{G1} = \int \frac{dy}{y_e - y} \quad (66)$$

$$N_{G2} = \int \frac{dy_e}{y_e - y} \quad (67)$$

$$Z = \frac{G}{k_{Ga}} (N_{G1}) + \frac{L}{k_{La}} (N_{G2}) \quad (68)$$

$$\text{siendo } N_{G1} + N_{G2} = N_{OV} \quad (69)$$

entonces el coeficiente global se define:

$$\frac{1}{k_{Ga}} = \frac{m_1}{k_{La}} + \frac{1}{k_{Ga}} \quad (70)$$

Cuando la película del gas es controlante, --
 $1/k_{La}$ es despreciable y la ecuación 68 se reduce:

$$Z = \frac{G}{k_{Ga}} N_{OV} \quad (71)$$

de la ecuación 74

$$\frac{G}{k_{Ga}} + \frac{L}{k_{La}} = H_{OV} = \frac{G}{k_{Ga}} \quad (72)$$

$$H_{OV} = G \left(\frac{m_1}{k_{La}} + \frac{1}{k_{Ga}} \right) \quad (73)$$

$$\therefore Z = H_{OV} N_{OV} \quad (74)$$

Ante la dificultad que se presenta al estimar los coeficientes k_{La} , k_{Ga} y resolver las integrales que representan los N_G ; Yu & Coull, desarrollaron una ecuación empírica para estimar el N_{OV} para sistemas donde la volatilidad relativa no es constante.

$$N_{OV} = \ln \frac{X_D}{X_B} + \frac{2n\alpha_{av}}{\alpha_{av} + 1} \quad (75)$$

$$\alpha_{av} = \left(\frac{X_D}{1 - X_D} \frac{1 - X_B}{X_B} \right)^{1/n} \quad (76)$$

Siendo α_{av} la volatilidad promedio y "n" es el número de platos que pueden obtenerse gráficamente - del método de Mc. Cabe Thiele.

D. Cornell propone un método para estimar H_V y H_L

$$H_V = \frac{\psi Sc_G^{0.5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0.5}} \cdot \left(\frac{D}{12}\right)^X \cdot \left(\frac{Z}{10}\right)^{1/3} \quad (77)$$

Donde: ψ = Correlación de H_G para varios tamaños de empaque fig. VI - 11

Sc_G = número de Schmidt para el gas

L = masa velocidad del líquido en lb/hr. ft²

f_1 = relación de viscosidades del gas a la del agua a la potencia de 0.16

f_2 = relación de densidades del agua a la del líquido a la potencia de 1.28

f_3 = relación de tensiones superficiales de la —
mezcla y el agua a la potencia de 0.8

D = diámetro de la torre en pulgadas.

Z = altura de la torre en pies (supuesta)

u_l = viscosidad del líquido a las condiciones de—
la torre en cps.

u_w = viscosidad del agua a condiciones normales.

d_w = densidad del agua a condiciones normales

d_l = densidad del líquido a las condiciones de la
torre, en g/c.c.

s_w = tensión superficial del agua a condiciones —
normales en dinas/cm

s_m = tensión superficial del agua a condiciones —
de la torre en dinas/cm.

$$H_L = T (Sc_l)^{0.5} C (Z/10)^{0.15}$$

C = a factor de corrección para H_L a altas velo—
cidades (gráfica VI - 12)

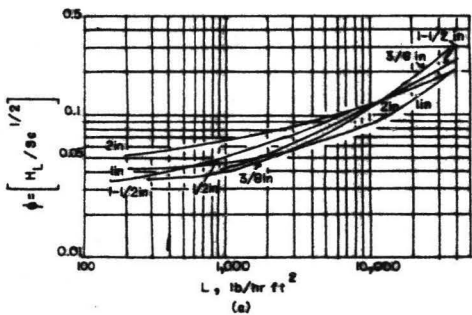
Sc_l = número de Schimit para el líquido

T = correlación para H_L

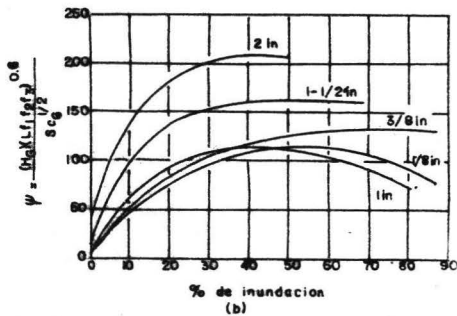
x = 1.24 para anillos raschig

n = 0.60 para anillos raschig

gráfica VI-10

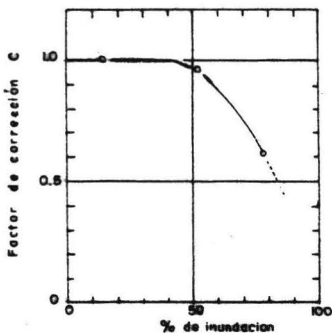


gráfica VI - 11



Corrección a H_L gráfica (a) y a H_g gráfica (b) para varios tamaños de anillos Raschig.

gráfica VI - 12



Factor de corrección de película del líquido para operaciones a 50% de inundación.

Por consiguiente el H_{OV} estará dado por

$$H_{OV} = H_V + m \frac{G_m}{L_m} H_L \quad (79)$$

G_m = masa velocidad molar del gas lbmol/hr ft²

L_m = masa velocidad molar del líquido lbmol/hr ft²

$$m = \frac{\alpha_{av}}{(1 + (\alpha_{av} - 1) \bar{X})^2} \quad (80)$$

α_{av} = volatilidad relativa promedio

\bar{X} = fracción mol promedio del líquido

De donde tenemos:

$$Z = H_{OV} N_{OV}$$

que es la ecuación para determinar la altura en la torre.

Cálculo del N_{OV} ; de la gráfica de equilibrio se tiene que $X_D = 0.9474$ y $X_B = 0.3345$ y el número de platos ideales según la gráfica de Mc Cabe-Thiele se obtiene 0.7.

Substituyendo en la ecuación 76 estos valores.

$$\alpha_{av} = \left[(0.9474/0.0526) (1 - 0.3345/0.3345) \right]^{1/0.7} = 112$$

Substituyendo el valor de la volatilidad relativa promedio en la ecuación 75.

$$N_{OV} = \ln \frac{0.9474}{0.3345} + \frac{2 \times 0.7 \times 112}{113} = 2.34$$

De la ecuación (77) para el cálculo de el H_V se necesitan como datos indirectos el número de Sc del gas, las relaciones f_1 , f_2 , f_3 y suponer una altura

$$Sc_g = \frac{u_g}{d_v D_v}$$

Cálculo de la difusión del gas volumétrica—
(D_v)

$$D_{AB} = \frac{0.00407}{(r_{AB})^2 \Omega} \left[T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \right]^{0.5}$$

$$T = 387^\circ\text{K} = 697.2^\circ\text{R}$$

Componente		E/k	$r \overset{\circ}{\text{A}}$
MOH	A	507	3.585
ETG	B	500	4.780

$$e_{AB}/k = (507 \times 500)^{0.5} = 502^\circ\text{K}$$

Factor de corrección en fenómenos de transporte.

$$kT/e_{AB} = \frac{387}{502} = 0.7709 \quad === \quad 1.62 = \Omega$$

$$r_{AB} = \frac{3.585 + 4.78}{2} = 4.2425 \text{ \AA}$$

$$D_{AB} = \frac{0.00407}{(4.2425)^2 \times 1.62} (697.2 (1/32 + 1/62))^{0.5}$$

$$= 8.0255 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft.hr.}$$

$$\text{densidad molar del gas} = d_{vm} = \frac{0.0603 \text{ lb/ft}^3}{33.578 \text{ lb/lb mol}} = 0.0017$$

$$\frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3}$$

Difusividad volumétrica

$$D_v = \frac{D_{AB}}{d_{vm}} = \frac{8.0255 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft hr}}{0.0017 \text{ lb mol/ft}^3} = 0.472 \text{ ft}^2/\text{hr.}$$

Cálculo de la viscosidad de la mezcla.

$$u_g = u_m y_a + u_e y_b = 0.0125 (0.9474) + 0.0102 (0.0526) =$$

$$= 0.0123 \times 2.42 = 0.0297 \text{ lb/ft hr.}$$

$$Sc_g = \frac{0.297 \text{ lb/ft hr.}}{0.0603 \text{ lb/ft}^3 \times 0.472 \text{ ft}^2/\text{hr.}} = 1.0434$$

$$(Sc_g)^{0.5} = 1.0215$$

$U = 110$ gráfica VI - 11 (tomando 50 % de inundación)

$$f_1 = \left(\frac{u_g}{u_w} \right)^{0.16} = \left(\frac{1.5889}{1.08} \right)^{0.16} = 1.036$$

$$f_2 = \left(\frac{d_w}{d_1} \right)^{1.25} = \left(\frac{62.3}{48.4} \right)^{1.25} = 1.37$$

$$f_3 = \left(\frac{s_w}{s} \right)^{0.8} = \left(\frac{72}{34} \right)^{0.8} = 1.825$$

$$L_m = \frac{672.75 \text{ lb/hr}}{2.566 \text{ ft}^2} = 262.18 \text{ lb/hr. ft}^2$$

Z (supuesta) = 21.2 ft

$$H_V = \frac{110 \times 1.0215}{(262.18 \times 1.036 \times 1.37 \times 1.825)^{0.6}} (2.557)^{1.24}$$

$$(21.2/10)^{1/3}$$

$$H_V = 9.175 \text{ ft}$$

CALCULO DE H_L

$$Sc_1 = \frac{u_1}{d_1 D_1}$$

Difusividad del líquido

$$D_1 = \frac{3.21 \times 10^{-8}}{u_1 V_A} (\text{k MB})^{0.5} T \text{ dm}$$

V_A = volumen molar del soluto como líquido a su temperatura normal de ebullición = $1.41 \text{ ft}^3 / \text{lb mol}$

K = parámetro de asociación para el disolvente = 1.9

M_B = peso molecular del disolvente = 32 lb/lb mol

u_1 = viscosidad del líquido = 1.5889 lb/ft hr

d_m = $1.44 \text{ lb mol} / \text{ft}^3$

$$D_1 = \frac{3.21 \times 10^{-8} (1.9 \times 32)^{0.5} (697.2) (1.44)}{1.5889 \times (1.41)^{0.6}}$$

$$D_1 = \frac{3.21 \times 10^{-8} (60.8)^{0.5} (1,005.2)}{1.5889 \times (1.41)^{0.6}} = 12.88 \times 10^{-5} \text{ lb mol} / \text{ft hr}$$

Difusividad volumetrica del líquido

$$D_{v1} = \frac{1.288 \times 10^{-4} \text{ lb mol} / \text{ft hr}}{1.44 \text{ lb mol} / \text{ft}^3} = 0.8934 \times 10^{-4} \text{ ft}^2 / \text{hr.}$$

$$Sc_1 = \frac{1.5889}{48.41 \times 8.93 \times 10^{-5}} = 367.3$$

$$L_m = 262.18 \text{ lb/hr ft}^2 \Rightarrow 0.42 \text{ gráfica VI-10}$$

$C = 0.96$ de la gráfica VI - 12

$$H_L = 0.042 (367.3)^{0.5} \times 0.96 (1.2)^{0.15} = 0.794$$

Cálculo del H_{OV} sustituyendo en la ec. 79; previamente se calculará "m" y X

$$X = \frac{0.9474 + 0.3345}{2} = 0.6409$$

$$m = \frac{112}{(1 + (112-1) 0.6409)^2} = 0.0215$$

$$H_{OV} = 9.175 + 0.0215 \times \frac{262.18}{560.88} \times 0.794$$

$$H_{OV} = 9.1838$$

$$Z = H_{OV} N_{OV} = 9.1838 \times 2.34 = 21.5 \text{ ft}$$

h). CONDENSADOR DE METANOL (EA - 543)

Se requieren condensar una mezcla de etilenglicol y metanol que contiene 0.0526 fracción mol de — ETG y 0.9474 fracción mol de metanol; la cantidad de va por que hay que condensar en masa 1,439.2 lb/hr., la — cual se introducirá por el lado de la envolvente y se — usará para propósito de condensación agua a una tempera tura de 78°F.

Propiedades de los componentes.

$$C_p \text{ MOH} = 0.38 \text{ Btu./lb } ^\circ\text{F} \quad \text{a } 237^\circ\text{F} \quad Lv = 426.6 \text{ BTU/lb} - \\ \text{(MOH)}$$

$$C_p \text{ MOH} = 0.63 \quad " \quad \text{a } 131^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ ETG} = 0.44 \quad " \quad \text{a } 237^\circ\text{F} \quad Lv=4.28.4 \text{ BTU/lb} - \\ \text{(ETG)}$$

$$C_p \text{ ETG} = 0.61 \quad " \quad \text{a } 131^\circ\text{F}$$

$$Q_e = W_{\text{MOH}} (C_p (T_L - T_2) + Lv_{\text{MOH}}) + W_{\text{ETG}} (C_p (T_1 - T_2) + \\ Lv_{\text{ETG}})$$

$$= 1,299.4(0.38(237 - 68) + 426.6) = 637,912.37 \text{ BTU}$$

$$+ 139.78(0.44(237 - 68) + 428.4) = \frac{149,476.97}{687,389.34} \quad "$$

$$Q_s = W_{\text{MOH}} (C_p (T_3 - T_2) + W_{\text{ETG}} (C_p (T_3 - T_2))$$

$$= 1,299.4(0.63(131 - 68) + 139.78(0.61)(131 - 68))$$

$$= 57,148.11 \text{ BTU}$$

$$Q_T = Q_e - Q_s = 687,389.34 - 57,148.11 = 630,441.23 \text{ BTU.}$$

Gasto de agua requerida

$$W_w = \frac{Q_t}{C_{Pw} (t_2 - t_1)} = \frac{630,441.23}{1 (113 - 78)} = 17,961.28 \text{ Lb.}$$

$$Q = A U \text{ LMTD}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(237 - 113) - (131 - 78)}{\ln \frac{124}{53}} = \frac{71.1}{0.845} = 84^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_{sup} \text{ LMTD}} = \frac{630,441.23}{150 \times 84.1} = 49.95 \text{ ft}^2$$

Tubos de 3/4" de una longitud de 6 ft $a'_f = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$N_t = \frac{A}{a'_f \times L} = \frac{49.95 \text{ ft}^2}{0.1963 \times 6} = 42.41 \text{ tubos}$$

Lado de los tubos: AGUA

Arreglo triangular con pitch de 15/16" tubos 3/4" y 47 tubos con 4 pasos, tenemos un diámetro interno de la envolvente de 10"

$$A = a'_f L N_t = 0.1963 \times 6 \times 47 = 55.3 \text{ ft}^3$$

$$U_D = \frac{Q}{A \text{ LMTD}} = \frac{630,441.23}{55.3 \times 84.1} = 135.5 \text{ BTU/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$a = \frac{N_t a'_t}{144 n} = \frac{47 \times 0.302}{144 \times 4} = 0.0246 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_f} = \frac{17,961.3}{0.0246} = 730,133.7 \text{ lb/hr ft}^2$$

donde velocidad = 3.25 ft/seg.

$$t_a = 113 + 78/2 = 95.45^\circ \text{ F}$$

$$h_i = 880 \text{ (gráfica del apéndice \# 25 D.Q. Kern)}$$

$$h_{io} = (h_i) (d_i/d_o) = (880) (0.62/0.75) = 727.2$$

LADO DE LA ENVOLVENTE: MEZCLA METANOL ETILENGLICOL

$$C = P_t - d_o = 15/16" - 12/16" = 3/16"$$

B = 6" y 12 mamparas

$$a_s = \frac{D.I.C.B}{144 P_t} = \frac{10 \times 3/16" \times 6}{144 \times 15/16"} = 0.0833 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{W}{a_s} = 1439.2/0.833 = 17,278 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$G'' = \frac{W}{L N_t^{2/3}} = \frac{1439.2}{6 \times 47^{2/3}} = 18.45 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$h_o = \frac{1.5}{\left(\frac{45''}{u_f}\right)^{0.33} \left(\frac{u_f^2}{k_f^3 d_f^2 g}\right)^{0.33}}$$

$$t_{f \text{ sup.}} = 155^\circ\text{F (temperatura de película)}$$

Cálculo de las propiedades a la temperatura de 155°F

$$u_{f \text{ MOH}} = 0.3 \times 0.9474 = 0.28422$$

$$u_{f \text{ ETG}} = 3 \times 0.0526 = 0.15780$$

La viscosidad de la mezcla a esta temperatura = $0.442 \times 2.42 = 1.07 \text{ lb/ft hr.}$

$$k_f = 0.114 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft (conductividad térmica)}$$

$$\text{densidad de la mezcla } d_f = 0.74 (0.9474) + 0.0526(1.074)$$

$$= 0.7565 \text{ g/c.c} \times 62.3 = 47.098 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_o = \frac{1.5}{\left(\frac{4 \times 18.45}{1.07} \right)^{1/3} \left(\frac{1.15}{0.114^3 \times 47.098^2 \times 4.17 \times 10^8} \right)^{1/3}}$$

$$h_o = \underline{388}$$

comprobando la temperatura de la película supuesta

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (t_v - t_a)$$

$$t_v = \frac{237 + 131}{2} = 184$$

$$t_w = 95.45 + \frac{388}{727.2 + 388} (184 - 95.45) = 126.29^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{t_w + t_v}{2} = (126.3 + 184.1) / 2 = 155.2^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL U_C

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{727.2 \times 388}{727.2 + 388} = 253$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = \frac{253 - 135.5}{253 \times 135.5} = 0.0034$$

CAIDA DE PRESION LADO TUBOS

$$Re_t = \frac{D G t}{u} = \frac{0.062/12 (533)}{0.67 \times 2.42} = 16,965 \implies f = 0.00023$$

$$P_t = \frac{f G_i^2 L n}{5.22 \times 10^{10} S_g d_i u/u_w} = \frac{0.00023 \times 4 \times 6 \times 533 \times 10^6}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0516 \times 1 \times 1}$$

$$= 0.95 \text{ lb/in}^2$$

Caida presion lado coraza

$$P_s = \frac{0.5 f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_g}$$

$$= \frac{0.5 (298.529 \times 10^6) \times 0.833 \times 12 \times 0.0017}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0458 \times 0.0008} = 2.25 \text{ lb/in}^2$$

Nomenclatura de las literales utilizadas en el cálculo de equipo de proceso de la etapa de transesterificación.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL FUNDIDOR

W_1 = cantidad de BMT alimentada

T_1 = temperatura " "

L_f = calor latente de fusión

T_2 = temperatura de salida de DMT

W_3 = cantidad de DMT fundido recirculado

P_v = presión del vapor saturado

T_v = temperatura " "

L_v = calor latente del vapor saturado

W_v = masa del vapor saturado

C_{ps} = calor específico del DMT sólido

C_{pl} = " " " " liquido

C_p = " " " " promedio

T_3 = temperatura de fundido

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL
PRECALENTADOR

W = masa de etilenglicol alimentada

T_1 = temperatura " "

T_2 = " " a la salida

\bar{C}_p = calor específico promedio del ETG entre 68°F y 320°F

P_v = presión de vapor saturado

L_v = calor latente del vapor saturado

W_v = masa del vapor saturado

CINETICA DE TRANSESTERIFICACION

$r = \frac{dC_A}{dt}$ = velocidad de reacción

n = orden de reacción

k = constante de velocidad de reacción

C_A = concentración de DMT a cualquier tiempo "t"

C_{A0} = concentración inicial de DMT

x = conversión (%)

k' = pseudo constante de velocidad de reacción (conside-
rando el exceso de ETG y la cantidad de cataliza-
dor empleado).

T = temperatura de operación

W_{DMT} = Cantidad de DMT alimentada a los reactores

W_{ETG} = " " ETG " " " "

Q_T = Gasto total

NUMERO DE REACTORES

n = número de reactores

θ = tiempo de residencia

C_n = concentración de DMT en cada reactor

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA CADA REACTOR DE LA ETAPA DE TRANSESTERIFICACION

R T - 808

W_1 = masa de ETG + DMT que entra

Q_1 = calor que lleva la corriente 1

T_1 = temperatura de entrada de la mezcla DMT - ETG

W_2 = masa de mezcla reaccionante que sale del reactor

T_2 = temperatura de la mezcla " " " "

Q_2 = calor de la corriente 2

W_3 = masa de vapor de MOH - ETG que regresa de RT - 809 a una temperatura T_3

Q_3 = calor de la corriente 3

W_4 = masa de MOH - ETG que sale del reactor y se alimenta a (DA - 745) y que lleva una temperatura T_4 y un calor Q_4

W_5 = masa de ETG - MOH que retorna de DA - 745 a una temperatura T_5 y un calor Q_5

Q_6 = calor proporcionado por vapor saturado de Dowtherm al reactor.

Q_7 = calor de Dowtherm de la corriente 7 a la salida

Q_r = calor de reacción.

Lv_D = calor latente de condensación del Dowtherm

W_D = cantidad de Dowtherm requerida

RT - 809

W_2 = masa de mezcla reaccionante que llega al reactor a una temperatura T_2 y con un contenido de calor Q_2

W_8 = masa de mezcla reaccionante que sale del reactor a una temperatura T_8 y con Q_8

W_9 = masa de vapor MOH - ETG que regresa de RT - 810 a T_9 y Q_9

W_3 = masa de vapor de MOH - ETG que va RT - 808 a T_3 y Q_3

Q_{10} = calor proporcionado por medio de Dowtherm al reactor

Q_{11} = calor de corriente ll a la salida.

RT - 810

W_8 = masa de mezcla reaccionante que entra a T_8 y Q_8 .

W_{12} = " " " " " " sale a T_{12} y Q_{12}

W_{13} = masa de vapor MOH - ETG que viene de RT - 811 a T_{13}
 Q_{13}

Q_{14} = calor de Dowtherm a la entrada del reactor

Q_{15} = " " " " a la salida " "

RT - 811

W_{12} = masa de mezcla reaccionante que entra al reactor a T_{12} y Q_{12}

Q_{16} = masa de mezcla reaccionante que sale de la etapa de transesterificación a T_{16} y Q_{16}

W_{13} = masa de vapor MOH - ETG que sale de este reactor y que entra a RT - 810 a T_{13} y Q_{13}

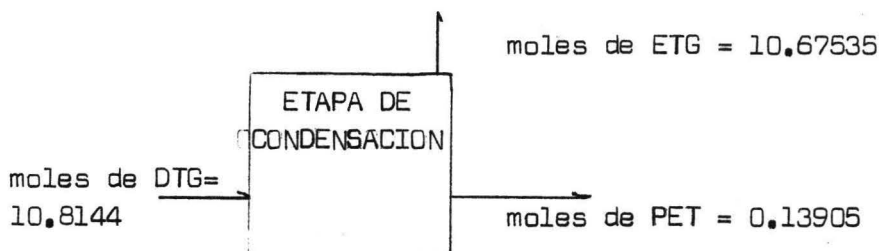
Q_{17} = calor de Dowtherm a la entrada del reactor

Q_{18} = " " " " " " salida " "

5.2.- ETAPA DE POLICONDENSACION

a).- BALANCE DE MATERIA GLOBAL

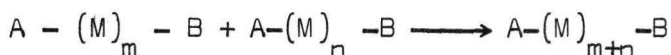
A continuación se presenta el modelo para la etapa de policondensación.



b).- CINETICA DE POLICONDENSACION

La condensación en polimerización ocurre por repetición de etapas de reacciones de condensación simple; en tales condiciones todas las moléculas se comportan como grupos reactivos y son funcionalmente capaces de unirse, así que ellas se combinan para formar dímeros, trímeros, tetrameros, etc.

El desarrollo del proceso puede ser representado como sigue:



Donde M es la unidad del polímero repetida, A y B son los grupos funcionales capaces de unirse, así que ellas se combinan para formar el polímero; m y n - ambos pueden tener cualquier valor.

Una teoría cinética confiable depende de los siguientes principios básicos, los cuales se han demostrado que son correctos:

- 1.- Que todas las especies intermedias son moléculas estables.
- 2.- Que la velocidad de condensación es independiente del grado de polimerización es decir, la reactividad de los grupos funcionales es independiente del peso molecular de la molécula a la cual están unidas.

De la gráfica V - 7 viscosidad relativa contra tiempo se tomaron los datos para la cinética de policondensación.

Estudios realizados por Griell y Neue obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$n_{\text{esp}} = n_r - 1 \quad \text{viscosidad específica} \quad (81)$$

$$n = \frac{(1 + 1.4 n_{\text{esp}})^{0.5} - 1}{0.35} \quad \text{viscosidad intrínseca} \quad (82)$$

$$n = 1.17 \times 10^{-2} \text{Pn}^{0.86} \quad (83)$$

$$n = 1.27 \times 10^{-4} \text{M}^{0.86} \quad (84)$$

n_r = viscosidad relativa

$\overline{P_n}$ = grado de polimerización

El grado de polimerización $\overline{P_n}$ está definido como el cociente del número de moléculas monómeras en la mezcla inicial al número total de moléculas presentes a cualquier tiempo durante la reacción.

Cuando los grupos ácido y oxhidrilo presentes por unidad de volumen de mezcla de reacción es $C_0 \times N$ (N es el número de avogadro) a un tiempo cero, el número de moléculas presentes es $C_0 \times N$, así el grado de polimerización es:

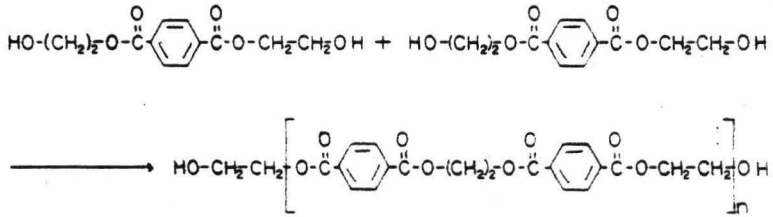
$$\overline{P_n} = \frac{C_0 N}{C N} = \frac{C_0}{C_0(1 - p)} = \frac{1}{1 - p} \quad (85)$$

Siendo C_0 la concentración de grupos funcionales iniciales.

C = la concentración de grupos funcionales a un tiempo "t".

p = grado de reacción.

El grado de reacción está definido como la probabilidad que un grupo funcional haya reaccionado a un tiempo "t", esta definición es enteramente equivalente a la fracción de grupos funcionales que han reaccionado.



El desarrollo cinético es el siguiente:

$$r = - \frac{d \text{OH}}{dt} = k K \text{OH}; \quad k' = k K \quad (86)$$

$$r = - \frac{d \text{Ca}}{dt} = k' \text{Ca} \quad (87)$$

$$- \frac{d \text{Ca}}{\text{Ca}} = k' dt \quad (88)$$

$$\ln \frac{\text{Ca}_0}{\text{Ca}} = k' t \quad (89)$$

$$\ln \frac{\text{Ca}_0}{\text{Ca}_0(1-p)} = k' t = \ln \overline{P_n} \quad (90)$$

$$\begin{array}{ccc}
 \text{DGT} & \longrightarrow & \text{PET} + \text{ETG} \\
 10.8144 & \longrightarrow & 0.13905 + 10.67535
 \end{array}$$

Cantidad de DGT alimentada = Q

$$Q = 2,746.87 \text{ lb/hr.} \times 1 \text{ ft}^3 / 60.848 \text{ lb} = 45.1753 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

$$\text{Ca}_0 = 10.8144 \text{ moles} / 45.1753 \text{ ft}^3 = 0.2393 \text{ lb mole} / \text{ft}^3$$

TABLA VI - 14

t min.	n	$\overline{P_n}$	M	$1/\overline{P_n}$	p
10	0.237	31.5	6,000	0.0317	0.9683
20	0.272	38.0	7,200	0.0263	0.9737
30	0.285	40.0	7,900	0.0250	0.9750
40	0.326	47.0	8,900	0.0212	0.9788
50	0.376	56.0	10,800	0.0178	0.9821
60	0.410	62.0	12,600	0.0161	0.9839
70	0.442	68.0	13,000	0.0147	0.9853
75	0.492	80.0	15,000	0.0123	0.9875

En la gráfica VI - 13, se ha graficado $\ln \overline{P_n}$ vs t y en la cual la constante de velocidad de reacción está dada por la pendiente de la recta.

Combinando las ecuaciones 85 y 90:

$$\ln \overline{P_n} = \ln \frac{1}{1-p} = k't \quad (91)$$

sabiendo que: $C_a = C_{a0} (1 - p)$

sustituyendo en la ec. 87

$$r = k' C_{a0} (1 - p) \quad (92)$$

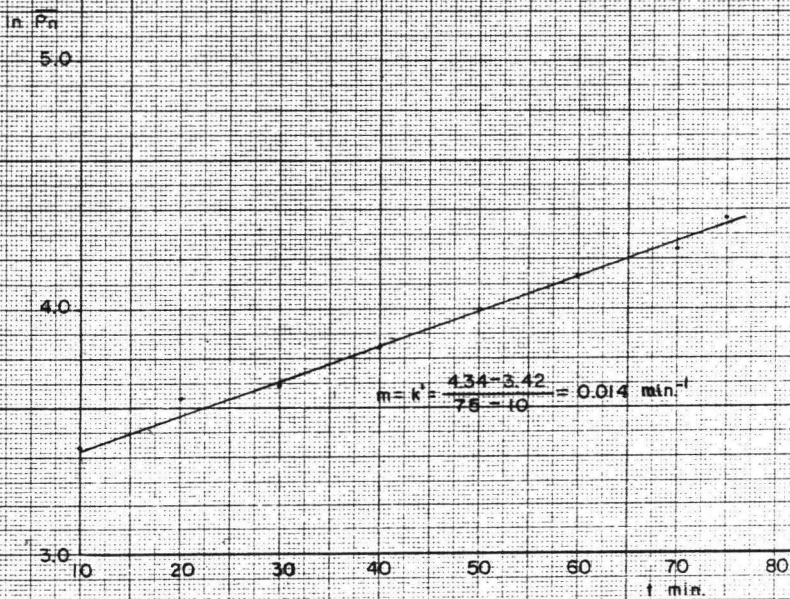
Con las ecuaciones anteriores se tabularan las concentraciones y sus respectivas velocidades de reacción para cada tiempo.

TABLA VI - 5

t min	p	Ca	$r \times 10^4$ lb mol/hr ft ³
0	0.0000	0.239300	33.9806
10	0.9683	0.007585	1.0770
20	0.9737	0.006293	0.8936
30	0.9750	0.005982	0.8494
40	0.9788	0.005073	0.7203
50	0.9821	0.004283	0.60818
60	0.9839	0.003852	0.54698
70	0.9853	0.003517	0.49941
75	0.9875	0.002991	0.424722

c).- NUMERO DE REACTORES

En esta etapa de reacción al igual que en la de transesterificación se usará un sistema de tanques -- continuos agitados enchaquetados, teniendo como medio de calentamiento vapor saturado de Dowtherm. La experiencia industrial recomienda que el último de estos reactores sea de mayor tamaño y el cual debe llevar al produc



gráfica VI-13

to de policondensación a la conversión requerida, consecuentemente éste reactor tendrá un tiempo de residencia mayor

Para determinar al número de reactores se empleará la ecuación (38) que se desarrollo en la etapa de transesterificación.

$$\theta = \frac{\left(\frac{C_0}{C_n} \right)^{1/n} - 1}{k'}$$

Después de efectuar varios cálculos se estimó para el último reactor un tiempo de residencia de 150 minutos, por lo tanto $C_{n-1} = C_n (1 + \theta k)$

$$C_{n-1} = 0.002991(1 + 0.142 \times 150) = 0.009361$$

La concentración de 0.009361 es la entrada al último reactor cuyo tiempo de residencia es de 150 min.. Antes de este reactor se supondrá que hay cuatro reactores, así se procederá al cálculo del tiempo de residencia para cada uno de ellos; el volumen resultante como se verá es razonable.

$$\theta = \frac{\left(\frac{0.2393}{0.009361} \right)^{1/4} - 1}{0.0142} = 87.88 \text{ min.}$$

$$C_1 = \frac{0.2393}{(1 + 0.0142 \times 87.88)} = 0.1064 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$r_1 = 0.0142 \times 0.1064 = 15.108 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft}^3 \text{ min.}$$

$$C_2 = \frac{0.2393}{(1 + 0.0142 \times 87.88)^2} = 0.04735 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$r_2 = 0.0142 \times 0.04735 = 6.7237 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft}^3 \text{ min.}$$

$$C_3 = 0.2393 / (2.2479)^3 = 0.0210 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$r_3 = 0.0142 \times 0.0210 = 2.98 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft}^3 \text{ min.}$$

$$C_4 = 0.2393 / (2.2479)^4 = 0.009361 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$r_4 = 0.0142 \times 0.009361 = 1.3293 \times 10^{-4} \text{ mol/ft}^3 \text{ min.}$$

$$C_5 = 0.009361/3.13 = 0.002991 \text{ lb mol/ft}^3$$

$$r_5 = 0.0142 \times 0.002991 = 0.4247 \times 10^{-4} \text{ lb mol/ft}^3 \text{ min.}$$

CALCULO DEL VOLUMEN DE LOS REACTORES

$$\theta = \frac{C_{a0} - C_a}{r} = \frac{V}{Q} \quad (93)$$

El volumen para los cuatro primeros reactores será:

$$V = Q \times \theta = 45.175 \text{ ft}^3/\text{hr} \times 87.88/60 \text{ hr} = 65.94 \text{ ft}^3$$

El volumen para el último reactor es:

$$V_5 = Q \times \theta = 45.175 \text{ ft}^3/\text{hr} \times 150/60 \text{ hr} = 129.37 \text{ ft}^3$$

d).- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA CADA REACTOR

En ésta etapa de policondensación (lo mismo que en la reacción de intercambio éster) se circulará - vapor saturado de dowtherm de 600°F y 35 psig. y cuyo - calor latente es de 125 BTU/lb

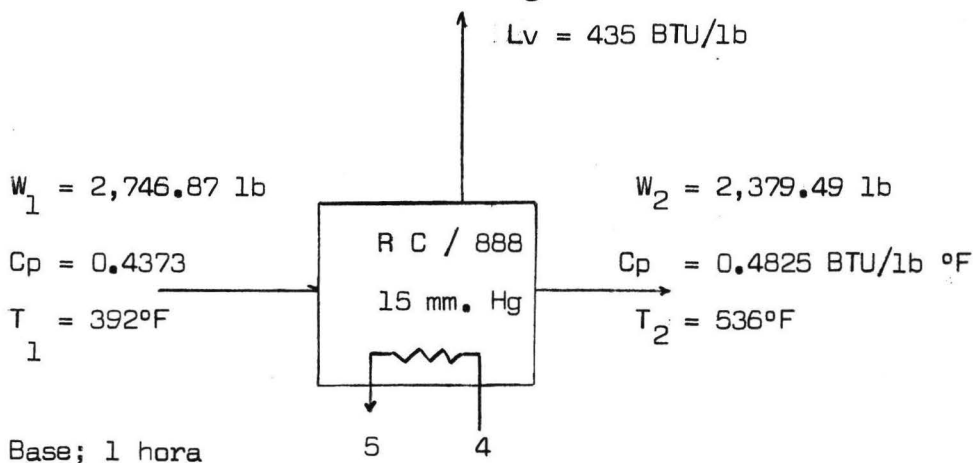
DGT \longrightarrow PET + ETG
 2,746.87 lb/hr 2,085.68 + 661.119

$$W_3 = 367.38 \text{ lb}$$

$$C_p = 0.405 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$T_3 = 208.4^\circ\text{F}$$

$$Lv = 435 \text{ BTU/lb}$$



Base; 1 hora

$$W_1 = W_2 + W_3$$

$$W_2 = W_1 - W_3 = 2,746.87 - 367.38 = 2,379.49 \text{ lb.}$$

$$Q_1 + Q_4 + Q_r = Q_2 + Q_3 + Q_5$$

$$Q_r = V_r H_r r_1 = 65.94 \text{ ft}^3 \times 101 \text{ BTU/mol} \times 1.51 \times 10^{-3} \times 60$$

$$Q_r = 606.96 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_1 = 389,189.38 \text{ BTU}$$

$$Q_2 = 2,379.49 \times 0.4825 (536 - 68) = 537,290.33 \text{ BTU}$$

$$Q_3 = 367.38(0.405)(208 - 68) + 435 = 180,640.74 \text{ BTU}$$

$$\begin{aligned} Q_4 - Q_5 &= Q_2 + Q_3 - (Q_1 + Q_r) = 717,934 - 389,796.34 \\ &= 328,134.72 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$W_D = Q_t / Lv_D = 328,134.72 / 125 = 2,633.0 \text{ lb.}$$

$$W_6 = 163.09 \text{ lb.}$$

$$t_6 = 208 \text{ }^\circ\text{F}$$

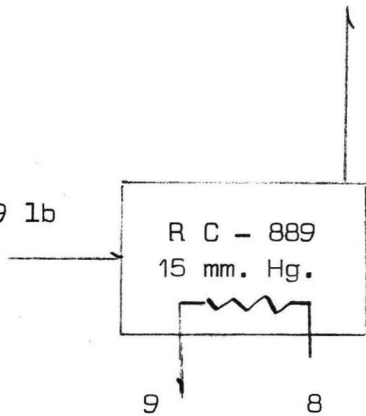
$$C_p = 0.405 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Lv = 435 \text{ BTU/lb}$$

$$W_2 = 2,379.49 \text{ lb}$$

$$C_p = 0.4825$$

$$T_2 = 536^\circ\text{F}$$



$$C_p = 0.4825 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$W_7 = 2,216.4 \text{ lb}$$

$$T_7 = 536^\circ\text{F}$$

$$W_2 = W_7 + W_6$$

$$W_7 = W_6 - W_2 = 2,379.49 - 163.09 = 2,216.4 \text{ lb.}$$

$$Q_r + Q_2 + Q_8 = Q_7 + Q_6 + Q_9$$

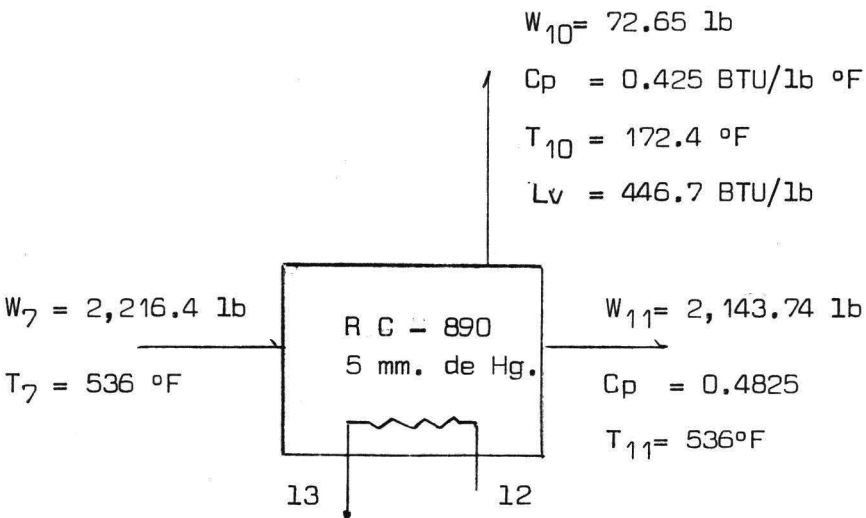
$$Q_r = 39.9 \times 10^4 \quad r_2 = 39.9 \times 10^4 \times 6.72 \times 10^{-4} = 268.68 \text{ BTU}$$

$$Q_6 = 163.09(0.405)(208 - 68) + 435 = 80,196.27 \text{ BTU}$$

$$Q_7 = 2,216.4(0.4825)(536 - 68) = 500,485.7 \text{ BTU}$$

$$Q_8 - Q_9 = Q_7 + Q_6 - (Q_r + Q_2) = 581,195.03 - 537,559.01 = 43,636 \text{ BTU}$$

$$W_D = \frac{Q}{L_{vD}} = 43,636/125 = 349.7 \text{ lb/hr.}$$



$$W_7 = W_{11} + W_{10}$$

$$W_{11} = W_7 - W_{10} = 2,216.4 - 72.65 = 2,143.75 \text{ lb}$$

$$Q_r + Q_7 + Q_{12} = Q_{10} + Q_{11} + Q_{13}$$

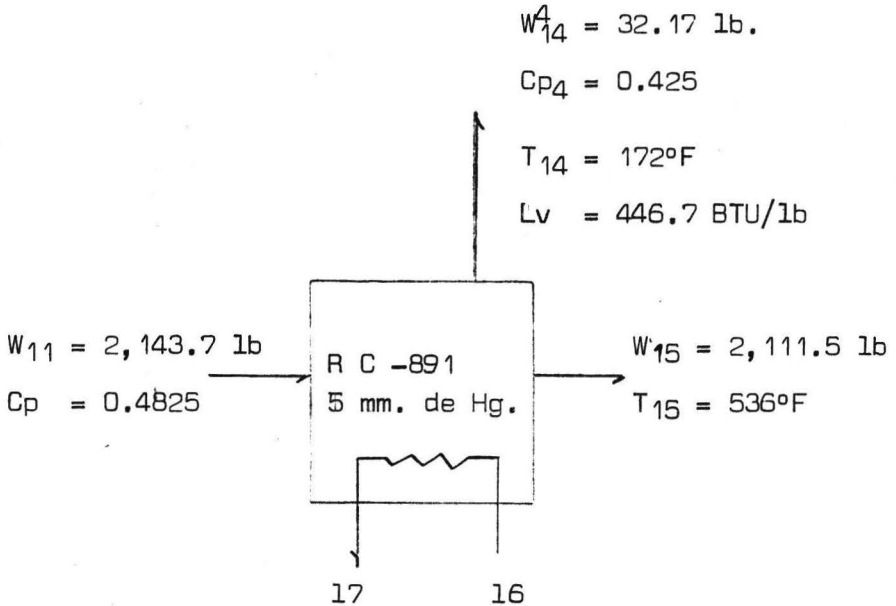
$$Q_r = 39.9 \times 10^4 \times r_3 = 39.9 \times 10^4 \times 2.98 \times 10^{-4} = 118.98 \text{ BTU}$$

$$Q_{10} = 72.65(0.425)(104.4) + 446.7 = 35,684.36 \text{ BTU}$$

$$Q_{11} = 2,143.74 \times 0.4825 \times 468 = 484.057 \text{ BTU}$$

$$\begin{aligned} Q_{12} - Q_{13} &= Q_{10} + Q_{11} + (Q_7 + Q_r) \\ &= 519,742.16 - 500,604.7 = 19,137.45 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$W_D = \frac{Q}{Lv_D} = \frac{19,137.45}{125} = 153.01 \text{ lb.}$$



$$W_{11} = W_{14} + W_{15}$$

$$W_{15} = W_{11} - W_{14} = 2,143.7 - 32.17 = 2,111.5 \text{ lb.}$$

$$Q_r = 39.9 \times 10^4 \times r_4 = 39.9 \times 10^{-4} \times 1.32 \times 10^4 = 53 \text{ BTU}$$

$$Q_{14} = 32.17(0.425) (104.4) + 446.77 = 15,800.8 \text{ BTU}$$

$$Q_{15} = 2,111.5 \times 0.4825(468) = 476,793.4 \text{ BTU}$$

$$Q_r + Q_{11} + Q_{16} = Q_{14} + Q_{15} + Q_{17}$$

$$\begin{aligned} Q_{16} - Q_{17} &= Q_{14} + Q_{15} - (Q_{11} + Q_r) \\ &= 4923594.25 - 484,110.8 = 8,483.41 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$W_D = \frac{Q}{Lv_D} = \frac{8483.41}{125} = 67.86 \text{ lb.}$$

$$W_{16} = 25.89 \text{ lb}$$

$$C_p = 0.4$$

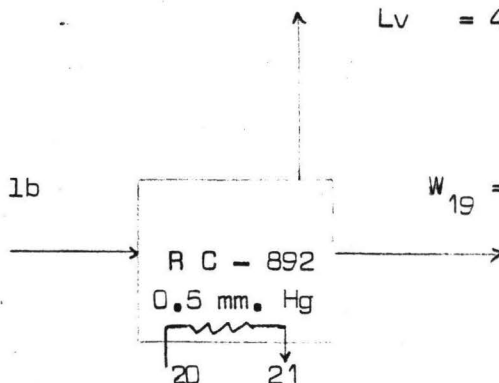
$$T_{18} = 113^\circ\text{F}$$

$$Lv = 461.18 \text{ Btu/lb}$$

$$W_{15} = 2,111.57 \text{ lb}$$

$$T_{15} = 536^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.4825$$



$$W_{19} = 2,085.68 \text{ lb.}$$

$$W_{15} = W_{18} + W_{19}$$

$$W_{18} = W_{15} - W_{19} = 2,111.57 - 2,085.68 = 25.89 \text{ lb}$$

$$Q_{15} = 476,793.4 \text{ BTU}$$

$$Q_r = 39.9 \times 10^4 \times r_5 = 39.9 \times 10^4 \times 0.4247 \times 10^{-4} = 16.94 \text{ BTU}$$

$$Q_{18} = 25.89(0.4)(45) + 461.18 = 12,406.64 \text{ BTU}$$

$$Q_{19} = 2,085.68 \times 0.4825 \times 468 = 470,947.17 \text{ BTU}$$

$$\begin{aligned} Q_{20} - Q_{21} &= Q_{16} + Q_{19} - (Q_{15} + Q_r) \\ &= 483,353.8 - 476,776.5 = 6,577.31 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$W_D = \frac{Q}{Lv_D} = \frac{6,577.31}{125} = 52.61 \text{ lb.}$$

e.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS.

Estos condensadores de rocío tienen como fin el de condensar el etilen-glicol producido durante el curso de la reacción de polimerización, empleando etilen-glicol frío como medio de enfriamiento a contacto directo,

Como los dos primeros reactores de policondensación están a la misma presión (15 mm. de Hg.) y en estos es en donde se desprende la mayor cantidad de etilen-glicol, se empleará dos condensadores barométricos del mismo tamaño y manejando iguales cantidades de ETG desprendido.

Considerando uno solo se tiene:

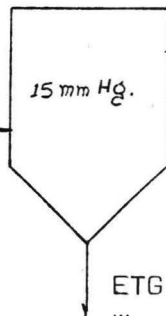
$P = 15 \text{ mm. de Hg.}$

Vapor: ETG

$W_a = 265.23 \text{ lb/hr.}$

$T_a = 210^\circ\text{F.}$

$L_v = 435 \text{ Btu/lb.}$



Etilen-glicol frio

$W_c = ?$

$T_c = 85^\circ\text{F}$

$C_p = 0.395 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$

ETG condensado

$W_b = ?$

$T_b = 205.2^\circ\text{F}$

$$W_c = \frac{W_a L_v}{C_{p_c}(T_b - T_c)} = \frac{265.23 \text{ lb/hr} \times 435 \text{ Btu/lb}}{0.395 (205 - 85)} = 2\,240 \text{ lb/hr}$$

Tercer condensador barométrico.- Este condensador será el que condense los vapores de ETG, desprendiendo de los reactores RC-890,891 ya que se encuentran a la misma presión (5 mm. de Hg.) y en estos se desprende menor cantidad de etilen-glicol que en los anteriores- siendo esta la razón de que solo se emplee un condensador.

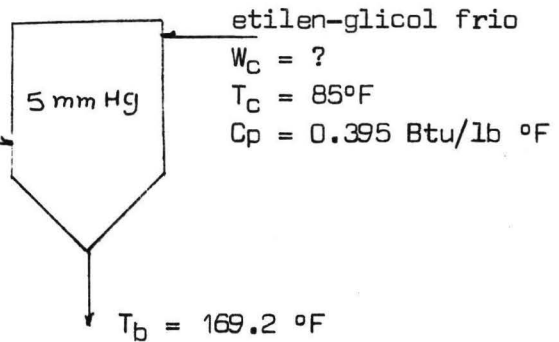
$P \pm 5$ mm. de Hg.

Vapor de etilen-glicol

$W_g = 104.83$ lb/hr.

$T_g = 174.2^\circ\text{F}$

$l_v = 446.77$ Btu/lb.



$$W_c = \frac{W_g l_v}{C_{pc} (T_b - T_c)} = \frac{104.83 \times 446.77}{0.395 (169.2 - 85)} = 1408.2 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

f).- Enfriador de glicol EA - 551

Este intercambiador de calor tiene como fin el de enfriar el ETG recuperado de la reacción de polimerización, para que este mismo sirva como medio de enfriamiento en los condensadores barométricos.

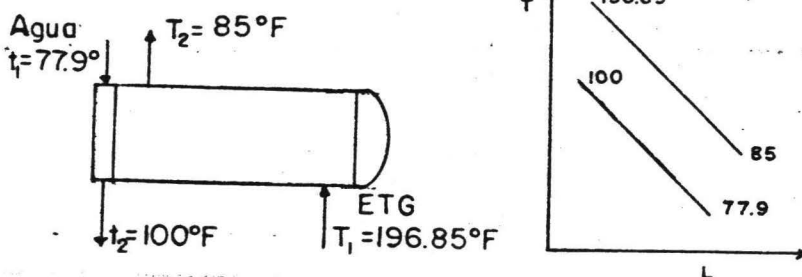
Balance de calor:

$$\begin{aligned} Q &= W C_p (T_1 - T_2) = \\ &= 5,888.43 \times 0.425 (196.8 - 85) \\ &= 279,913.8 \text{ BTU/hr} \end{aligned}$$

Para el agua:

$$Q_w = W_w C_{pw} (t_2 - t_1)$$

$$W_w = \frac{Q}{C_{pw} (t_2 - t_1)} = \frac{279,913.8}{1 \times 22.1} = 12,665.8 \text{ lb/hr}$$



$$LMTD = \frac{(196.8 - 100) - (85 - 77.9)}{\ln \frac{96.8}{7.1}} = 34.25^{\circ}\text{F}$$

Temperaturas medias:

$$T_m = (196.85 + 85)/2 = 140.92^{\circ}\text{F}$$

$$t_m = (100 + 77.9)/2 = 88.9^{\circ}\text{F}$$

Propiedades a la temperatura media:

	ETG	Agua
Cp	0.775 BTU/lb °F	1
k	0.153 BTU/hr ft °F	0.356
d	63.8 lb/ft ³	61.677
u	14.52 lb/ft hr	1.935

Estimación de los coeficientes:

Coefficiente interno: por dentro de los tubos agua

tubos de 3/4", BWG 16, DI. 0.62" se supone $G_i = 7.5 \times 10^5$
lb/hr ft²

$$N_{Re} = \frac{DI. \cdot G_i}{u_i} = \frac{7.5 \times 10^5 \times 0.62}{1.935 \times 12} = 20,010$$

$$N_{pr} = C_p u/k = 1 \times 1.935 / 0.356 = 5.438$$

Con el N_{Re} se obtiene un valor de $J_H = 70$ (D.Q.Kern)

$$\frac{hiD}{k} = J_H N_{pr}^{1/3} \phi$$

$$\frac{hi}{\phi} = J_H N_{pr}^{1/3} k/D = 70 \times 1.76 (0.356 \times 12) / 0.62 = 848.88$$

$$\frac{hi_o}{\phi} = hi/\phi \cdot DI./Do = 848.88 \times 0.62 / 0.75 = 701.74$$

Coefficiente externo

lado de la coraza el glicol

$$De = 0.55/12 = 0.0458 \text{ ft diámetro equivalente}$$

$$Gs = 210,000 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$u = 14.52 \text{ lb/ft hr}$$

$$N_{Re} = 2.1 \times 10^5 \times 0.0458 / 14.52 = 660$$

$$N_{pr} = 0.775 \times 14.52 / 0.153 = 75.55$$

$$N_{pr}^{1/3} = 4119$$

con el N_{Re} se obtiene un valor de $J_H = 13$ (D.Q.Kern)

$$hoDe/k = J_H (N_{pr})^{1/3} \phi$$

$$ho/\phi = J_H N_{pr}^{1/3} k/De = 13 \times 4.19 \times 0.153 / 0.0458 = 181.96$$

Temperatura de la pared:

$$T_w = t_c + \frac{ho/\phi}{ho/\phi + hio/\phi} (T_c - t_c) = 89 + \frac{182}{182 + 701.74} (141 - 89) = 99.7^\circ F$$

viscosidad del ETG a la t_w ; $\mu_w = 0.74 \text{ cps} \times 2.42 = 1.79 \text{ lb/fthr}$

$$\phi_i = (1.936/1.79)^{0.14} = 1$$

$$\phi_o = (14.52/1.79)^{0.14} = 1.3$$

$$hio = (hio/\phi_i) \phi_i = 701.74 \times 1 = 701.74$$

$$ho = (ho/\phi_o) \phi_o = 182 \times 1.3 = 236.6$$

$$U_c = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{701.74 \times 236.6}{701.74 + 236.6} = 176.6$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{hio} + \frac{1}{ho} + R_{dt}$$

$$R_{dt} = R_{di} + R_{do} = 0.001 + 0.001 = 0.002$$

$$\frac{1}{u} = 1/701.74 + 1/236.6 + 0.002 = 0.0076$$

$$U_D = 131.6 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del area

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}} = \frac{279,913.8}{131.6 \times 34.26} = 62.08 \text{ ft}^2$$

Número de tubos:

$$N_t = A / 3.14 D_o L = 62.08 / 3.14 \times 0.625 \times 6 = 52.7 \text{ tubos}$$

area de flujo por paso:

$$N_p = \frac{a'_{ft}}{a_{ft}}$$

$$a'_{ft} = W_i / G_i = 12,665.8 / 7.5 \times 10^5 = 0.0168 \text{ ft}^2$$

$$a_{ft} = 0.302 \text{ in}^2 = 0.002097 \text{ ft}^2$$

Número de tubos por paso

$$N_{pt} = 0.0168 / 0.002097 = 8.01 \text{ tubos}$$

número de pasos:

$$N_p = N_t / N_{pt} = 52.7 / 8 = 6.579 \approx 6 \text{ pasos}$$

$$L = A / 3.14 D_o N = 62.08 / 3.14 \times 0.0625 \times 42 = 7.52 \text{ ft}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{196.85 - 85}{100 - 77.9} = 5.06$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{100 - 77.9}{196.85 - 77.9} = 0.1857$$

$$F_t = 0.95$$

Cálculo del área real:

$$A' = \frac{Q}{U \text{ LMTD } F_t} = \frac{279,913.8}{131.6 \times 34.26 \times 0.95} = 65.36 \text{ ft}^2$$

$$L = A' / 3.14 D_o N_t = 65.36 / 3.14 \times 0.0625 \times 42 = 7.92 \text{ ft}$$

Diámetro de la envolvente D.I. = 10"

Cálculo del espaciamiento de las mamparas

$$a_{fs} = W/G = 5,888.4 / 210,000 = 0.02804 \text{ ft}^2$$

$$C = P_t - D_o = 15/168 - 12/16'' = 3/16''$$

$$B = a_{fs} \cdot 144 \text{ pt/Ds } C_c = \frac{0.02804 \times 144 \times 15/16''}{10'' \times 13/16''} = 2.01''$$

caída de presión en los tubos

$$P_t = \frac{f (G_i)^2 L N_p}{5.22 \times 10^{10} S_g \phi_t D_i}$$

con $N_{Re} = 20,010$ se obtiene $f = 0.00023$

$L = 8 \text{ ft}$; $N_p = 6$; $S_g = 1$; $\phi_t = 1$; $D.I. = 0.62"/12 = 0.0516 \text{ ft}$

$$P_t = \frac{0.00023 \times 8 \times 6 \times (7.5 \times 10^5)^2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0516} = 2.27 \text{ lb/in}^2$$

Caida de presión en los retornos

$$P_r = \frac{4 N_p}{S_g} (V^2/2gc) = \frac{4 \times 6}{1} (11.18/2 \times 32.2) = 4.1673$$

$$V = G/d \times 3600 = 7.5 \times 10^5 / 3,600 \times 62.3 = 3.34 \text{ ft/sg}$$

caida de presión total = $4.16 + 2.27 = 6.43 \text{ psi}$

Caida de presión en la envolvente

$$P_s = \frac{f (G_s)^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_g \phi_o}$$

con $N_{Re} = 660$ se obtiene $f = 0.0035$

$$P_s = \frac{0.0035 (2.1 \times 10^5)^2 \times 10/12 \times 47.1}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0458 \times 1.024 \times 1.3} = 2.3 \text{ psi.}$$

5.3.- SISTEMA DE VACIO.

Para llevar a cabo la polimerización en una forma más eficiente que si se efectuara a la presión normal se usa un sistema de vacío en los reactores de policondensación, esto nos ayuda a separar más fácilmente glicol de la reacción. Debe de tomarse en cuenta que el vacío aumenta del primero al último de los reactores, y si se hace un alto vacío en el primer reactor el monómero puede desprenderse junto con el glicol.

Por este motivo los dos primeros reactores — operarán a un vacío de 15 mm. de Hg. absolutos, los dos siguientes a un vacío de 5 mm. de Hg. también absolutos, y finalmente el último trabajará a un vacío de 0.5 mm. de Hg. abs.

Se seleccionó como sistema de vacío para esta etapa de policondensación el uso de eyectores ya que presentan las siguientes ventajas sobre el uso de bombas mecánicas de vacío:

1.- Pueden manejar mezclas de vapores secos, húmedos o corrosivos.

2.- Desarrollan el vacío necesario para operaciones industriales.

3.- Se disponen en todos los tamaños según la capacidad requerida.

4.- Su eficiencia es razonablemente buena.

5.- No disponen de partes movibles, por esta razón el mantenimiento es bajo.

6.- Operación estable sin límite de diseño.

7.- Costo de instalación relativamente bajo, comparado con las bombas de vacío.

Además una condición muy importante requeridas en el proceso, es la recuperación de el etilen-glicol producido durante la reacción de policondensación.

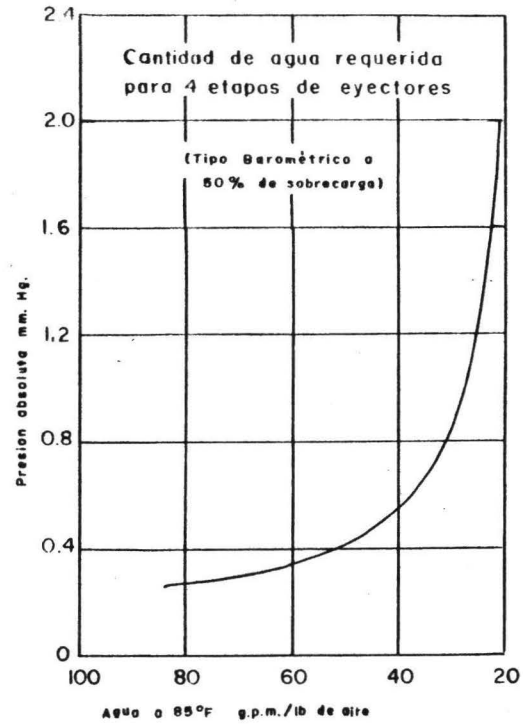
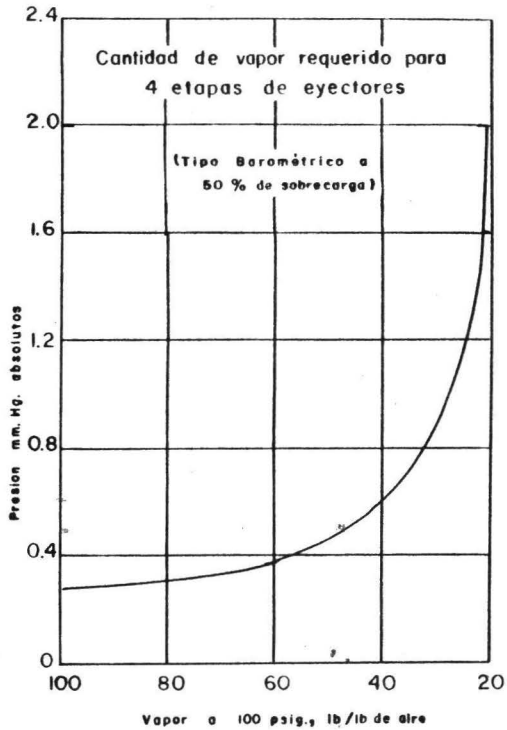
Es necesario consultar a los fabricantes de este tipo de equipo para la especificación y selección final.

Sin embargo artículos publicados nos permiten obtener algunas recomendaciones. Así para producir un vacío de 5 mm. de Hg. abs. Se recomienda usar varios tipos de arreglos de eyectores y se seleccionó uno de tres etapas que además de producirnos el vacío de 5 mm. de Hg. abs. nos permite obtener también el de 15 mm. de Hg. con un pequeño arreglo.

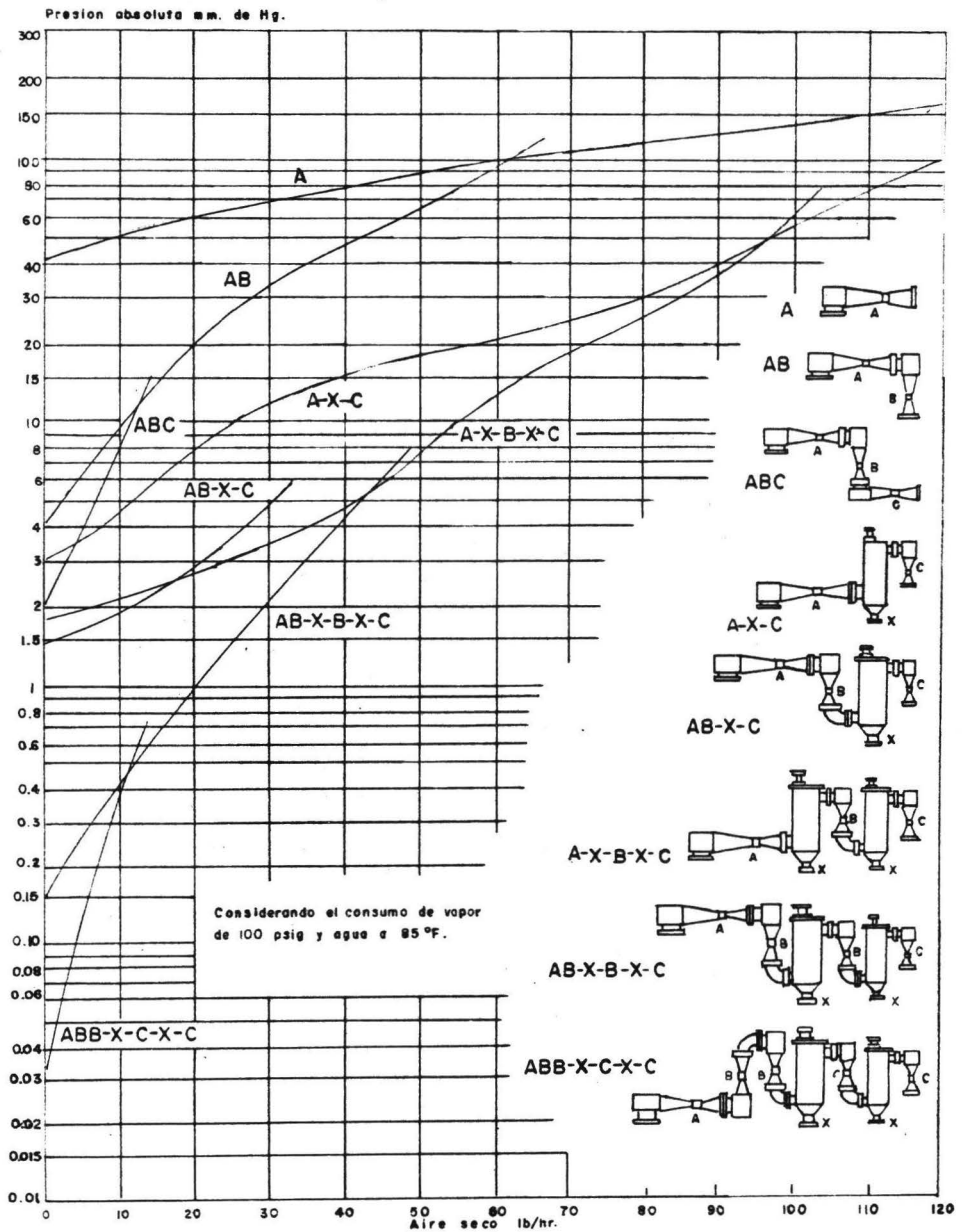
Para este tipo de arreglo se requieren manejar 41 lbs/hr. y una relación de libras de vapor/libras. de aire = 5.2 (gráf. de Ludwig pag. 205, V. I) y una relación de gpm de agua/lb de aire = 0.7; por lo tanto se tiene:

$$5.2 \frac{\text{lb. de vap.}}{\text{lb. de aire}} \times \frac{41 \text{ lib. aire}}{\text{hr.}} = 213.2 \frac{\text{lb. de vap.}}{\text{hr.}}$$

$$0.7 \frac{\text{gpm de agua}}{\text{lb. de aire}} \times \frac{41 \text{ lb. de aire}}{\text{hr.}} = 28.7 \frac{\text{gpm. agua}}{\text{hr.}}$$



gráfica VI - 16



gráfica VI-15

Para el último reactor se requiere un vacío de 0.5 mm. de Hg. abs. por lo que se usará un arreglo de 4 eyectores que requieren manejar 12 lb de aire/hr., de las gráficas VI.15 (49) y VI.16 (38) se encuentra que se necesita una relación de libras de vapor/libra de aire = 43 usando vapor de 100 psig. y agua a 85°F, igualmente se requiere una relación de 6 gpm de agua/lb. de aire.

$$43 \frac{\text{lb. de vap.}}{\text{lb. de aire}} \times 12 \text{ lb. de aire/hr.} = 516 \text{ lb. } \frac{\text{vapor}}{\text{hr.}}$$

$$12 \text{ lb. } \frac{\text{de aire}}{\text{hr.}} \times \frac{6 \text{ gpm agua}}{\text{lb. aire}} = 72 \text{ gpm de agua}$$

5.4 SISTEMA DE AGITACION.

La agitación en la industria aunque es muy usada, los avances científicos no han sentado las bases firmes para resolver los problemas que se presentan respecto a esta operación, teniendo que recurrir a la práctica para resolver los problemas que suelen presentarse en este tipo de procesos.

En el fundido de DMT, para asegurar la fusión de éste, se recircula por medio de un sistema de bombeo DMT fundido, así con esta recirculación se obtiene la homogeneidad deseada para el fundido.

Para la etapa de transesterificación y en particular en el mezclado de catalizador con ETG, debido a sus características físicas de densidad y viscosidad se requieren flujos turbulentos, por lo tanto para la agitación de estos recipientes se han elegido los agitadores de paleta. Para el recipiente de mezclado ETG-catalize-

dor como la densidad de la mezcla es parecida al agua y - constante, se tiene un rango de 18 a 72 rpm. y para los transesterificadores se recomienda una velocidad tangencial de 40 a 60 rpm.

Recipiente de mezclado ETG-catalizador.

densidad = 62.92 lb/ft³

viscosidad = 2.42 lb/ft. hr.

diámetro del recipiente = 3 ft.

tipo de agitador = 2 paletas (diám. = 2.4 ft)

velocidad tangencial = 70 rpm. motor = 1 H.P.

Reactores de Transesterificación.

densidad = 62.98 lb/ft

viscosidad = 2.42 lb/ft. hr.

diámetro del recipiente = 3.2 ft.

tipo de agitador = 2 paletas. (diám. 30")

velocidad tangencial = 60 rpm motor = 1 H.P.

Para la etapa de policondensación, el sistema de agitación deberá favorecer las características del polímero en formación. Este polímero cuyas propiedades se desvían, de los fluidos Newtonianos (ideales), se clasifican en dos grupos: 1.- Aquellos cuyas propiedades no dependen del tiempo. 2.- Los que dependen propiamente del tiempo. Este fluido corresponde al primer grupo y a su vez a los llamados fluidos pseudoplásticos, para estos fluidos se hace notar que la viscosidad aparente disminuye cuando aumenta la proporción de la tensión cortante.

De acuerdo a la ecuación publicada en el J. - Am. Chem. Soc. de mayo de 1940, en donde el artículo tra-

ta de la viscosidad de poliesteres lineales, J. Flory relaciona la viscosidad con el peso molecular del polímero. Dado que no existen datos directos o tabulados, se calcularán estos datos a partir de la ecuación:

$$\text{Log. } u = A + B \bar{M}_w^{.5} \quad 94$$

en donde : $A = 0.0101$

$B = 1.8809$

u = viscosidad del polímero en poises

\bar{M}_w = peso molecular del polímero.

u_i = viscosidad intrínseca.

u_i	\bar{M}_w	u poises	rpm.	D_a pulg	H.P.
0.023634	440	124	60	43	2
0.047384	1 000	158.5	60	43	2
0.010854	2 600	249	50	43	3
0.190130	5 000	394	50	43	3
0.514800	15 000	1 312	40	45	12

Todos los datos de potencia para los motores de los agitadores fueron tomados de las gráficas II.14a y II.14b del artículo : Mixing, liquids, pasts, and plastics del Chemical Engineering, junio de 1954, p. 179-197.

6.- DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO DE PROCESO.

6.1.- TOLVA (FA-011).

Esta tolva tiene la función de almacenar una cantidad determinada de DMT la cual, pasará a través de un tornillo transportador, para que este a su vez dosifique la cantidad requerida al fundidor.

La tolva se diseñará para 4 horas de operación y para dimensionar este recipiente su volumen se calculará de acuerdo a la densidad a granel del DMT sólido.

$$W = 2\ 097.9 \text{ lb/hr.}$$

$$d_b = 24.92 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = 84.18 \text{ ft}^3 \times 4 = 336.74 \text{ ft}^3.$$

Cálculo del cono

$$(1) \dots \text{Altura del cono} = \text{cat. ady.} = \frac{\text{cat. op.}}{\tan \alpha} = \frac{\frac{D}{2}}{0.578} = 5.2'$$

Suponiendo un diámetro $D = 6 \text{ ft}$ para una relación de

$$\frac{H}{D} = 2.74$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen del cono} &= \frac{1}{3} (3.1416) r^2 h = \frac{3.141}{3} (3^2)(5.2) = \\ &= 49 \text{ ft}^3 \dots (2) \end{aligned}$$

$$\text{Volumen del cilindro} = V_T - V_{\text{cono}} = 336.74 - 49 = 287.74 \text{ ft}^3$$

$$\text{Altura del cilindro} = V_{\text{cil}} \times \frac{4}{3} \cdot 14 \cdot D^2 = \dots (3)$$

$$4 \times 287.74 / 3.14 \times 36 = 10.18 \text{ ft.}$$

La boquilla superior de alimentación de DMT en la tolva - ser' a de 1' de diámetro.

6.2.- TRANSPORTADOR (TA-100).

Este transportador tipo tornillo sinfín, debe rá suministrar una cantidad constante de DMT al fundidor. El tipo de transportador seleccionado dependerá de la naturaleza del sólido que se maneje, de su tamaño y de los tas ta que se requiera. Con estas características el DMT está clasificado como C-27L.

La cantidad que se manejará será de 2 097.9 - lb/hr. y el tamaño de los granulos está comprendido entre 1/8 y 1/4" ; ver hoja de especificación.

6.3.- FUNDIDOR (BA-201).

Cantidad alimentada de DMT al fundidor por hora.

$$W = 6\ 295 \text{ lb.}$$

$$\text{densidad} = 65.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Vol.} = W/d = 6\ 295/65.5 = 96 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol. de diseño} = 96 \times 1.3 = 125 \text{ ft}^3$$

$$\text{Para un diámetro} = 4.5 \text{ ft.} \implies H/D = 1.9$$

$$\text{Altura de la base } b = D/6 \text{ (tapas hemiesféricas)} \quad (4)$$

$$\text{Volumen de la base } V_b = \frac{3.1416}{24} (b)(3c^2 + 4b^2) \quad (5)$$

$$V_b = 0.131 \times .75 [3(4.5)^2 + 4(.75)^2] = 6.18 \text{ ft}^3$$

$$\text{Para dos tapas} = 6.18 \times 2 = 12.36 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volumen del cilindro } V_c = V_d - V_b = 125 - 12.36 = 112.6 \text{ ft}^3$$

Con la ec. 3

$$H_c = \frac{112.6}{.785 \times 4.5^2} = 7.08 \text{ ft}$$

$$H_T = H_c + (2 H_b) = 7.08 + 2(0.75) = 8.58 \text{ ft.}$$

$$\text{Comprobando la relación } H/D = \frac{8.58}{4.50} = 1.9$$

Cálculo del área de transferencia disponible:

$$\text{Volumen real} = 96 \text{ ft}^3$$

Con ecuación 3 calculemos la altura real del líquido

$$H_r = \frac{96 \text{ ft}^3}{0.785 \times 4.5^2} = 6.0 \text{ ft}$$

$$\text{Área del cilindro } A_c = 3.1416 \times D \times H_r = \quad (5)$$

$$A_c = 3.1416 \times 4.5 \times 6 = 84.82 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área de la base } A_b = \frac{3.1416}{4} (4b^2 + D^2) \quad (6)$$

$$A_b = 0.785 (4(7.5)^2 + 4.5^2) = 17.66 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área total de transferencia} = A_c + A_b = 102.48 \text{ ft}^2$$

De acuerdo a la ecuación de transferencia de calor, el área necesaria para que suceda el fundido :

$$Q = U A \text{ LMTD}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(356-68) - (356-325)}{\ln \frac{356-68}{356-325}} = 115.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumiendo } U = 50 \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}} = \frac{365 \ 669.4}{50 \times 115.3} = 68.5 \text{ ft}^2$$

Cálculo del espesor para el fundidor.

El material usado para este recipiente : SA - 240,316 acero inoxidable tiene un esfuerzo máximo permisible a 400°F de 17 500 lb/in².

El espesor no se determinará tomando en cuenta la presión interna del recipiente debido a que el espesor resultante sería demasiado delgado. Por esta razón el espesor del fundidor se calculará con la presión del vapor que circula por el enchaquetamiento y se tomará como un factor de seguridad 1.1 .

$$\text{Suponiendo } t = 5/8 \text{ " } \quad P_{\text{diseño}} = 111.4 \times 1.1 = 122.5$$

$$\frac{L}{D^2} = \frac{7.08(12)}{54 + 2(.655)} = 1.5312 \quad (8)$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{55.25}{0.625} = 88.4 \quad (9)$$

$$B (400^\circ\text{F}) = 11,800$$

$$P = \frac{B}{D_o/t} = \frac{11,800}{88.4} = 133.5 \text{ lb/in}^2 \quad (10)$$

Por consiguiente el espesor supuesto es satisfactorio.

6.4.- RECIPIENTE DE MEZCLADO (FM-601).

Dimensionamiento.- Este recipiente provisto de agitación tiene las mismas dimensiones que el FM-602.- El material de construcción es SA-240,316 acero inoxidable. El espesor recomendado para recipiente que están a presión atmosférica y cuya presión hidrostática no es muy grande es de $t = 3/16''$.

6.5.- PRECALENTADOR DE ETG-CATALIZADOR FM-602

Dimensionamiento.- Cantidad alimentada

$$W = 1,415.31 \text{ lb/hr.} \quad V = \frac{1,415.31}{62.92} = 22.5 \text{ ft}^2$$

$$d = 62.92 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = 2958 \text{ ft}^3 \text{ volumen de diseño (30\%)}$$

Con ecuación 5. Asumiendo un diámetro de 3 ft.

$$V_b = \frac{3.1416}{24} (5) \quad 3(9) + 4(5)^2 = 1.8 \text{ ft}^3$$

volumen de las dos tapas = $2 \times 1.8 = 3.6 \text{ ft}^3$

con la ecuación 3 calculamos la altura del cilindro

$$V_c = V_d - V_b = 29.58 - 3.6 = 25.98 \text{ ft}^3$$

$$H_c = \frac{25.98}{.785 \times 9} = 3.8 \text{ ft}$$

Area de transferencia disponible:

$$H_r = \frac{22.5}{.785 \times 9} = 3.186 \text{ ft.} \quad (3)$$

$$A_c = 3.1416 \times 3 \times 3.186 \text{ ft}^2 = 30 \text{ ft}^2 \quad (6)$$

$$A_b = .785 (4(5)^2 + (3)^2) = 7.85 \text{ ft}^2 \quad (7)$$

$$\text{Area total} = 37.75 \text{ ft}^2$$

Area necesaria para la transferencia de calor.

$$Q = U A \text{MLTD}$$

$$\text{MLTD} = \frac{(356-68) - (356-320)}{\ln \frac{288}{36}} = 12.1^\circ\text{F}$$

$$U = 50 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{1415.31 \times .42 \times 252}{50 \times 121} = 24.75 \text{ ft}^2$$

$$\text{Presión de diseño} = 111.4 \times 1.1 = 122.54$$

Asumiendo un espesor de 1/2"

$$\frac{L}{D_o} = \frac{45.6}{36 + 2(.5)} = 1.23$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{37}{.5} = 74$$

$$B (400^\circ\text{F}) \implies 12\,500.$$

$$P = \frac{B}{D_o / t} = \frac{12\,500}{74} = 168 \text{ lb/in}^2.$$

El espesor supuesto es aceptable ya que soporta bastante bien la presión de diseño.

6.6.- REACTORES DE TRANSESTERIFICACION.

Al volumen de los reactores obtenido se le -- dará un 30% mayor para el desprendimiento de los vapores.

$$V = 29.25 \text{ ft}^3 \times 1.3 = 38 \text{ ft}^3$$

$$\frac{L}{D_o} = 1.32 \quad D = 3.2 \text{ ft} \quad b = \frac{D}{6} = .533 \text{ ft.}$$

Con la ec. 6

$$V_b = .131 \times .533 (3 \times 3.2^2 + 4 \times .533^2) = 2.22 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ dos tapas} = 2.22 \times 2 = 4.44 \text{ ft}^3$$

Con ecuación 3 calculamos la altura del cilindro

$$V_c = V_T - 2V_b = 38 - 4.44 = 33.57 \text{ ft}^3$$

$$H_c = \frac{V_c}{.785 \times D^2} = \frac{33.57}{.785 \times 3.2^2} = 4.2 \text{ ft}$$

Cálculo del área de transferencia disponible:

$$A_b = .785(1.137 + 10.24) = 8.93 \text{ ft}^2 \quad (7)$$

Área del cilindro hasta la altura del líquido

$$H_r = \frac{29.25 - 2.22}{.785 \times 3.2^2} = 3.36 \text{ ft} .$$

$$A_c = 3.1416 \times 3.2 \times 3.36 = 33.77 \text{ ft}^2 \quad (6)$$

Área total de transferencia de cada transesterificador:

$$A_T = 33.77 + 8.93 = 42.7 \text{ ft}^2$$

el área total de transferencia para los 4 reactores es -- de 180 ft².

Cálculo del espesor de los reactores de transesterificación.

Se usará acero inoxidable SA-240, 316 como material de construcción. El espesor no se determinará tomando en cuenta la presión interna del recipiente, debido a que domina la presión externa que ejerce el vapor de Dowtherm de 33 psig.

$$t = 1/4'' \text{ supuesto } \frac{L}{D_o} = \frac{5.64}{38.4 + 2(.25)} = 1.44$$

$$D_o/t = \frac{38.9}{.25} = 155.6$$

Con los datos anteriores y a una $T=650^\circ\text{F}$ se tiene un factor $B = 6,500$

$$P = \frac{B}{D_o/t} = \frac{6,500}{155.6} = 42.4 \text{ lb/in}^2$$

6.7.- TORRE DE RECTIFICACION DA-745

Material de construcción -- Acero inoxidable
 Densidad del Acero inoxidable -- 0.284 lb/in^3
 Material de empaque -- anillos raschig de cerámica de 1"
 densidad de cerámica = 45 lb/ft
 $e(\text{espacio vacío}) = 0.73$

Se recomienda espesores de $3/16''$ para recipientes que están a la presión atmosférica. Para estimar el espesor de la torre se considerará además $1/8''$ debido a la corrosión que pueda presentarse; por consiguiente:

$$t = 3/16'' + 2/16'' = 4/16''$$

Cálculo del peso de la torre

Masa del cilindro

$$W_{\text{cil}} = (2) (3.141) (r) L (t) d_{\text{acero}} = 2 \times 3.141 \times 1.278 \times 25.5 \times 0.26 \times .284 \times 1.278 = 2.613.69 \text{ lb.}$$

Masa del empaque

$$W_{\text{emp.}} = \frac{(3.141) (D^2) (L)}{4} d_{\text{emp.}} = .785(2.557)^2 (21.5)(45)$$

$$W_{emp.} = 4\,968. \text{ lb.}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa del líquido} &= .785 D^2 L e d_{liq.} = \\ &= .785 \times 2.557^2 \times 21.5 \times .73 \times 62.3 = \\ &5\,021.11 \text{ lb.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa del líquido abajo del empaque} &= W'_{liq.} = .785 D^2 L d_1 \\ W'_{liq.} &= .785 \times 2.557^2 \times 2.0 \times 62.3 = 639.8 \text{ lb.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Peso del casquete esférico con el líquido} &= W'_b = \\ V_{liq.} &= \frac{3.1416 \times b}{24} (3c^2 + 4b^2) = \frac{0.4261 \times 3.14}{24} \times - \\ &(3(2.557)^2 + 4(.4261)^2) = 1.134 \text{ ft}^3 \\ W'_b &= 1.134 \times 62.3 = 72.27 \text{ lb.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen del líquido considerando el diámetro externo} \\ V_t &= \frac{3.1416 \times 0.4248}{24} (3(2.609)^2 + 4(0.4348)^2) = 1.205 \text{ ft}^3 \\ V_t - V_{liq.} &= 1.205 - 1.134 = 0.0710 \text{ ft}^3 \\ W_t &= \text{Masa de tapa} = 0.71 \times 0.284 \times 1\,728 = 34.73 \text{ lb.} \end{aligned}$$

$$\text{Para dos tapas} = 69.46 \text{ lb.}$$

$$\text{Peso total} = 13,456.61 \text{ lb.}$$

6.8 REACTORES DE POLICONDENSACION.

Dimensionamiento.

En los primeros cuatro reactores se tiene el mismo volumen y se les dará un 30% de exceso considerando el desprendimiento de los vapores.

$$V = 66.74 \text{ ft}^3 \times 1.3 = 87 \text{ ft}^3$$

$$\frac{L}{D} = 1 \quad D = 4.5 \text{ ft} \quad b = \frac{D}{6} = .75 \text{ ft.}$$

Volumen de las tapas

$$V_b = \frac{3.1416 \times 0.75}{24} (3(4.5)^2 + 4(.75)^2) = 6.22 \text{ ft}^3 \quad (5)$$

$$\text{Volumen de las dos tapas} = 12.44 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{cil.}} = V - 2 V_b = 87 \text{ ft}^3 - 12.44 \text{ ft}^3 = 74.56 \text{ ft}^3$$

$$H_c = \frac{74.56}{.785 \times 20.25} = 4.7 \text{ ft.}$$

Cálculo del área disponible

$$A_b = 0.785 (4(.75^2) + 4.5^2) = 19.65 \text{ ft}^2 \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \text{El volumen que ocupa el líquido en el cilindro} &= \\ &= 67 \text{ ft}^3 - 6.22 \text{ ft}^3 = 60.78 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Altura del líquido en cilindro

$$H_{\text{liq.}} = \frac{60.78}{.785 \times 4.5^2} = 3.8 \text{ ft.} \quad (3)$$

El área del cilindro

$$A_c = 3.1416 \times 4.5 \times 3.8 = 53.7 \text{ ft}^2 \quad (6)$$

$$\text{Area disponible total} = 53.7 \text{ ft}^2 + 19.65 \text{ ft}^2 = 73.35 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area total de los cuatro policondensadores} = 293 \text{ ft}^2$$

Cálculo del área necesaria para la transferencia de calor

$$Q = U A \Delta T$$

$$T = 320^\circ\text{F}$$

$$U = 20 \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 396\,973.46 \text{ Btu/hr.}$$

$$A = \frac{396\,973.46}{20 \times 320} = 62 \text{ ft}^2$$

Cálculo de espesores para los reactores de policondensación.

$$D = 4.5 \text{ ft}$$

$$L = 4.7 \text{ ft}$$

$$t = 3/8''$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{4.7 \times 12}{4.5 \times 12 + 2(.375)} = 1.03$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{54.75}{.375} = 146$$

El factor B con los datos de L/D_o y D_o/t a una temperatura de 650°F es 8.400

$$P = \frac{B}{D_o/t} = \frac{8\,400}{146} = 57.5 \text{ lb/in}^2$$

Para los tapas:

$$r_c = \frac{d_o}{2} = \frac{4.5 \times 12 + 2 \times .375}{2} = 27.375$$

$$\frac{r_c}{100 t} = \frac{27.375}{100(.375)} = 0.73$$

$$P = \frac{10\,000}{\frac{27.375}{.375}} = 137 \text{ lb/in}^2$$

Dimensionamiento del 5º reactor

$$V = 129.37 \times 1.3 = 168.18 \text{ ft}^3$$

$$\frac{L}{D} = 1.8 \quad D = 4.75 \text{ ft.} \quad b = .7916$$

$$V_b = \frac{3.1416 \times .7916}{24} (3(4.75^2) + 4(.7916^2)) = 14.5 \text{ ft}^3 \quad (5)$$

$$V_{\text{cil.}} = V - 2 V_b = 153.63 \text{ ft}^3$$

$$H_c = \frac{153.63}{.785 \times 22.56} = 8.67 \text{ ft.} \quad (3)$$

Cálculo del área disponible para la transferencia de calor

$$A_b = .785 (4(.7916^2) + 4.75^2) = 19.675 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volumen real} = 129.27 - 7.27 = 122.1 \text{ ft}^3$$

$$H = \frac{122.1}{.785 \times 22.56} = 6.89 \text{ ft}$$

El área del cilindro para ésta altura del líquido

$$A_c = 3.1416 \times 4.75 \times 6.89 = 103.4 \text{ ft}^2$$

$$A_T = 103.4 + 19.675 = 123 \text{ ft}^2$$

Cálculo del espesor

$$D = 4.75 \quad L = 8.67 \text{ ft.} \quad t = 3/8 \text{ "}$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{8.67 \times 12}{4.75 \times 12 + 2 (.375)} = \frac{104}{57.75} = 1.8$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{57.75}{.375} = 154 \quad B = 7\ 800 \text{ a } 650^\circ\text{F}$$

$$P = \frac{7\ 800}{154} = 50 \text{ lb/in}^2$$

Para las tapas:

$$r_c = \frac{d_o}{2} = \frac{4.75 \times 12 + 2 \times .375}{2} = 28.87$$

$$\frac{r_c}{100(t)} = \frac{28.87}{100(.375)} = .77 \quad B = 9\ 800 \text{ a } 650^\circ\text{F}$$

$$P = \frac{9\ 800}{28.87/.375} = 127.3 \text{ lb/in}^2$$

6.9.- CONDENSADORES BAROMETRICOS.

De acuerdo a los principios que presenta en su artículo Harlam Hoff (37), en el Chemical Engineering de febrero de 1956 en el cual el dimensionamiento de los condensadores lo hace de acuerdo a una relación empírica para ser usada como una guía aproximada en la selección del diámetro y longitud del condensador. H. Hoff. encontró una relación más o menos constante del diámetro de entrada del vapor al diámetro del cuerpo del condensador, y la altura es establecida por la relación L/D que varía su valor de 3 a 5 según el tamaño del condensador. Aunque para estos condensadores pequeños es adecuado considerar $L/D = 2$.

Con el tamaño del tubo que conduce etilen-glicol frío a la entrada del condensador seleccionaremos el diámetro del tubo de la pierna barométrica; así si el diámetro del tubo de entrada es de 4" o mayor se deberá seleccionar un diámetro igual, si es de 3" o menor se deberá elegir un diámetro mayor.

En este sistema se tienen dos condensadores barométricos a un vacío de 15 torr. y otro a un vacío de 5 torr.

Dimensionamiento de los condensadores que operan a 15 mm. de Hg. :

? Se condensarán 265.23 lb/hr. de glicol que tiene una temperatura de 210.2°F, se enfriará por contacto directo con etilen-glicol frío a 85°F.

$$d_v = \frac{M \times T_o \times P}{359 \times T \times P_o} = \frac{62 \times 492 \times 0.290}{359 \times 670.2 \times 14.7} = 0.0024 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3}$$

Para un gasto de $1\ 842\ \text{ft}^3/\text{min}$ y una densidad de $0.0024\ \text{lb}/\text{ft}^3$ se encuentra un diámetro de $8''$ de tubos IPS ced. 40.

Para un flujo de glicol de $2\ 240\ \text{lb}/\text{hr.}$ se tiene un diámetro de $1/2''$, por consiguiente la pierna barométrica tendrá un diámetro de $3''$.

De la relación del diámetro del tubo de vapor a diámetro del condensador :

$$\frac{D_v}{D_c} = 0.6 \text{ por lo tanto se tiene:}$$

$$D_c = D_v / 0.6 = \frac{8''}{0.6} = 13.5''$$

Altura:

$$H = 2 D = 13.5 \times 2 = 27''$$

Tercer condensador barométrico.

En este tercer condensador que opera a $5\ \text{mm. de Hg.}$ se condensarán $104.83\ \text{lb}/\text{hr.}$ de vapor de ETG - que trae una temperatura de $174.2\ ^\circ\text{F.}$

$$d_v = \frac{62 \times 492 \times 0.0967}{359 \times 634.2 \times 14.7} = 0.0008\ \text{lb}/\text{ft}^3$$

Para el gasto de vapor de $2\ 184\ \text{ft}^3/\text{min}$ y una densidad de $0.0008\ \text{lb}/\text{ft}^3$ se encuentra un diámetro de $6''$.

Para el flujo de glicol de enfriamiento de $1,408\ \text{lb}/\text{hr.}$ se tiene un diámetro de $3/8''$, por tanto el diámetro de la pierna barométrica se especifica de $3''$.

Por lo tanto de la relación $D_v/D_c = 0.6$ se tiene:

$$D_c = \frac{D_v}{0.6} = \frac{6''}{.6} = 10''$$

Y por lo tanto la altura queda determinada de la siguiente manera:

$$H = 2 D = 2 \times 10 = 20''$$

VII.- HOJAS DE ESPECIFICACIONES.

HOJA DE ESPECIFICACION

TRANSPORTADOR TA - 100

TIPO: Tornillo sin fin

SOLIDO: 2 097.9 lb/hr DENSIDAD DE BULTO 25 lb/ft³

SERVICIO: Alimentar DMT sólido al fundidor

TEMPERATURA: 68 °F PRESION: Atmosférica

TAMAÑO DE GRANULOS: De 1/8" a 1/4"

ABRASIVIDAD: Poca abrasividad

TIPO DE MATERIAL: C-27L

CARACTERISTICAS DEL TRANSPORTADOR

DIAMETRO DEL TRANSPORTADOR: 9"

CANTIDAD ALIMENTADA A 1 RPM 5.6 ft³/hrCANTIDAD ALIMENTADA A MAXIMAS RPM. 280 ft³/hr

AREA OCUPADA POR EL MATERIAL: 30 %

MOTOR HP. 3 HP.

LARGO DEL TRANSPORTADOR:

VOLTS.:

AMPS.:

NOTAS

Este transportador fue seleccionado en base a la información proporcionada en el Chemical Engineering Handbook 4a. Ed. pags. 7-1 a 7-5.

TOLVA

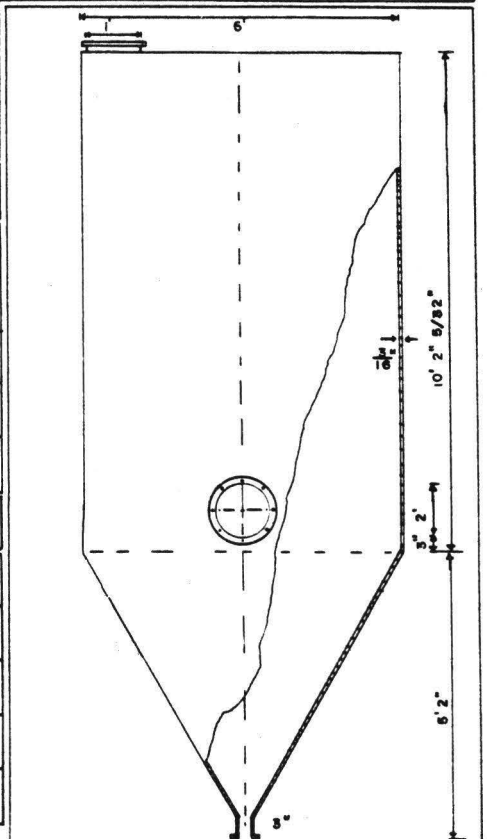
FORMA Cilindrica	BASE Cónica	POSICION Vertical
SOLIDO: 2,097.9 lb/hr	DENSIDAD DE BULTO 25	lb/ft ³
SERVICIO: Almacenamiento de DMT para 4 hrs.de operación		
TEMPERATURA: 68°F	PRESION: Atmosférica	
VOLUMEN DEL CILINDRO: 336.74 ft ³		
DIMENSIONES: Longitud: 10ft 2 in		Diámetro: 6 ft
VOLUMEN DE LA BASE: 49 ft ³		
DIMENSIONES DE LA BASE: Altura 5 ft 2in. Diámetro 6 ft		

NIVEL NORMAL: 15 ft 4 in
VOLUMEN TOTAL 385.74 ft ³
MATERIAL DE LA CORAZA: Acero al carbón

BOQUILLAS

No.	Tamaño	Servicio
1	3"	Descarga
2	1'	Alimentación
3	2'	Agujero de hombre

NOTAS

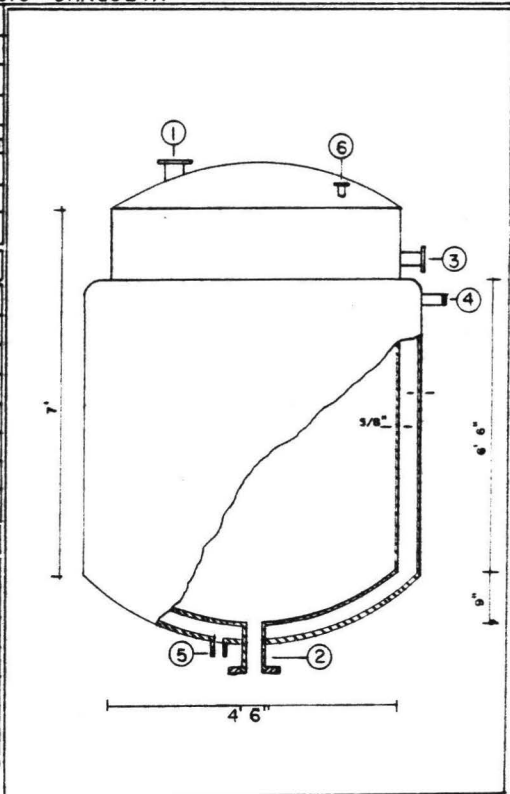


**HOJA DE ESPECIFICACION
RECIPIENTE DE FUNDIDO BA-201**

FORMA: Cilindrica	POSICION: Vertical	TAPAS: Hemisféricas
SERVICIO: Fundir DMT de punto de fusión 285.1°F y elevar su temperatura hasta 325°F		
SOLIDO: 2,097.9 lb/hr	DENSIDAD DE BULTO: 25 lb/ft ³	
LIQUIDO: 2,097.9 lb/hr	DENSIDAD: 65.5 lb/ft ³ @ 325°F	
VISCOSIDAD: 2.34 lb/ft hr		
TEMPERATURA: Operación: 325°F	DISEÑO 400°F	
MEDIO DE CALENTAMIENTO: Vapor saturado TEMPERATURA: 336°F PRESION: 100 psig		
DIMENSIONES: Longitud 8.85 ft Diámetro 4.5 ft.		
NIVEL: Normal 6.5 ft Máximo 7 ft VOLUMEN TOTAL: 156 ft ³		
MATERIAL: FUNDIDOR: Acero SA-240,316 CHAQUETA:		
CLARO DE LA CHAQUETA: 1/2 in		
LONGITUD RECTANGULAR 14.1372 ft		
ANCHO: 7 ft		
AISLAMIENTO: Si CODIGO: ASME		
CALOR INTERCAMBIADO: 365,586.4 BTU/hr		
COEF. TOT. DE TRANSF. 50 BTU/hr °F ft ²		
AREA TOT. DE TRANSF. 68.52 ft ²		

BOQUILLAS		
No	Tamaño	Servicio
1	3"	Alimentación
2	2"	Descarga
3	1"	Reflujo DMT líquido
4	1" 1/2"	Entrada de vapor
5	1"	Salida de condensado
6	1/4"	Entrada de nitrogeno

NOTAS		



HOJA DE ESPECIFICACION
PRECALENTADOR DE ETG - CATALIZADOR

FORMA: Cilíndrica		POSICION: Vertical	TAPAS: Hemisféricas
SERVICIO: Precalear la solución ETG - Catalizador de 68°F a 320°F			
LIQUIDO: 1,415.3 lb/hr		DENSIDAD: 62.92 lb/ft ³ @ 320°F	
VISCOSIDAD: 2.42 lb/hr ft		@ 320°F	
TEMPERATURA: Operación 320°F		Diseño 400°F	
PRESION: Operación: atmosférica		Diseño 135 lb/in ²	
MEDIO DE CALENTAMIENTO: Vapor saturado Temperatura: 336°F Presión: 100 psig			
DIMENSIONES: Longitud 3 ft. 8 in Diámetro 3 ft			
NIVEL NORMAL: 3 ft. 5 in Máximo 4 ft 8 in VOLUMEN TOTAL 29.58 ft ³			
MATERIAL: Acero inoxidable		MATERIAL DE LA CHAQUETA	
CLARO DE LA CHAQUETA 1/2"			
LONGITUD RECTANGULAR: 9'5" ANCHO: 3' 8"			
CORROSION PERMISIBLE 1/64" año			
AISLAMIENTO: Si CODIGO: ASME			
CALOR INTERCAMBIADO: 149,677 BTU/hr			
COEF. TOT. DE TRANS. 50 BTU/hr°F ft ²			
AREA DE TRANSFERENCIA 24.75 ft ²			
BOQUILLAS			
No.	Tamaño	Servicio	
1	1/2"	Alimentación	
2	1/2"	Descarga	
3	1 1/2"	Entrada de vapor	
4	1"	Salida de condensado	
NOTAS			

The diagram illustrates a vertical cylindrical vessel with a hemispherical top and bottom. It features a jacket with a 1/2" clearance. Four ports are shown: Port 1 at the top, Port 2 at the bottom right, Port 3 on the right side, and Port 4 at the bottom left. The overall height is 9' 5" and the diameter is 3' 8". A jacket thickness of 3/16" is specified. The bottom section has a diameter of 3'.

HOJA DE ESPECIFICACION
REACTORES DE TRANSESTERIFICACION

FORMA: Cilindrica	POSICION: Vertical	TAPAS: Hemisfericas
SERVICIO: Reacción de DMT y ETG		
TEMPERATURA: Operación 392 °F	Diseño 400 °F	
PRESION: Operación atmosférica	Diseño 35 psig	
MEDIO DE CALENTAMIENTO vapor Dowtherm "A"	Temperatura 600 °F	Presión 33 psig
DIMENSIONES Longitud 5 ft 3"	Diámetro 32ft	
VOLUMEN TOTAL 38 ft ³	MATERIAL DEL REACTOR Acero SA-240, 316	
CLARO CHAQUETA 1/2 in.	MATERIAL DE LA CHAQUETA Acero al carbón	
AISLAMIENTO Si	CÓDIGO ASME	

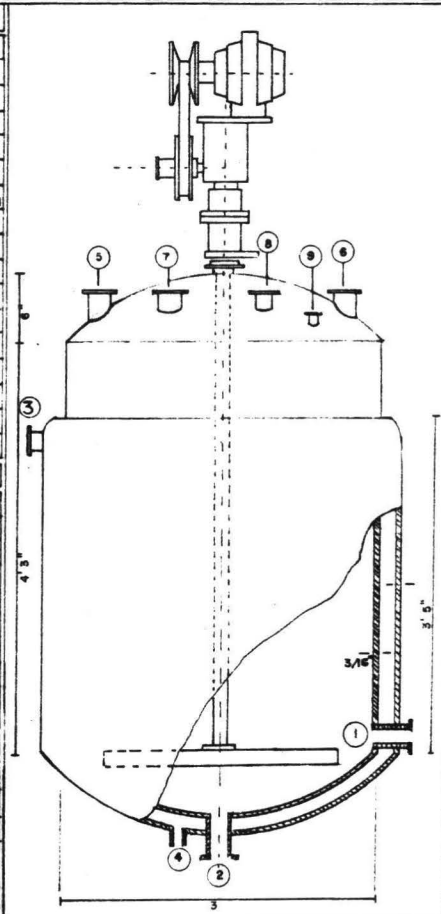
ESPECIFICACIONES DE CADA REACTOR				
	RT-808	RT-809	RT-810	RT-811
LIQUIDO lb/hr	3,813.3	3,181.2	2,874.8	2,785.9
DENSIDAD lb/ft ³	62.98	62.98	62.98	62.98
VISCOSIDAD lb/hrft	2.38	2.38	2.38	2.38
NIVEL NORMAL ft	3.83	3.2	2.93	2.71
MAXIMO ft	4.3	4.3	4.3	4.3
Calor intercambiado $\frac{BTU}{hr}$	468,866	132,127	38,119.3	16,859.4
Coef. Tot. Transf. $\frac{BTU}{hr ft^2}$				
Area de Transf. ft ²	42.7	42.7	42.7	42.7
Tipo agitador	PALETAS	PALETAS	PALETAS	PALETAS
Diámetro ft	2	2	2	2
MOTOR HP	1	1	1	1
RPM	60	60	60	60
VOLTS				
AMPS.				
Alt. boquilla alimentación	3ft 10in	3ft 2 in	2ft 11 in	2ft 8 in

BOQUILLAS

Nº	TAMAÑO	SERVICIO
2	2"	ALIMENTACION
1	2"	DESCARGA
3	2"	VAPOR DOWTHERM
4	1"	SALIDA CONDENSADO
5	4"	SALIDA DE VAPOR METANOL-ETG
6	4"	ENTRADA " " " "
7	6"	VAPOR METANOL-ETG a T. DESTILACION
8	1/2 "	RETORNO DE ETG DE LA T. DESTILACION
9	3/8	ENTRADA DE NITROGENO

NOTAS

Los reactores RT-809, 810, 811 no llevan las boquillas 7 y 8; y el RT-811 no lleva la 6, lo mismo que el RT-808 no lleva la 5.



HOJA DE ESPECIFICACION
CONDENSADOR TOTAL DE METANOL - GLICOL

201

servicio de la unidad: Condensar la mezcla Metanol - Glicol			
Tamaño:	Tipo:	Posición:	Horizontal
Superficie:	Envolvente:		
Superficie por envolvente:	Arreglo de envolvente:		

CONDICIONES DE OPERACION DE LA UNIDAD

		ENVOLVENTE	TUBOS
Fluido circulado		Metanol- Glicol	Agua
Vapor	lb/hr	1 439.2	
Líquido	lb/hr		17 961.3
Incondensables		Nitrogeno	
Condensado		Metanol - Glicol	
Peso Molecular	lb/lb mol	33.57 (mezcla)	18
Viscosidad	cps.	0.442 (película)	1
Densidad	lb/ft ³	0.0603 (entrada)	62.3
Calor específico	BTU/lb°F	0.38 metanol (entrada)	1.0
		0.44 glicol "	
		0.63 metanol (salida)	
		0.61 glicol "	
Conductividad	BTU/hr ^o Fft	0.114 (película)	
Calor latente	Btu/lb	426.6 metanol 237°F	
		428.4 glicol 237°F	
Temperatura de ent.	°F	237	78
Temp. de salida	°F	131	113
Velocidad	ft/sg.		3.25
Caída de presión	lb/ in ²	2.25 calc. + 5 perm.	1 calc. 5 perm.
Pasos		1	4
Calor intercambiado: 630 441.2 BTU/hr. Factor de ensuciamiento 0.003 nr ft ² °F BTU			
Area de transferencia 49.95 ft ²			
Coef. Tot. Tranf. de calor: 135.5 BTU/nr ft ² °F Limpio 253			
Rd. calculado: 0.0034 hr ft ² °F/BTU LMTD: 84 °F			

CONSTRUCCION

Tubos: BWG num. 47 Longitud: 6 ft D.O: 3/4" Claro: 3/16"		
Envolvente: SR XR D.O: 10" Espesor:		
Tapa de la envolvente: SR. XR		
Deflectores Transversales:		Tipo:
Presión de Operación	Diseño	Temp. de Diseño
Presión de prueba:		
Boquillas: Envolvente entrada:	salida:	
Canal entrada:	salida:	
Corrosión Permisible:	Codigo	
Peso envolvente y haz de tubos:	lleno de agua	
Corrosión permisible en tubos:		

HOJA DE ESPECIFICACION
REACTORES DE POLIMERIZACION

202

FORMA: Cilindrica	POSICION: Vertical	TAPAS: Hemisfericas
SERVICIO: Reaccion de polimerizacion		
TEMPERATURA: Operacion 536°F		Diseño 600°F
MEDIO DE CALENTAMIENTO: Vapor Dowtherm "A" Temperatura: 600°F Presion: 33 psig		
DIMENSIONES: Longitud 6 ft 2 in		Diámetro 4 ft 6 in
VOLUMEN TOTAL 87 ft ³ MATERIAL REACTOR: Acero SA-240,316		
CLARO DE LA CHAQUETA: 1/2" MATERIAL CHAQUETA:		
LONGITUD RECTANGULAR: 14.14 ft		ANCHO 4 ft 8 in
AISLAMIENTO: Si		CODIGO: ASME

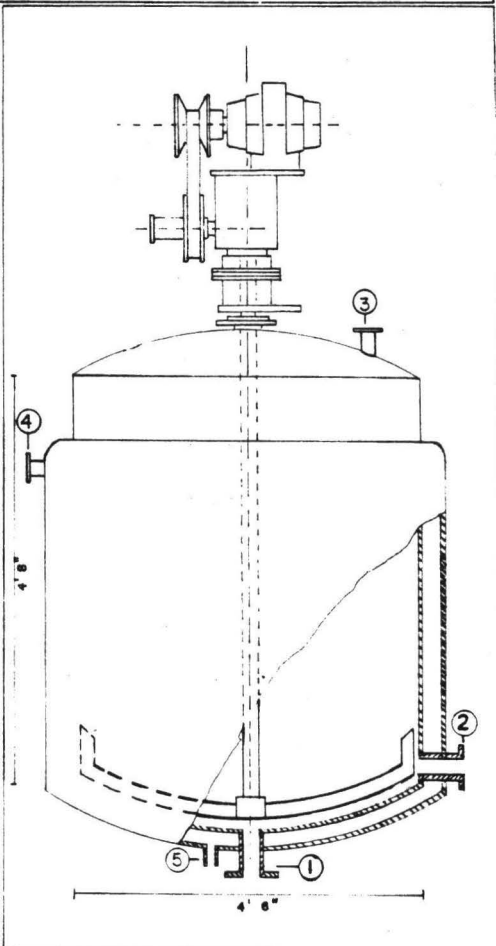
ESPECIFICACIONES DE CADA REACTOR

ESPECIFICACION	RC-888	RC-889	RC-890	RC-891
LIQUIDO lb/hr	2,746.8	2,379.5	2,216.4	2,143.7
DENSIDAD lb/ft ³	63.33	64.21	66.00	69.09
VISCOSIDAD lb/ft hr	30,000	36,367	60,288	98,348
PRESION OP mm.Hg	15	15	5	5
" DISEÑO lb/in ²	137	137	137	137
NIVEL NORMAL ft	3.8	3.21	2.96	2.85
NIVEL MAXIMO ft	4.2	4.2	4.2	4.2
CALOR INT. BTU/hr	328,134.7	41,217.8	19,137.4	6,483.4
COEF. T. TRANS. $\frac{BTU}{hr ft^2}$				
AREA TRANSP. ft ²	73.35	73.35	73.35	73.35
ESPESOR REACTOR	3/8"	3/8"	3/8"	3/8"
ESPESOR CHAQUETA				
TIPO ABITADOR	ANCLA	ANCLA	ANCLA	ANCLA
DIAMETRO	43"	43"	43"	43"
HP	2	2	3	3
RPM	60	60	60	60
VOLTS				
ANPB.				

BOQUILLAS

No.	SERVICIO	RC-888	RC-889	RC-890	RC-891
1	Alimentación	2"	3"	3"	3"
2	Descarga	3"	3"	3"	4"
3	salida ETS	8"	6"	6"	3"
4	entrada Dowtherm	2"	2"	2"	2"
5	salida condensada	1"	1"	1"	1"

NOTAS



HOJA DE ESPECIFICACION
ENFRIADOR DE ETILENGLICOL

203

Servicio de la unidad:	enfriar etilenglicol		
Tamaño:	Tipo:	Posicion: Horizontal.	
Superficie:	Envolvente:		
Superficie por envolvente:	Arreglo de envolvente:		

CONDICIONES DE OPERACION DE LA UNIDAD

Fluido circulado		ENVOLVENTE	TUBOS
		Glicol	Agua
Vapor	lb/hr		
Liquido	lb/hr	5888.4	12665.8
Incondensables			
Condensado			
Peso Molecular	lb/lb mol	62	18
Viscosidad	Cps.	14.52	1.935
Densidad	lb/ft ³	63.8	61.67
Calor específico	BTU/lb°F	.775	1
Conductividad	BTU/hr °F ft	.153	.356
Calor latente	BTU/lb		
Temperatura de ent.	°F	196.85	77.9
Temperatura de salida.	°F	85	100
Velocidad	ft/sg.		3.34
Caida de presión	lb/in ²	2.3	6.43
Nº de pasos.			6

Calor intercambiado: 279,913.8 BTU/Hr. Factor de ensuciamiento. 0.002

Área de transferencia:	65.36 ft ²	
Coef. Tot. Transf. de calor.	136.6 BTU/hr (ft ²) (°F)	U (Limpio) 176.6 BTU/hr (ft ²) (°F)
Rd. calculado:	0.002	LMTD: 34.25

CONSTRUCCION

Tubos: (16 BWG)42	Longitud: 8'	Claro: 3/16"
Envolvente: SR XR	Espesor:	DI. 10"
Tapa de la envolvente: SR XR.		
Deflectores transversales:	Tipo:	
Presión de Operacion.	Diseño.	Temp. de Diseño
Presión de prueba:		
Corrosion permisible en. Envolvente.	Tubos	Codigo:
Peso envolvente y haz de tubos		lleno de agua
BOQUILLAS		
Fluido caliente	Entrada.	Salida:
Fluido frio	Entrada	Salida:

HOJA DE ESPECIFICACION
REACTOR FINAL DE POLIMERIZACION
RC - 892

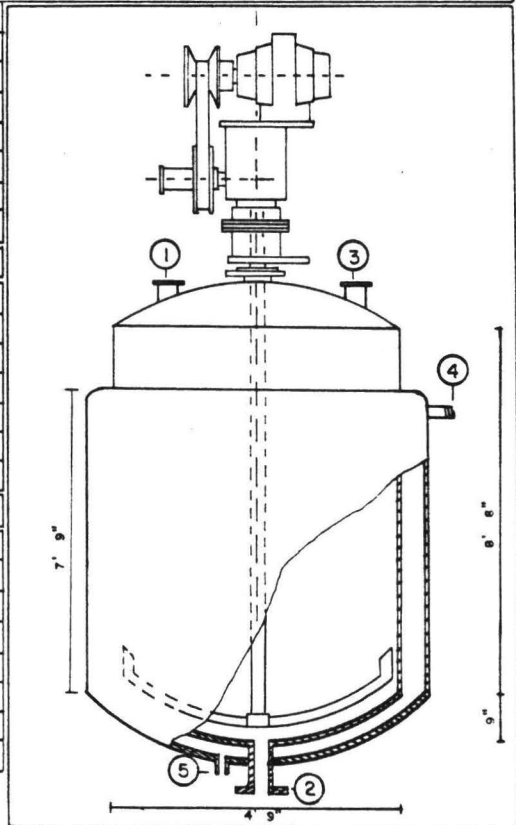
FORMA: Cilindrica	POSICION: Vertical	TAPAS: Hemisféricas
SERVICIO: Reacción de Polimerización		
DENSIDAD: 88.73 lb/ft ³	VISCOSIDAD 37,504	lb/ft hr
TEMPERATURA: Operación 536°F	DISEÑO 600°F	
PRESION: Operación 0.5 mm. Hg.	Diseño 127.3 lb/in ²	
MEDIO DE CALENTAMIENTO: Vapor Dowtherm "A" TEMPERATURA: 600°F PRESION: 33 psig		
DIMENSIONES: Longitud 10 ft. 2 in. Diámetro: 4 ft 9 in		
NIVEL: NORMAL 7.71 ft MAXIMO VOLUMEN TOTAL 168.18 ft ³		
MATERIAL DEL REACTOR: Acero SA-240,316 AISLAMIENTO: Si		
CLARO DE LA CHAQUETA: 1/2" MATERIAL CHAQUETA		

LONGITUD RECTANGULAR	
ANCHO:	CODIGO: ASME.
CALOR INTERCAMBIADO: 6,577.3 BTU/hr	
COEF. TOT. TRANSF.	
AREA DE TRANSF. 123.17 ft ²	
TIPO DE AGITADOR: ANCLA, RPM 40	
DIAMETRO AGITADOR 45 in.	
MOTOR: 12 HP	VOLTS. AMPS

BOQUILLAS

No.	Tamaño	Servicio
1	4"	Alimentacion
2	4"	Descarga
3	14"	Salida ETG
4	2"	Entrada Dowtherm
5	1"	Salida condensado

NOTAS



VIII.- SERVICIOS AUXILIARES.

VIII.- SERVICIOS AUXILIARES

Los servicios auxiliares juegan en una planta de proceso un papel muy importante. Los servicios - auxiliares primarios de la planta de proceso de polietileno-tereftalato se consideran son los siguientes:

1.- Vapor saturado de 100 psig.: Se emplea para fundir DMT en el BA-201 (punto de fusión DMT=141°C) y para calentar a 160°C la mezcla etilen-glicol-catalizadores en el FM-602. A través de los eyectores (sistema de vacío) circula vapor saturado de 100 psig., la energía de presión es convertida en energía de velocidad y - es mediante este principio que se produce vacío en el - sistema. Cuando el vapor ha cumplido la misión para el que fué destinado, se recolecta en forma de condensado y puede ser realimentado a la caldera.

2.- Agua de enfriamiento.- Se emplea en este proceso en los siguientes equipos: a).- En el condensador de metanol EA-543, b).- En el enfriador de glicol EA-551 c).- En los intercondensadores barométricos situados en el sistema de vacío. El agua recolectada a - la salida de estos equipos se pasa a través de la torre de enfriamiento de donde es recirculada.

3.- Vapor saturado de Dowtherm: El Dowtherm "A" que es utilizado como medio de calentamiento en esta planta de proceso esta formado por difenilo 25% y óxido de difenilo 75%. Se alimenta vapor saturado de Dowtherm a 600° F y 35psig , a través del dispositivo de enchaquetamiento que poseen todos los reactores tanto transesterificadores como policondensadores. El sistema de Dowtherm a los reactores es un sistema de recirculación en el cual el condensado es reunido y posteriormente alimen

tado a una caldera donde se alcanzan las condiciones -- originales ($T=600^{\circ}\text{F}$ y $P= 35\text{psig.}$).

4.- Nitrógeno.- Como se ha discutido anteriormente este gas inerte se introduce en el proceso -- (principalmente en el BA-201, y reactores de transesterificación) con el propósito de preservar la mezcla reaccionante de posibles oxidaciones.

5.- Gas natural.- Es el combustible más ampliamente usado para suministrar la energía requerida a los medios de calentamiento. En esta planta de proceso se empleará en las calderas de vapor y Dowtherm.

6.- Aire comprimido.- No puede faltar en -- ninguna planta de operación ya que es el elemento básico utilizado por el sistema de instrumentación.

7.- Energía Eléctrica.- Es otro de los elementos indispensables en cualquier planta de proceso. -- proporciona la fuerza motriz para el movimiento de los -- fluidos, es empleada en instrumentos de control, en iluminación, etc.

COSTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

Los datos que sobre costos de servicios que a continuación se mencionan fueron recopilados del Chemical Marketing Reporter (septiembre 2 de 1974) y del Aries y Newton Chemical Engineering Costs Estimation (1955) estimados para el presente año.

Vapor de 100 psig. - - - - - 30 \$/ton.

Agua(servicio municipal) - - - - 3.71 \$/Mt³

Agua (filtrada y suavizada) - - -	3.13 \$/Mt ³
Energía eléctrica - - - - -	0.40 \$/Kw-hr.
Aire filtrado y secado para inst	220.6 \$/1000 Mt ³
Gas natural - - - - -	1762.5 \$/1000 Mt ³
Nitrogeno - - - - -	75.0 \$/ton
Dowtherm - - - - -	9.375 \$/lb.

Consumo de vapor (100 psig.)

Fundidor 414.3 lb/hr.

Precalentador 169.7 lb/hr.

$$\text{Costo} = 584 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}} \times \frac{24 \text{ hr}}{\text{día.}} \times \frac{330 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{30\$}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg.}}$$

$$\times \frac{1 \text{ kg.}}{2.2 \text{ lb}} = 63.072 \text{ \$/Año}$$

Consumo de vapor por el sistema de vacío.

Vapor de 100 psig para 15 y 5 mm. de Hg.

M = 41 lb de aire/hr.

R = 5.2 lb de vap/lb. de aire

$$W_v = 41 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr.}} \times 5.2 \frac{\text{lb vapor}}{\text{lb aire}} \times 7,920 \frac{\text{hr.}}{\text{año}} = 1\,688\,544$$

$$\text{Costo} = 1\,688\,544 \frac{\text{lb}}{\text{año}} \times .03 \frac{\$}{\text{kg.}} \times .545 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} =$$

$$= 22\,964. \text{ \$/año.}$$

Vapor de 100 psig para .5 mm. de Hg.===== 4 etapas

$$M = 12 \frac{\text{lb aire}}{\text{hr.}}$$

$$R = 43 \frac{\text{lb vap.}}{\text{lb aire}}$$

$$W_v = 12 \frac{\text{lb. aire}}{\text{hr.}} \times 43 \frac{\text{lb. vap}}{\text{lb. aire}} \times 7\,920 \frac{\text{hr.}}{\text{año}} = 4\,086\,720 \frac{\text{lb.}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo} = 4\,086\,720 \frac{\text{lb.}}{\text{año}} \times .03 \frac{\$}{\text{kg.}} \times .454 \frac{\text{Kg.}}{\text{lb}} = 55\,579 \frac{\$}{\text{año}}$$

Cantidad de agua de enfriamiento.

Condensador - - - - - 17 961,3 kb/hr.

Enfriador - - - - - 12 665.8 "

$$\text{Costo} = 30\,627 \text{ lb/hr.} \times 1.4 \times 3.71 \text{ \$/lb.} = 159\,076 \text{ \$/año}$$

Cantidad de agua en intercondesadores

(Agua no recuperable)

$$9,733 \frac{\text{lb}}{\text{hr.}} \times \frac{\text{ft}^3}{62.3 \text{ lb}} \times \frac{28.3 \text{ lt}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{mt}^3}{1000 \text{ lt}} \times \frac{7\,920 \text{ hr}}{\text{año}} \times 3.71 \frac{\$}{\text{mt}}$$

$$\text{Costo} = 129,873 \text{ \$/año}$$

Cantidad de Dowtherm.

Para la etapa de transesterificación	5 248.09
" " " " policondensación	<u>3 228.29</u>
Cantidad total	8 476.38 lb/hr.

$$\text{Costo} = 8\,476.38 \times 2 \times 9,375\$/\text{lb.} = 158,847.36 \$$$

Costo de Combustible.

Calculo de la energia requerida

Fundidor	365 670	Btu/Hr
Precalentador	144 797	"
Etapa de transesterificación	656 013	"
Etapa de policondensación	<u>403 550</u>	"
	1,570 030	"

$$Q_c = 1\,570\,030 \times 7920 = 12\,474\,237\,600. \text{ Btu/año.}$$

Combustible gas natural

Poder calorifico	= 1 120 Btu/ft ³
Costo	= 1 762 \$/1 000 mt ³
Cantidad req/año	= 11 137 712 ft ³ /año

Costo del combustible

$$C = 311\,855 \frac{\text{mt}^3}{\text{año}} \times 1.76 \$/\text{mt}^3 = 549\,644 \$/\text{año.}$$

<u>Energía eléctrica estimada</u>	=	190 080 \$/año
Aire de instrumentación y Nitrógeno (2% de Serv. Aux.)	=	26 582 "
Cantidad total de servicios	=	<hr/> 1 355 708 \$/año

IX.- INSTRUMENTACION DEL PROCESO.

IX.- INSTRUMENTACION PARA EL EQUIPO DE PROCESO.

La instrumentación para las plantas de proceso es de vital importancia, ya que de esta forma es como se pueden detectar, controlar o registrar las variables de operación.

El proceso de obtención de polietileno-tereftalato, requiere un estricto control de temperatura, presión, nivel, flujo y viscosidad; puesto que es un proceso continuo, un proceso de instrumentación automático es el apropiado. Las literales que son empleadas en el diagrama de tubería e instrumentación para identificar cada uno de los instrumentos de control son las siguientes:

Función del Instrumento	Variable a Controlar	Tipo
I = indicador	T = temperatura	A = automático
R = registrador	P = presión	M = manual
C = controlador	F = flujo	
	L = nivel	
	V = viscosidad	

A continuación se menciona la instrumentación que se considera necesaria en cada uno de los equipos del proceso para obtener un óptimo control de las variables de operación.

Control del proceso por equipo :

Equipo ó corriente	Instrumentación	Observación
Tolva FA-011	LCA	- - - -
Fundidor BA-201	LIRCA, TIR	Control de temperatura, en función - de la cantidad de vapor.
Bombas	PI	
Corrientes	FRC, TIR	
Tanques de mezclado (FM-601)	LICA	
Precalentador (FM-602)	LICA, TI	Control de temperatura, en función - de la cantidad de vapor.
Torre de destilación (DA-745)	TI-1, TI-2 PI, FRC	
Condensador (EA-543)	TIR, TRC	Control de temperatura en función -- del agua de enfriamiento.
Acumulador (FA-014)	TI	

Reactores de Transesterificación	TI,PI,LIRCA,TIRA	Control de -- temperatura - en función de Dowtherm cir- culado.
Reactores de Policondensación	PIRA,TIRA,LIRCA TI,VR	Control de -- Temperatura - en función del Dowtherm.
Sistema de Vacío	FRC,TI	El vacío logra <u>do</u> esta en fun <u>ci</u> ción del vapor suministrado.

X.- SECUENCIA DEL ARRANQUE PARA LA PLANTA DE (PET).

X.- SECUENCIA DE ARRANQUE DE LA PLANTA DE - POLIETILENTEREFTALATO (GRADO FIBRA).

El problema principal, que se presenta en las nuevas plantas de proceso es lograr una operación normal, en un tiempo razonablemente corto. En la etapa de arranque se presentan un gran número de problemas, debido al desconocimiento de la planta por parte del personal de operación.

Para esta planta de producción de PET, el producto deseado, requiere especificaciones muy estrictas, por lo que es necesario llevar un control muy preciso de las variables de operación, tales como: temperatura, presión, relación molar, tiempo de residencia, viscosidad, etc.

Para tener el equipo en la mejor disposición técnica, antes de efectuarse el arranque deben hacerse las pruebas necesarias al equipo (prueba hidrostática, de gas inerte, etc.) Para minimizar problemas de fugas, taponamiento de tuberías, etc.

La secuencia de arranque para esta planta comprende los siguientes pasos:

1.- Eliminar el aire de los recipientes con nitrógeno y alimentarlo continuamente a BA-201, FM-601, FM-602 y reactores de transesterificación a una presión de 11.4 psig.

2.- Llenar la tolva FM-601 con la materia prima (DMT) hasta su altura normal.

3.- En el tanque FM-601, se prepara la mezcla etilenglicol-catalizadores (2.92 lb/hr de catalizador), hasta que la solución quede completamente homogénea (muy importante).

4.- Circular vapor de alta presión (100 - - psig) a través de los recipientes FM-602 y BA-201, con el fin de mantener una temperatura de 320°F en ambos recipientes.

5.- Una vez obtenida la temperatura en el BA-201, suministrar por medio del transportador TA-100, DMT en forma lenta, cuando se llegue a la mitad del nivel normal recircular el DMT fundido, haciendo accionar la bomba GA-321 (22), (punto de fusión del DMT, 141°C).

5.A.- Una vez alcanzada la temperatura en el recipiente FM-602, esta solución debe alcanzar una alta solubilidad de los catalizadores en el etilenglicol; las variables a controlar en este recipiente son la temperatura y el mezclado.

6.- Alimentar vapor de Dowtherm, a los reactores de transesterificación y controlar la temperatura a 392°F.

6.A.- Abrir la válvula de paso después de recirculación del BA-201 y la válvula de la corriente 4, simultáneamente. Estas corrientes deben de llevar la misma presión al unirse en la corriente 5, la mezcla que se forma en ésta última corriente, debe estar estrictamente controlada por un FCI, de ambas corrientes para mantener la relación molar constante.

7.- Los factores más importantes a controlar en la etapa de transesterificación son: el tiempo de residencia y la temperatura que está en función de la cantidad de Dowtherm suministrado al enchaquetamiento y tuberías; debe tenerse cuidado en mantener abierta la válvula de paso hacia la torre de destilación (corriente 3), así como la válvula de entrada al condensador, la del FA-014 y la del reflujo (para esto debe de estar circulando agua de enfriamiento en el condensador), la válvula de retorno de la torre DA-745 al reactor RT-808, debe de estar abierta para permitir el regreso del líquido y se adquiera un pronto equilibrio entre torre y reactores.

7.A.- Una vez que en el reactor haya un nivel razonable se hace funcionar el agitador correspondiente.

7.B.- Los reactores siguientes van a adquirir su nivel de operación por diferencia de niveles, -- cuando el último reactor (RT-811) llegue a su nivel, la mezcla reaccionante llegará a su conversión final, la cual debe ser verificada por métodos de laboratorio.

8.- El producto de RT-811, es bombeado por medio de GA-353 (54), hacia el reactor de policondensación (RC-888). Con anticipación debe prepararse la solución de TiO_2 en ETG (6% en peso disuelto al 30% en ETG) y ser pasada por el molino MO-500 y sedimentarse SD-501; para que el TiO_2 alcance el tamaño de partícula especificado (0.5 a 1.5 micrones), la cantidad de TiO_2 que debe suministrarse a la corriente 18 es de 12.671 lb/hr; -- debe también estar preparado el estabilizador térmico, --

trifenil-fosfito (1.27 lb/Hr), para alimentarlo al RC--888. Estas corrientes de TiO_2 y de trifenil-fosfito, deben tener un control de flujo para que el producto final tenga una buena calidad.

9.- Las variables a controlar en la etapa de policondensación son la temperatura (536°F), la presión de vacío correspondiente a cada reactor, la temperatura va a estar controlada por la cantidad de Dowtherm circulado, mientras que la presión de vacío, esta en función de la cantidad de vapor (100 psig), suministrado a los reactores, Otras variables importantes son el tiempo de residencia y la viscosidad. Mantener una circulación continua de glicol, que pasa por el condensador enfriador EA-551 (vigilar aquí su temperatura de salida) y que va a los condensadores barométricos (EA-554 al 556).

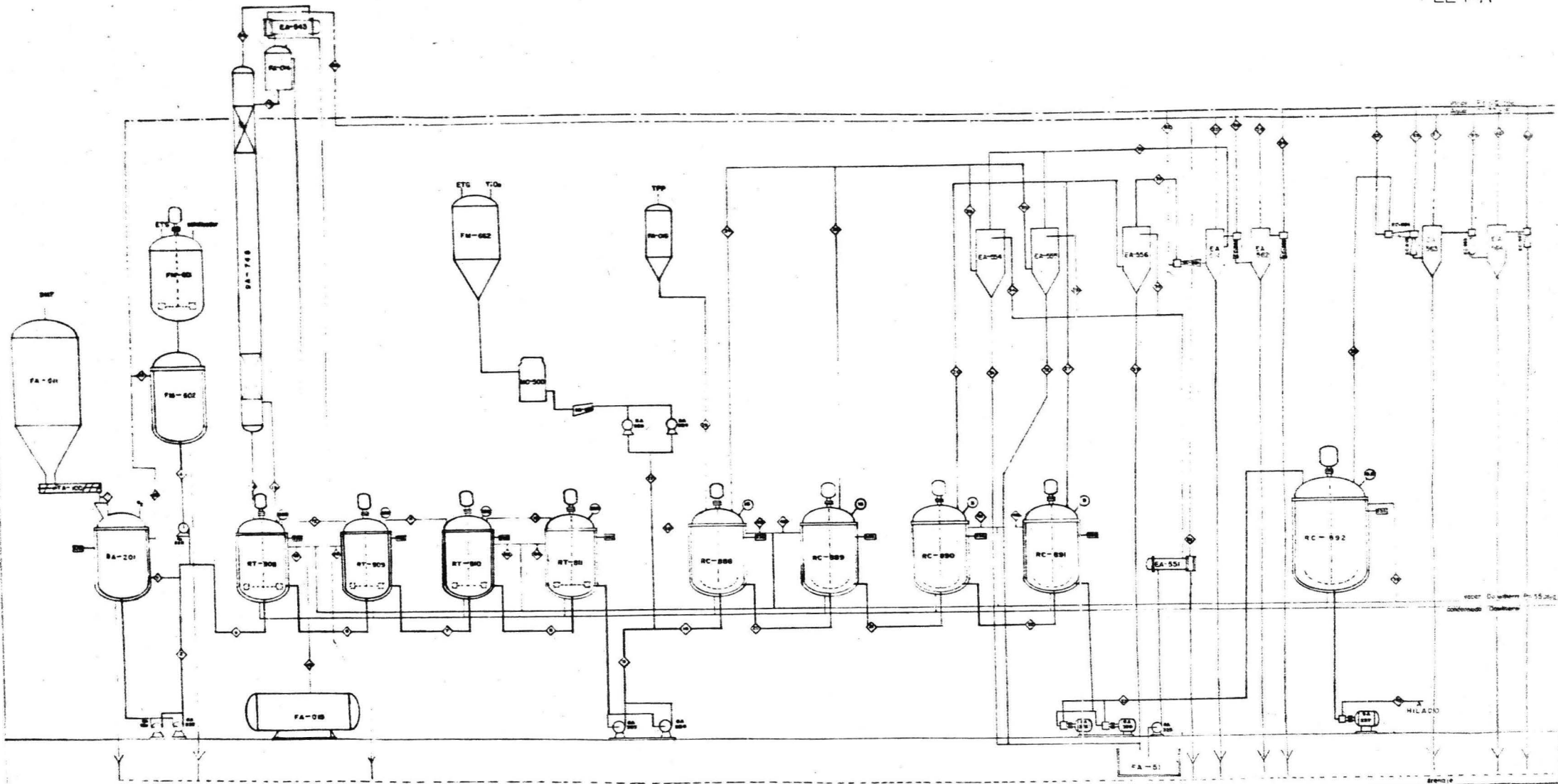
9.A.- En el RC-888, concurren el monómero, el TiO_2 en suspensión y el trifenil-fosfito y se espera a que exista un nivel razonable para hacer funcionar el agitador.

9.B.- Al llegar el RC-888, a su nivel correspondiente pasará al siguiente reactor por diferencia de niveles y así sucesivamente hacia los otros reactores.

10.- Al tener el reactor RC-891, en su nivel normal, se arranca la bomba GA(355, 356), para descargar en el reactor final de polimerización el producto; éste reactor (RC-892), debe estar a una temperatura de 356°F y un vacío de 0.5 mm.Hg; es en este reactor donde se efectúa el final de la reacción, debe hacerse funcionar el agitador enseguida de que se empieza a alimentar. En este reactor la reacción tendrá un tiempo de residencia-

de 150 minutos y el producto debe salir con una viscosidad intrínseca de .51, la cual tendrá que confirmarse en el laboratorio.

Cuando el polímero ha alcanzado la viscosidad deseada, por medio de la bomba GA-357 se llevará el polímero a la etapa de hilado.



NOMENCLATURA		BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA										DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO	
COMENTE	GASTO lb/hr	CALOR BTU/hr	CORRIENTE	GASTO lb/hr	CALOR BTU/hr	CORRIENTE	GASTO lb/hr	CALOR BTU/hr	CORRIENTE	GASTO lb/hr	CALOR BTU/hr		
1	2097.99	24620.95	1.7	12.67	...	3.2	323.58	...	4.9	211.2	...	DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE POLIÉTERTERFALATO GRANA FIBRA (Tesis Profesional) AGUIRRE CARBAJAL J ALVAREZ CERRÓN J J BECERRA SUÑEZ J J CONTRERAS HERNÁNDEZ J	
2	6330	1059944.7	1.8	2,759.55	...	3.4	2,240.09	...	5.3	7,961.98	...		
3	9230	7090045.6	1.9	1.87	...	3.5	2542.09	...	5.1	12,825.8	...		
4	1415.3	171,95.93	2.0	2,392.17	...	3.6	1,408.25	...	5.2	213.2	...		
5	3,633.3	326,78.92	2.1	2,229.07	500,65.72	3.7	58	...	5.4	14,344.32	143,423.2		
6	3,19.2	452,737.3	2.2	1,156.41	46,099.80	3.8	41.2	...	5.5	37,830.0	393,554.8		
7	2,879.8	40,230.5	2.3	2,184.94	476,708.40	3.9	82.61	...	6.2	35,380.74	389,807.4		
8	2,746.87	39,172.07	2.4	367.38	81,664.1	4.0	97.96	...	6.1	2,085.88	47,034.7		
9	2,746.87	39,183.33	2.5	163.79	81,966.27	4.1	73.01	...	6.4	439.25	72,479.23		
10	39.0	22,499.22	2.6	7.85	35,674.36	4.2	329.74		
11	21.58	71,325.6	2.7	32.7	5,300.68	4.3	2,613.31		
12	454.36	248,813.1	2.8	25.89	2,476.64	4.4	182.20		
13	1,517.25	78,340.7	2.9	365.73	194,516.96	4.5	304.95		
14	750.90	56,908.6	3.0	266.25	34,516.96	4.6	1,570.0		
15	764.4	50,326.7	3.1	2,505.32	44,416.60	4.7	3,790.92		
16	672.74	25,613.4	3.2	2,508.32	1844.60	4.8	169.72		

XI.- EVALUACION ECONOMICA.

XI. - EVALUACION ECONOMICA.

El calculo de la evaluación económica en todo proyecto de plantas de proceso es de suma importancia ya que nos proporciona la información necesaria, como es la rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión para determinar la factibilidad del proyecto.

La estimación del costo del equipo fué basada en el índice que publica el Engineering News Record - (ENR) y el índice de Marshall & Stevens (M&S).

Cecil H. Chilton (57), publica gráficas que indican el costo para los diversos equipos, dependiendo de sus características principales (Area, diámetro, capacidad, potencia, etc) de estos y el tipo de material usado, estas gráficas se basan en los índices antes mencionados con los cuales se actualiza el precio del equipo mediante de la ecuación siguiente:

$$\frac{I_s}{I_o} = \frac{C_s}{C_o}$$

En donde: I_s = índice del año al que se quiera actualizar

I_o = índice del año de referencia -
(I_{ENR} = 400 para 1949)

C_s = Costo actualizado del equipo

C_o = Costo del equipo en el año tomado como referencia.

Para llevar a cabo la evaluación económica - su utilizó el método propuesto por Rase & Barrow, debido a que proporciona mayor exactitud y confiabilidad.

EVALUACION ECONOMICA DEL EQUIPO DE PROCESO

EQUIPO	CARACTERISTICAS	COSTO \$
Tolva FA-011 (1)	$V_T = 2\ 520$ gal. Mat. Acero al Carbón.	89 425.-
Transportador (2)	$D = 9$ pulg. $L = 10$ pies Mat. Acero al Carbón.	63 090.-
Fundidor (1)	$V = 942.5$ gal Mat. Acero - inoxidable	958 125.-
Tanque de Mezclado (1)	$V = 250$ gal. Mat. Acero inoxidable	143,718.-
Pre calentador (1)	$V = 240$ gal. Mat. Acero inoxidable	645 000.-
Torre empaca- da. (1)	$D = 2' - 6''$ $H_e = 21' - 6''$ $H_t = 25' - 6''$ Mat. Acero	570 011.-

(Continúa)

		\$
	inoxidable Empaque: - Anillos ras chig de 1"	
Reactores de Transesteri- ficación.(1)	V=285 gal. Mat. Acero inoxidable (4 unidades)	2 810 500.-
Condensador (1)	A= 50 ft ² Mat. Acero al carbón.	54 293.-
Tanque de almacenamien to de MOH	V=956 gal. Mat. acero al carbón	53 656.-
Acumulador de reflujo (1)	V= 270 gal. Mat. acero al carbón.	24 272.-
Tanque de almacenamien to de glicol. (1)	V= 25 845 gal forma esférica Mat. acero al carbón PD= 25 psia.	702,625.-
Enfriador de glicol (1)	A= 65.3 ft ² Mat. acero al carbón.	70 262.-

(Continúa)

Reactores de policondensación (1) incluye el reactor final con un volumen de = 1 258 gal.	V=650 gal. Mat. acero inoxidable	4 650 000.-
Cisterna de ETG. (1)	V= 900 gal. Mat. Acero al carbón	51 100.-
Condensadores barométricos	Mat. acero inoxidable 2 condensadores de 40 gal. 1 condensador de 10 gal.	109 865.-
Sistema de vacío (3)	3 etapas 15 mm de Hg. 40 lb aire/hr. 5.2 lb vap/lb aire 0.76 <u>gal/min H₂O</u> lb. aire	358 050.-
	4 etapas .5 mm. de Hg. 12 lb aire/hr. 43 lb. vap/lb aire 6 gpm agua/lb aire	
Molino (1)	2 HP	83 037.-

(Continúa)

\$

Sedimentador (1)	d= 3				127 750.-
Filtros (1)	A = 20 ft ² (TiO ₂) A = 20 Ft ² (monómero)				71 540.-
Tanque de alm. de glicol recuperado	V=1 000 gal. Mat. acero al carbón.				53 016.-
Bombas (1)	6 (1/4 HP) 4 (1/2 HP) 2 (1 HP) 2 (rotatorias)				302 767.- 212 048.- 114 966.- 510 976.-
Agitadores	FM-601 2 paletas 1HP 70 rpm D=28.8"				
	RT 2 paletas 1 HP 60 rpm D 30"				
	RC-	u(poises)	D(")	RPM	HP
	RC-888	124	43	60	2
	RC-889	155.8	43	60	2
	RC-890	245	43	50	3
	RC-891	394	43	50	3
	RC-892	1,312	45	40	12
					525 000.-

Costo total del equipo

13 305 091.- I

20767000

(1) Chemical Engineering, Jun. de 1949

(2) Chemical Engineering, Nov. de 1949

(3) Eyectores Show Low first costo John C. Tallman.

	13 305 091.- I
Etapa de hilado (fil. corto y continuo)	<u>60 000 000.- II</u>
	73 305 091.- III
Factor de Chilton (v 1.15)	84 300 854.- IV
Servicios (60% de I)	7 983 054.-
Tuberías (30% de I)	3 991 527.-
Instrumentación (30% de I)	3 991 527.-
Aislante (10% de I)	1 330 509.-
Terreno	1 000 000.-
Edificios (20% de III)	14 661 018.-
Tuberías auxiliares (10% de I)	<u>1 330 509.-</u>

Costo físico de la planta 118 588 998.- V

Ingeniería y construcción (30% de V)	35 576 699.-
Imprevistos (5% de V)	5 929 449.-
Factor tamaño (5% de V)	<u>5 929 449.-</u>

Costo total de la planta 166 024 596.- VI

INVENTARIO DE MATERIA PRIMA (45 días)

MATERIA PRIMA	\$/lb	lb/dia	
DMT	84.57 6.75	50 351.7	15 294 347.-
ETG	6.00 4.35	32 183.5	6 299 919.-
Sb ₂ O ₃	3121.96 25.65	35.15	40 571.-
Acetato de Cobalto	2768.74 22.75	33.15	35 984.-
TiO ₂	562.92 4.625	302.1	62 806.-
TPP	757.06 6.22	30.25	<u>8 466.-</u>
			21 742 093.-

1.4434 x 10⁶

20,272,500

2.02 x 10¹⁰

$$F = \frac{P}{(1+i)^n}$$
50%

CAPITAL DE TRABAJO

\$

Inventario de materia prima	21 742 093.-
Inventario de producto en proceso (1 semana de P.T.)	7 954 018.-
Inventario de producto terminado (45 dias ; 50 \$/KG. de P.T.)	51 132 978.-
Cuentas por cobrar	51 132 978.-
Cuentas por pagar	- 21 742 093.-
Inventario de refacciones (5% de IV)	4 215 042.-
	<hr/>
	114 435 016.-
	1.393 x 10 ¹⁰

COSTO DE PRODUCCION (1 año)

Inventario de Materia Prima .

* Materia prima	\$/dia	
DMT	339 874.38	112 158 545.-
ETG	139 998.22	46 199 412.-
Sb ₂ O ₃	901.59	297 524.-
Acetato de Cobalto	799.66	263 887.-
TiO ₂	1 395.70	460 581.-
TPP	188.15	62 089.-
		<hr/>
		159 442 038.-

* Precios de M.P. hasta Agosto de 1974.

1.94 x 10¹⁰

Mano de obra (50 operadores, 30 obreros)	2 871 369.-	
Supervisión (25% de M.O.)	558 400.-	
Depreciación (10% de V)	11 858 899.-	VII
Mantenimiento (3.5% de VII)	14 400 920.7	
	415 064.-	
Artículos de planta (50% mant. y M.O.)10%	244 193.-	
Laboratorio (50% personal, 50% reactivos)	576 000.-	
Servicios	1 329 126.-	VIII
Gas inerte y aire de inst. (2% de VIII)	26 582.-	
Seguros (2% de V)	2 371 779.-	
Empaques (cajas y carretes)	1 087 500.-	
Gastos de fábrica (1% de V)	1 185 890.-	
	<hr/>	
Costo total de producción	183 098 165.-	
	2.228 x 10 ¹⁰	
	\$	
Costo físico de la planta	166 024 596.-	
Capital de trabajo	114 435 016.-	
Gastos de pre-operación y arranque (45 días de P.T.)	51 132 978.-	
	<hr/>	
Inversión Fija Total	331 592 590.-	
	4.6059 x 10 ¹⁰	
Ventas Brutas (50 \$/Kg.)	371 669 760.-	IX
Dev. y Desc. (5% de IX)	18 583 488.-	
	<hr/>	
Ventas netas	353 086 272.-	X
	4.029755 x 10 ¹⁰	

GASTOS GENERALES

Gastos de ventas (7% de X)	24 716 039.-
Gastos de Adm. (4% de X)	14 123 450.-
Gastos de Invest. (1% de X)	3 530 862.-
Gastos de financ. (5% de X)	<u>17 654 313.-</u>

60 024 664.-

730,583,792.7

Ventas Netas	353 086 272.-
Costo de producción	<u>- 183 098 165.-</u>
Utilidad Bruta	169 988 107.-
Gastos generales	<u>- 60 024 644.-</u>
Utilidad antes de Impuestos	109 963 443.-
Impuestos 50%	<u>- 54 981 721.-</u>
Utilidad Líquida	54 981 721.-

66,927,097.9

RENTABILIDAD

$$R.O.I. = \frac{\text{Utilidad líquida}}{\text{Inversión fija}} = \frac{54\,981\,721.}{331\,592\,590.} \times 100$$

$$R.O.I. = 16.5 \%$$

$$= 14.437$$

Tiempo de recuperación de la inversión

$$\text{P.O.T.} = \frac{\text{Inversión Fija Total}}{\text{Utilidad neta + Depreciación}}$$

$$\text{P.O.T.} = \frac{40059 \times 10^6}{331\,592\,590.-} = 5 \text{ años}$$

$$21\,354\,04739 = 4,96$$

XII.- CONCLUSION.

XII.- CONCLUSIONES

Como se ha visto en el estudio del mercado, - las fibras de poliéster son las que presentan mayor consumo, con un aumento considerable año con año. Cuando se aplicó a los datos de producción y demanda las técnicas de pronóstico se observó que estos se adaptan a un modelo de regresión logarítmica, que como consecuencia de esto se espera para los próximos años un aumento en forma exponencial tanto, para las cifras de producción como de la demanda. No obstante la alta producción esperada, no alcanzará a cubrir la demanda (por lo menos hasta 1980) y si tomamos en cuenta la importación que debe hacerse actualmente del polietilentereftalato se justifica plenamente la creación de nuevas plantas de proceso - que vengan a cubrir la demanda, suprimiendo por consiguiente la importación del polímero.

Al efectuar el estudio técnico - económico - del proyecto se observa que, este es factible de realizarse debido a que se tiene una rentabilidad de 16.5% y un tiempo de recuperación de la inversión de 5 años, cuyos valores se considera dentro de los límites de confiabilidad.

La capacidad de procesamiento elegida (7,500 ton/año), indudablemente ésta capacidad no cubrirá la demanda, más bien el propósito fijado al realizarse el presente trabajo es de promover el proyecto de nuevas plantas de proceso para la producción de Polietilentereftalato.

XIII.- BIBLIOGRAFIA.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Alfred E. Brown & Kenneth A. Renhart
Polyéster Fiber: Science v.173 No. 3,994 july 1971
- 2.- Hermann Ludewig
Polyesterfasern Berlin, 1965.
- 3.- Henri Agulhon
Los textiles químicos Ed. Univ. Buenos Aires.
- 4.- Johan B. Jorksten & Henry Tovey
Polyester and their applications Reinhold Publishing
Co./56
- 5.- Billmeyer
Textbook of polymer science
John Wiley & Sons
- 6.- W. r. Moore
An introduction to polymer chemistry
University of London Press Ltd.
- 7.- Revista de estadística
S.I.C. Dirección General de estadística México D.F.
del año de 1964 a 1971.
- 8.- Principales indicadores económicos de México
S.I.C. Dirección General de estadística años de --
1972 y 1973.
- 9.- Anuario estadístico Compendiado de 1970 y 1972
S.I.C. Dirección General de Estadística.

- 10.- Anuario de Industria y Comercio Exterior
S.I.C. Dirección General de Estadística de Comercio Exterior.
- 11.- Chemical Marketing Reporter
Agosto, 13 de 1973.
- 12.- Rodríguez
Localización de una planta para la producción de --
pulpa de papel.(tesis).
- 13.- Marynka Olizar
Guía de los Mercados en México
- 14.- Rodolfo Mejía Peñaloza
Evaluación de las técnicas de pronóstico para la In
dustria Química.
U.N.A.M. 1971.
- 15.- Peter Ellwood ✓
Continuos polyester condensation is obtained with two
reactores.
Chemical Engineering v. 74 No. 24 Nov, 1967.
- 16.- Hans J. Zimmer
Polyester fiber processes going continuous
Chemical & Engineering News v. 43 No. 49 Dec. 6, 1965 ✕
- 17.- Goodyear Tire & Rubber Co. ✓
Polyester via new feedstock.
Chemical Engineering Jun. 1, 1970 pp. 82. ✓
- 18.- Ross, S.D., Colburn, E.R. ✓
Isolation of a cyclic trimer from polyethylene tereph
thalate film.
J. Polymer Sci. 13 (1954); 406

- 19.- Pohl, H.A.
J. Am Chem. Soc. 73 (1951),%,560.
- 20.- Marshall, J., & Todd.
Transaction Faraday Soc. 49 (1953),67
- 21.- Ritchie, P.D. & Allan, R.J.
J. Chem. Soc. London (1955),2, 717; (1956),3, 563;-
(1957); 524.
- 22.- Mihail, R., Istratoiu, Al. Lupu & E. Georgescu. —
Studii si cerc. de Chimie. (1958), 161.
- 23.- Owen B.E. & Rowland Hill J. Polymer Sci. v. 8 No. 1
(1952), 1-22
- 24.- Goodman & B.F. Nesbitt J. Polymer Sci. v. 48 (1960),
423-433.
- 25.- Flory, P. J. J. American Chem. Soc. 58 (Oct. 1936)-
1-877.
- 26.- N. C. Billingham & A. D. Jenkins Polymer Prepara-
tion.
- 27.- Griel and Günther Schnock J. Polymer Sci. 30 (1958)
pp. 413-422.
- 28.- Enciclopedia de la tecnología química v. XV p. 462-
472 y v. XVI p. 143-182.
- 29.- J. S. Eckert, E. H. Foote & L. F. Walter Chemical -
Engineering Progress. v.62 No.1 Jan. (1966) 59 - 67

- 30.- D.P. Murch Industrial and Eng. Chemistry.v.45 No.-
12(Dec.1953) 2, 616; 2,621.
- 31.- J. S. Echert Chem. Eng. Progress.v.57 No.9 Sept.—
1961, 54-58. *Torre capacity de diseño*
- 32.- J. S. Eckert and L. F. Walter Hydrocarbon Proce—
ssig & Petroleum Refiner. v.43 No. 2 Feb. (1954)—
107.
- 33.- M. J. Simon & M. A. Govinda Rau. Industrial and—
Engineering Chemistry v. 40 No 1 (1948) p.93.
- 34.- Allan P. Colburn Industrial and Engineering Che—
mistry v.33 No 4. p.459 ; 1941.
- 35.- D. Cornell, W. G. Knapp & J. D. Fair Chemical en—
gineering Progress v.56 No.7 Jul.(1960) pagina 68.
v.56 No. 8, Aug.(1960), p 48- 53. *Discontinua*
- 36.- J. S. Eckert Chem. Eng. Progress.v.59.No 5 May —
(1963)p.76.
- 37.- Harlan How Chem. Eng. feb. (1956),p. 174 - 182.
- 38.- C.G. LINCK Chem. Eng. Jan.13/1958, p. 145 - 150.
- 39.- Carl W. Smith and Malcom Dole J. Polymer science.
v. XXX (1956), p.37-56.
- 40.- Narses Barona & H. William Pregle Jr. Hydrocarbon-
Processing. march(1973)p.63 y dec. (1973 pag.73).

- 41.- Robert W. Gallant Physical propies of hidrocarbons.
- 42.- Ernest Ludwig Applied process Design for Chem.and--
Petrochem.Plants.
- 43.- John Perry. Chem. Eng. Handbock. 4a. Ed. 1963.
- 44.- E.L. Ringwald Handbock Polymer. cap. VI p. 87-92.
- 45.- Houggen, Watson & Ragatz. Principio de los procesos
químicos parte II,p.475.
- 46.- P. H. Groggings Unit Processes in Organic Syntesis.
p.905-923.
- 47.- Robert E. Treybal Mass transfer Operations 2a. Ed.
- 48.- Matthew Van Winkle Distillation Mc. Graw Hill.
- 49.- Dunkan Berkely Chem. Eng. April 1957.
- 50.- Samuel Strelzoff & L. C. Pant.Chem. Eng. Nov. 1968.
- 51.- Charles S. Quillen Chem. Eng. 1954.
- 52.- Vilbrant & Dryden Ingenieria Química en el diseño de
plantas industriales.
- 53.- Howard F. RAse & M. H. Barrow Project Engineering of
process plants.
- 54.- Codigo A.S.T.M. 1955.

- 55.-Codigo A.S.M.E. Unifired Pressure Vessels 1952.
- 56.- Lloyd E. Brownell & Edwing Young process Equipment - Design.
- 57.- Cecil H Chilton Cost Egeineering in the process Industries.Mc. Grow Hill.
- 58.- J. R. Winfield & J. T. Dickson Pat. Britanica; 578,-079 Pat. (E. U.) 2,465,319.
- 59.- Harry R. Billica Pat. (E. U.) 2, 647,885. (1951)
- 60.- Charles H. Hofrichter, Jr. Pat. (E.U.): 2,641,592— (1953)
- 61.- J. G. Cook. J. T. Dickson, A.R. Lowe & J. R. Winfield & ICI. Ltd. Pat. Britanica: 604,985.
- 62.- Heinz Zimmermann & Heinz Versaeumer Pat. (Alemana del Este): 30,903.
- 63.- Emette. F. Izard Pat. (E.U.): 253,028.
- 64.- M. G. Edwards; R. J. Reynolds Pat. (E.U.): 2,503, - 251.
- 65.- Tyulelev, I. N. Shermengorn, E.V. Kuznetsov, L.O. Vigel. Pat. (Rusa): 128,141.
- 66.- J.R. Cadwell Pat. (E.U.): 2, 720,502.

67.- E.P. Goodings Pat. (Britanica): 13,211-28.

68.- Ch. F. Hofrichten Pat. (E.U.): 2,650,213.

69.- K. Easley; K. Lawson; J. B. Ballentiene

70.- W. Griel; P. F. Foster Pat. (Alemania del Este) ; —
7,463- 8 .