

38

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



ANTEPROYECTO PARA LA INSTALACION DE UNA  
PLANTA DE PET (POLIETILEN TEREFTALATO),  
GRADO INGENIERIA EN MEXICO

**TESIS MANCOMUNADA**  
PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A N :  
**CLAUDIA IGNACIO CRUZ**  
**SONIA SANCHEZ RODRIGUEZ**



**FALLA DE ORIGEN**



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

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

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

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

## INDICE

1.0- Introducción .....	1
2.0- Generalidades .....	
2.1- Generalidades de las materias primas y del producto.....	9
2.2- Disponibilidad de la materia prima.....	14
2.3- Procesos existentes.....	27
2.4- Análisis técnico.....	35
2.5- Análisis económico.....	39
2.6- Selección del proceso.....	41
2.7- Generalidades del proceso seleccionado.....	42
3.0- Estudio de mercado .....	
3.1- Mercado Internacional.....	61
3.2- Mercado Nacional .....	68
3.3- Localización de la planta.....	77
4.0- Diseño del proceso .....	
4.1- Descripción del proceso.....	82
4.2- Bases de diseño.....	85
4.3- Diagrama de flujo de procesos.....	91
4.4- Balance de materia y energía.....	92
4.5- Dimensionamiento de equipo de proceso.....	136
4.6- Filosofía de operación.....	188
4.7- Criterios de diseño.....	193
4.8- Servicios auxiliares.....	199
5.0- Análisis económico.....	202
6.0- Hojas de especificaciones.....	235
7.0- Conclusiones y Recomendaciones.....	256
8.0- Bibliografía.....	260
9.0- Apéndice .....	263

## 1.0 INTRODUCCION

Actualmente los plasticos representan una parte muy importante en la satisfaccion de muchas necesidades de cualquier civilizaci6n; es sin duda que hemos alcanzado la era del plastico, la cual crecera pronunciadamente en lo que resta del presente siglo.1

La union de muchas moléculas pequeñas para lograr moléculas muy grandes se le denomina polimerizacion, y la substancia compuesta por muchas de estas moléculas muy grandes es un polimero. Estos consume productos quimicos organicos pesados para convertirlos en plasticos, fibras, elastosmeros, adhesivos y recubrimientos de superficie.

Los plasticos se forma a partir de un polimero en general, haciendolo fluir bajo presi6n, son materiales artificiales que pueden ser moldeados cuando están fundidos y como solidos conservan formas especificas. Por ser similares a las resinas naturales se les denomina resinas artificiales

Los plasticos tienen propiedades que no poseen las resinas naturales como ligereza, baja conductividad termica y electrica, resistencia a la degradaci6n biologica y natural, facilidad de transporte, instalacion y reparacion, su capacidad casi ilimitada para tomar cualquier tamaño y forma; y por lo general son resistentes a la acci6n de los alcalis y acidos.

Los plasticos que se producen comercialmente2 se clasifican en termoplasticos que son los que se ablandan con el calor y se endurecen con el frio, por lo que se les moldea con calor y presi6n, poseen en su estructura cadenas polimericas lineales o ramificadas, y los termofijos que son materiales formados por mallas rigidas de cadenas de polimeros entrecruzados, una vez formados no se reblandecen; funden si se les calienta, si no se quemar carbonizandose.

Si la reacci6n que produce el polimero sólo encadena un mismo monomero de modo repetitivo, se obtiene un homopolimero, si no da lugar a ramificaciones en la cadena el homopolimero es lineal; cuando la polimerizacion procede de dos o más monomeros se obtiene un copolimero. Las principales reacciones por las que se lleva a cabo la polimerizacion son: de adici6n, en la que los monomeros contienen dobles enlaces carbono carbono; se eslabonan mediante una reacci6n que parte el doble enlace a uno simple, se repite esta operacion hasta formar una gran cadena. La condensaci6n es aquella en la que los monomeros que reaccionan para formar la cadena se eslabonan dejando un residuo que no se incorpora al polimero.

1 Instituto Mexicano de Plasticos Industriales, Azucar  
Catalina, 1968  
2 Comisi6n de Investigaciones Cientificas y Tecnol6gicas de  
Ingenieria

Existen tres tipos de polimeros: amorfos, cristalinos y cristalizables. Los amorfos poseen una distribucion molecular al azar por lo que no existe una tendencia a alinearse o acomodarse en alguna forma; no tienen punto de fusion definido solo se incrementa al aumentar la temperatura,

poseen apariencia fisica transparente, ejemplos: PVC, poliestireno y policarbonato. Los cristalinos tienden por si solos a formar cristales dentro de sus estructuras que solo es posible separarlos por medio de calentamiento, el punto de fusion es definido y su apariencia fisica es opaca, ejemplos: polietileno, polipropileno, nylon. Los polimeros cristalizables requieren de induccion para formar cristales, para este fin se utiliza la elevacion de temperatura, ejemplo: PET.

Dentro de la familia de los plasticos se ha generado una categoria aparte que es la de los llamados plasticos de ingenieria, que con resultado de los avances y tendencias tecnologicas a nivel mundial y hasta ahora en Mexico son los formulados con bajos volúmenes y altos costos, sin embargo la comercializacion de estos plasticos marca una linea ascendente por lo que se les cataloga como un nicho de mercado potencial. La demanda interna esta siendo satisfecha por un gran numero de distribuidores, alentados por la politica de apertura comercial, pero se estima que a un mediano plazo, al momento de alcanzar niveles de demanda competitivos, serán producidos localmente.

Aunque no existe un termino preciso en la definicion de un plastico de ingenieria, los criterios que se han establecido para su agrupacion son:

- Propiedades
- Mercado
- Rendimiento
- Precio

Existen en la actualidad cinco subgrupos de plasticos grado ingenieria, que cumplen con estos criterios:

- a) Nylon
- b) Poliacetales
- c) Policarbonatos
- d) Poliesteres de ingenieria
- e) Oxido de polifenileno

En cuanto a sus caracteristicas, los plasticos grado ingenieria tienen un buen balance en sus propiedades mecanicas, esfuerzos de compresion, de corte y rigidez, facilidad de moldeo y una alta resistencia al impacto.

Ademas conservan sus propiedades fisicas y electricas en un rango amplio de condiciones ambientales como el calor, frio, agentes quimicos, por periodos largos, por sus propiedades mecanicas, quimicas y termicas su usan en construccion, componentes de maquinaria y equipos de procesamiento quimico.

Una característica importante en los plasticos de ingenieria es que presentan un balance en sus propiedades, es decir, que el mejoramiento de una propiedad no implica la disminucion o perdida de otras.

Uno de los subgrupos de los plasticos de ingenieria es el de los poliésteres, este grupo esta formado por dos resinas del grupo generico conocido como resinas poliésteres del tereftalato, derivadas del acido tereftalico o del dimetil tereftalato, uno de los productos es el polietileno tereftalato conocido como PET, y el otro es el PBT (Polibutileno tereftalato).

El PET es un plástico que se puede usar ya sea como grado fibra o película. Como fibra se emplea en la fabricacion de fibra textil (dacron), usado en prendas de vestir, telas para uso domestico, telas industriales y cordeleria, las ventajas de su uso en este campo son su inarrugabilidad, facil lavado, y por su gran durabilidad, el PET grado fibra fue patentado por Du Font en 1955 con el nombre de DACRON. El PET película o resina plastica se usa como grado envase y como grado ingenieria, el grado envase es empleado para la elaboracion de botellas para refrescos, licores, vinos agua mineral, jugos, jarabes, aceites comestibles etc. en Mexico el PET grado botella fue lanzado por Celanese Corporation en 1985 con el nombre de TERCEL. El PET grado ingenieria es usado como aislante electrico, laminados metalicos, cintas y películas recubrimientos y empaques, fue en E.U. en 1975 que por primera vez que se fabrico.

El PET tuvo su origen en 1920 en los trabajos de W.H. Carothers y colaboradores en E.U. al querer construir moléculas gigantes (PM 10 000). Al probar con poliésteres obtuvieron elevados pesos moleculares, poca estabilidad de las moléculas propensas a la escision en los enlaces carbono-oxigeno y temperaturas de fusion de los polimeros bajas.

Basandose en estos trabajos J.R. Whinfield y J.T. Dickson en Inglaterra, alcanzaron en 1941 las propiedades necesarias para las fibras de poliéster, obteniendo a escala de laboratorio el polímero PET, con el que se prepararon fibras tenaces, resistentes a la hidrólisis, de elevada temperatura de fusion y estirables en frio. En ese año patentaron la policondensación del etilenglicol y el ácido tereftalico para obtener un polímero de cadena lineal que podía ser cristalizado y estirado para la formulación de fibras. El PET fue patentado inicialmente en 1955 como polímero fibra, DACRON y desde entonces presentó un desarrollo tecnologico muy amplio en el cual se han aprovechado todas sus posibilidades de diversificación.

4 Publicado por "Society of Plastics Engineers", 1980

La etapa en donde se determina el grado final del PET es en la polimerización, esto depende del número de unidades del monómero en la configuración del polímero; si las moléculas son largas delgadas y filiformes y además se hallan estirado una al lado de la otra alineadas en la dirección de la fibra de tal manera que la entropía es menor que la entalpía, debido a las fuertes atracciones intermoleculares, a dicho arreglo se le refiere como fibra; la resistencia de la fibra reside, en la fuerza de los enlaces químicos de las cadenas poliméricas; si por el contrario se tienen arreglos transversales que forman estructuras tridimensionales aunque irregulares y rígidas, se trata de resina plástica, es decir grado ingeniería y grado botella, y la estructura es de mayor resistencia que la fibra.

La diferencia entre el PET grado ingeniería y grado botella son: menor rango de temperaturas de uso del grado envase, mayor viscosidad intrínseca del PET grado ingeniería, es decir posee mayor tamaño promedio de moléculas que definen al polímero; lo que permite mayor rigidez en la estructura. La biorientación en el PET botella se lleva durante el proceso de estirado y soplado, mientras que en el grado ingeniería se hace en un extrusor.

Actualmente las resinas PET grado ingeniería son formuladas por sus productores a partir del PET virgen o del PET grado envase. Al PET se le agregan tres tipos de sustancias: un agente nucleador para promover una cristalización rápida y uniforme, materiales orgánicos que modifican la estructura química del polímero y materiales como fibra de vidrio que refuerzan la estructura de los productos moldeados.

Los mercados más importantes del PET grado ingeniería, son los de Estados Unidos, Japón y Europa Occidental; estos políesteres han empezado a recibir mayor atención debido a sus ventajas de costo/funcionamiento. Fue en el año de 1975 cuando se empezó a producir como grado ingeniería en Estados Unidos y no fue sino hasta 1985 que se introdujo en México como grado envase. El origen de este atraso se debió a la lenta evolución de los agentes nucleantes que fueron los que mejoraron las tasas de cristalización.

Los importadores de PET grado ingeniería en México son Celanese Mexicana, S.A. y Du Pont S.A. de C.V. quienes lo importan para consumo propio, además de General Electric. Basf Mexicana y Bayer de México fabrican PET grado ingeniería no en nuestro país, sin embargo no se registran importaciones de PET grado ingeniería a México.

Para visualizar las características del PET respecto a algunos plásticos y otros materiales, se presenta el siguiente cuadro:

## M A T E R I A L E S

	PLÁSTICOS PVC, PS, PP PE	PET	METAL, VIDRIO, CERÁMICA
PROPIEDADES	pobres	excelente	excelente
VALOR AGREGADO	bajo	alto	regular
VIDA ÚTIL	baja	prolongada	prolongada
MANEJO	fácil	fácil	difícil
PESO	ligero	ligero	pesado
PROCESAMIENTO	fácil	difícil	difícil
COSTO DE M.F.	bajo	alto	alto

La gran aceptación que ha tenido el PET por parte de los más exigentes consumidores y fabricantes se debe a sus propiedades mecánicas, térmicas, eléctricas y químicas respecto a otras resinas, así como el éxito que ha mostrado en la sustitución del metal, vidrio, cerámica etc.

En México los principales mercados del PET grado ingeniería son el automotriz, el eléctrico-electrónico y enseres domésticos, sin embargo existen más aplicaciones que aun no hay en México, como plomería, cerrajería y laminado metálico.

### Enseres domésticos

Se utiliza en el reemplazo de resinas termofijas, como fenolicas, en asas, bases y carcazas de aparatos de mediano y pequeño tamaño como tostadores, sartenes eléctricas, planchas y secadores de pelo.

### Industria automotriz

Existe también el reemplazo de resinas y se aplican en tapas de distribuidores, partes de transmisión eléctricas, rotores, deflectores del ventilador, extensiones deflectoras, bobinas de ignición, válvulas de vacío. Todas estas aplicaciones se deben a sus propiedades de rigidez, dureza, tenacidad, en amplios rangos de temperatura, aunando a su resistencia a solventes, humedad y gasolina.

Se usa en pequeñas cantidades en aplicaciones eléctricas en autos, en conectores moldeados para cables, cajas de fusibles y terminales, puentes del rectificador y parabrisas. Las aplicaciones mecánicas incluyen tapas del tren de engranes, interruptores de limpia-parabrisas, partes del sistema de freno y cerrajería de puertas y ventanas.



Los empleos exteriores incluyen extensiones en saupicaderas y paneles, su uso en defensas se ha incrementado a ultimas fechas. En el primer trimestre de 1984 Du Pont anuncio un nuevo producto a base de resina PET al que llamo KVIITE SSI (duro super tenaz), este es quizá el termoplastico de ingenieria mas rigido actualmente, por lo que se espera que el remplazo de partes metalicas automotrices que requieren duraza, siga aumentando.

Dentro de este mercado se encuentra una aplicacion muy importante como aislante electrico, esto es debido a su alta resistencia dielectrica y mecanica y por ello se utiliza para aislar ranuras y fases de motores, como dielectrico en condensadores, bobinas, transformadores y capacitores, como aislante primario para hilo de conduccion y alambre magnetico, ademas se puede laminar con otros materiales aislantes como el papel asbesto, Cambray barnizado y polietileno.

#### Plomeria y cerrajeria

En esta area el PET ingenieria tiene un volumen pequeno de aplicaciones pero se espera que su consumo aumente cuando se requiera una mayor resistencia en las aplicaciones.

Las aplicaciones tipicas son armaduras de bombas, componentes de albercas, soportes, brochas, partes de herramientas, cerraduras de puertas, valvulas de irrigacion, camaras de medidores de agua y rociadores mecanicos. No se recomienda su uso con agua a temperaturas mayores de 52°C.

#### Laminado metalico

Esta resina se metaliza por deposito de vacio, se lamina con otros materiales y se labra para crear materiales decorativos que son susceptibles de moldeo, conformacion, cosido y confeccionado. Estos productos son resistentes a la abrasion y no se empañan, es por eso que sus aplicaciones son para bolsas femeninas, paneles decorativos, interiores de portezuelas en automoviles y diafragmas de bocinas.

Esta pelicula metalizada o laminada se usa como base para cintas magneticas de grabacion de sonido, en tarjetas magneticas de memoria con larga vida en servicio, como base para cintas sensibles a la presion y como materiales de superficies decorativas para losetas acusticas.

Si se lamina con hojas de aluminio se obtienen materiales que oponen una barrera al paso del vapor, si se lamina sobre diversas bases la resina proporciona un material para muros y mostradores que resisten a la abrasion y es inalterable al agua o a los productos quimicos; metalizado y grabado por el metodo de pantalla de seda, se usa para rotulos y calcomanias dimensionalmente estables, flexibles y de buena duracion. Se utiliza tambien para metalizados de Zn y Ag.

Las aplicaciones en enseres domesticos y las correspondientes al Area automotriz fueron especificadas por fabricantes

## Cintas y películas

El PET grado ingeniería es la materia prima para la elaboración de máquinas de escribir, así como adhesivos y cintas perforadas de computadoras, se usa en aplicación de esmalte, bandas industriales, artículos de papelería, cubiertas de libros, también en aplicaciones de rodillo, soporte de vestido, anaqueles y hasta en bolsas para hervir. Se usa como envoltente y protector en aislamiento de tubería.

Es usado también como material de recubrimiento para tambores de acero y fibra; de mangueras y diafragmas de bombas.

Un aspecto relevante en el desarrollo de nuevos materiales plásticos es el mejoramiento de los mismos por medio de aleaciones poliméricas, materiales compuestos, reforzados y mezclas, en donde la calidad y funcionalidad se mejoran por medio de mutua complementariedad de propiedades de las resinas, es por ello que actualmente las aplicaciones de fibra del PET grado ingeniería están aumentando día a día.

**Los objetivos del proyecto son los siguientes:**

Conocimiento y evaluación de los procesos existentes a nivel mundial para la producción del PET.

Selección de alguna ruta para ser aprovechada en México dentro de los sistemas productivos.

Conocimiento del mercado tanto nacional como internacional con el fin de identificar la posición del PET.

Llevar a cabo el diseño del proceso, por medio del cual se determinará la viabilidad técnica del mismo así como los factores controlantes.

Justificar si el proceso es viable económicamente o no, con la ayuda de algunos indicadores como el valor presente neto y la tasa interna de retorno.

Realizar un análisis con los factores de mayor sensibilidad, con los cuales se determinará la sensibilidad del proyecto.

Las razones que justifican la producción del PET grado ingeniería en México son:

- El grado de desarrollo industrial en México.
- El potencial como gran consumidor futuro de plásticos de ingeniería.
- Cercanía geográfica con el país más industrializado del mundo y con el mayor mercado mundial de plásticos de ingeniería, lo que abre perspectivas de exportación, tanto a E.U como a Sudamérica.

- El costo de la mano de obra en México.
- Amplias posibilidades de integración horizontal y vertical de la cadena productiva en mediano y largo plazo.
- Se desarrollarán y formularán productos específicamente para el mercado nacional.
- Se considera que en México el mayor consumo a mediano plazo serán los poliacetales, poliésteres y policarbonatos.
- La implementación de un proyecto para la producción se considera atractiva partiendo de dos premisas íntimamente relacionadas: el apoyo de alguna empresa tecnóloga y la posibilidad de incurrir en mercados extranjeros.
- Se considera que con el desarrollo del PET en México se apoyarán los planes de inversión y/o crecimiento de nuevas empresas y de las que ya están en nuestro país como lo son: Nissan, Xerox, Black and Decker, IBM, Hewlett-Packard, Chrysler, Ford, etc.
- La disponibilidad de esta resina de ingeniería en México será uno de los factores más importantes para inducir el crecimiento del mercado interno de los productos obtenidos por ésta.

## 2.0 GENERALIDADES

### 2.1 GENERALIDADES DE MATERIAS PRIMA Y PRODUCTO

#### 2.1.1 PROPIEDADES DE LAS MATERIAS PRIMAS

##### ETG = Etilenglicol

Líquido incoloro, inflamable, sin fluorescencia, cuyo punto de fusión va de 195°C a 198°C, su peso molecular es de 62 su densidad específica a 25°C y una atmósfera es de 1.010, posee bajo poder explosivo.

Es miscible en agua, acetona y alcohol, es inmiscible en hidrocarburos, éter, tetracloruro de carbono y cloroformo. Se usa como solvente de resinas y celulosa, se usa en la industria textil, en la manufactura de explosivos, cosméticos y esencias.

Toxicidad: provoca daños por inhalación, puede ser absorbido por la piel, causando daños.

##### DMT = Dimetil tereftalato

Sólido blanco y libre de sustancias suspendidas, su punto de fusión es de 141°C, y su punto de ebullición es de 280°C a una atmósfera, su peso molecular es de 194, su densidad específica 25°C y a presión de una atmósfera es de 1.0679

Es soluble en éter y alcohol caliente, es insoluble en agua. Se usa en la fabricación de resinas sintéticas.

##### TiO = Óxido de titanio

Polvo blanco o negro, por su pureza puede tener dos formas cristalinas que son anatasa y rutilo.

Se usa como pigmento blanco en pinturas, papel, caucho, plástico; se usa también como agente opacificante, en cosméticos, como descontaminador de radiactividad de la piel, como recubrimiento de suelo en material de vidrio y cerámica, como desabillantador de fibras sintéticas, tintas de imprenta y varillas de soldar.

##### (C H3.CO ) Co.2H O = Acetato de cobalto

Su forma es placas cristalinas blancas, tiene un olor suave, de sabor astringente, es soluble en agua y en alcohol.

Se usa en medicina, como conservador de la madera y como agente de entrecruzamiento para polímeros.

## 2.1.2 PROPIEDADES DE LOS PRODUCTOS

### 2.1.2.1 PROPIEDADES DEL PET.1

A continuación se muestran las principales propiedades físicas, mecánicas, eléctricas y térmicas del PET grado ingeniería con y sin refuerzo de fibra de vidrio.

#### % DE FIBRA DE VIDRIO

PROPIEDADES	PET		
	0%	30%	45%
<b>GENERALES</b>			
Densidad específica a T ordinaria	1.37	1.56	1.59
% absorción de agua a 23°C después de 24hr.	0.03	0.05	0.04
al equilibrio	0.60	0.45	0.45
% merma al moldarse	2.0	0.2	
Dureza rockwell	M106	M100	M100
Abrasion mg/100ciclos	3	6	7
Coefficiente de fricción contra sí mismo	---	0.28	0.17
contra metales	---	0.17	0.20
<b>RESISTENCIA Y DUREZA A 23°C</b>			
Resistencia a tensión Kg/cm <sup>2</sup>	0.54	1.51	1.36
% elongación a tensión	300	3	2
Módulo de flexión Kg/cm <sup>2</sup>	1.16	2.38	2.96
Resistencia a compresión Kg/cm <sup>2</sup>	1.3	1.75	1.82
Resistencia al corte Kg/cm <sup>2</sup>	0.56	0.8	0.87
Módulo de flexión Kg/cm <sup>2</sup>	28.86	91.4	140.6
<b>TENACIDAD</b>			
Ranurado a 23°C	43	101	128
Ranurado a 40°C	32	96	123
Sin ranurar a 23°C	sin ruptura	370	370
Sin ranurar a 40°C	sin ruptura	370	370
<b>TERMICAS/FLAMABILIDAD</b>			
Temperatura de deflexión°C a 4.7 Kg/cm <sup>2</sup>	215	250	250
a 18 Kg/cm <sup>2</sup>	85	225	226

PROPIEDADES	% DE FIBRA DE VIDRIO		
	0%	30%	45%
Coefficiente de expansion 5			
lineal termica $\times 10^{-4}/^{\circ}\text{C}$	7.2	2.9	2.3
Conductividad termica W/K	---	0.29	0.31
Indice de temperatura $^{\circ}\text{C}$ electronico y mecanico con impacto	---	140	140
Mecanico sin impacto	---	140	140
Indice de oxigeno en %	21	20	20
Resistencia quimica	excelente	excelente	excelente

#### ELECTRICAS

Resistencia al arco S	---	72	126
Resistencia volumetrica $\text{cm} \times 10^3$	3.5	0.1	0.1
Resistencia dielectrica kv/mm	23.6	29.6	28.8
Constante dielectrica a 100 Hz		3.6	4.0
a 10 Hz	3.4	3.5	3.9
Factor de disipacion a 100 Hz	---	0.005	0.005
a 10 Hz	0.02	0.012	0.012

La morfologia del PET, tiene un efecto determinante en sus propiedades fisicas como son las siguientes:

PROPIEDAD	PET
Transmision de la luz	nada
Lubricidad	alta
Estabilidad dimensional	alta
Encogimiento al moldeo	alta
Resistencia a solventes	alta

El PET es transparente en estado amorfo; posee un punto de fusion de  $260^{\circ}\text{C}$ , y una temperatura de descomposicion de  $290^{\circ}\text{C}$ , el indice de refraccion a  $25^{\circ}\text{C}$  es 1.655 y su factor de area es de  $28.44 \text{ m}^2/\text{kg}$ ; su calor especifico a  $25^{\circ}\text{C}$  es  $0.315 \text{ Cal/g}^{\circ}\text{C}$ , y a  $200^{\circ}\text{C}$  es  $0.47 \text{ Cal/g}^{\circ}\text{C}$ , su conductividad termica es a  $100^{\circ}\text{C}$  de  $0.00036 \text{ Cal/cm}^2 \cdot \text{s}^{\circ}\text{C/cm}$ .

El PET presenta excelentes propiedades termicas, un muy bajo porcentaje de absorcion de agua, por lo que permite mantener su estabilidad dimensional; por otro lado sus propiedades mecanicas lo hace ideal para la manufactura de partes pequena y muy complejas.

Para las propiedades fisicas, electricas, mecanicas y termicas en los plasticos de ingenieria, se emplean metodos de prueba ASTM

Cualquier reducción en el peso molecular del polímero significa una reducción en la viscosidad intrínseca y si la pérdida es excesiva ocasiona una velocidad de cristalización mayor a la adecuada. La viscosidad intrínseca está en función de la humedad y la temperatura.

#### Humedad:

El PET es un polímero higroscópico por lo que el nivel de humedad debe estar perfectamente controlado, pues se puede presentar la degradación hidrolítica durante el estado de fusión.

#### Cristalización:

Cristaliza entre 85°C y 250°C, la velocidad de cristalización es muy lenta cerca de los límites de este intervalo y presenta su punto máximo a 175°C; entre 150°C y 200°C puede alcanzar la cristalinidad en menos de un minuto, pero a temperaturas como 95°C o 240°C puede llevar horas. La razón por la cual el crecimiento de los cristales, fuera del intervalo 150-200°C, es muy difícil, se debe a que a temperaturas menores a 85°C, las moléculas no tienen la suficiente energía y por arriba de 250°C poseen demasiada para solo cristalizar en la cantidad que se desea, fenómeno que se traduce con la claridad. Si la rapidez de calentamiento es lenta, se forman cristales tan grandes que ocasionan que el PET tenga apariencia blanquecina lechosa, además de que provoca que el polímero sea quebradizo.

#### Viscosidad intrínseca:

$$\eta_i = 1.27 (10)^{-4} \frac{0.86}{PM}$$

$\eta_i$	PM
0.237	4900
0.272	7200
0.285	7900
0.326	8900
0.376	10800
0.410	12600
0.442	13000
0.534	16354.9
0.584	17425.3
0.5907	18017.9
0.6467	20437.0

La viscosidad del PET en centipoises

$$\mu = 1.715 + 0.01 \cdot PM$$

$\mu$	PM
11076.18	1000
18975.78	3000
32161.96	6000
48213.66	9000
67826.52	12000
91620.42	15000
120242.20	18000
142349.41	20000

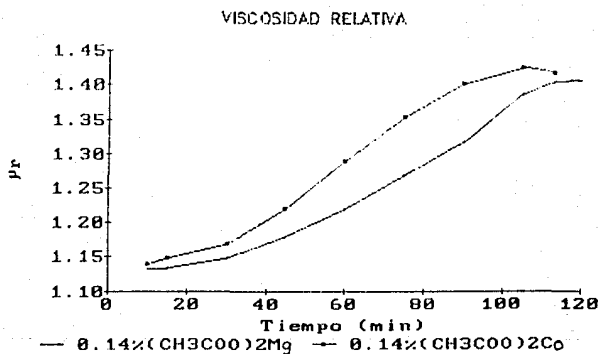


Fig. 2-1



## PROPIEDADES QUIMICAS

Los agentes que afectan la resistencia química son: químicos orgánicos, ácidos y bases acuosas, sales, soluciones tampón, luz de varias longitudes de onda.

El PET no es afectado a la temperatura ordinaria ni al punto de ebullición por: acetato de etilo, metiletilcetona, xileno, nafta, metilcelosolve, dioxano, tricloruro de etilo, metanol, ácido acético glacial entre otros. Los fenoles y cresoles ejercen cierta acción sobre el PET, fragilizándolo en condiciones drásticas de hidrólisis. Es resistente al ataque de numerosos barnices eléctricos de uso común. Los barnices de resinas fenólicas y de bases asfálticas causan cierta disminución en la resistencia al choque, pero no afectan su resistencia al desgarro. Los barnices de silicones tienen ningún efecto sobre las propiedades físicas en general.

### 2.1.2.2 PROPIEDADES DEL METANOL

El metanol es líquido incoloro, volátil e inflamable, soluble en agua, etanol y éter en todas sus proporciones. La densidad relativa a 20°C es 0.792, su temperatura de ebullición a una atmósfera es 64.5°C su índice de refracción es 1.329 a 20°C.

Se usa como disolvente y anticongelante, como materia prima para la producción de formaldehído, dimetil tereftalato, metacrilato de metilo, matilaminas, ácido acético, plastificantes, proteínas unicelulares, pesticidas, explosivos.

Es tóxico por ingestión, causa ceguera; su tolerancia máxima permisible en el aire es de 200 ppm.

## 2.2 MERCADO Y DISPONIBILIDAD DE LAS MATERIAS PRIMAS

### 2.2.1 ACIDO TEREFTALICO.1

#### ESCENARIO DE MERCADO.

Este ácido es uno de los productos petroquímicos que mayores exportaciones logra; su uso en México se destina, al igual que el dimetil tereftalato casi exclusivamente para la producción de fibra y película de poliéster.

Existen datos históricos de producción y consumo aparente del TPA, desde el momento en que se instalaron las plantas productoras, sin embargo en la figura 2-2 se muestra la tendencia del consumo desde 1983-1990.

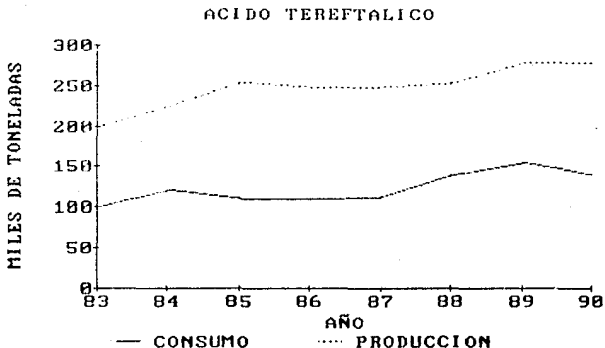


Fig.2-2

#### CAPACIDAD INSTALADA.

Si se analiza la información al respecto desde 1984, se utiliza el 94% de la capacidad instalada para sacar toda la producción, sin embargo el consumo aparente en estos años y hasta 1988 es menor del 50% de la capacidad instalada, ya en 1990 el consumo aparente es mayor que esta capacidad. Desde 1980 casi la mitad de lo que se produce se exporta.

1 Investigación directa, ABR 1990  
Estadísticas de importaciones y exportaciones. SECOFI 1990

## PRODUCCION Y CONSUMO DEL TPA

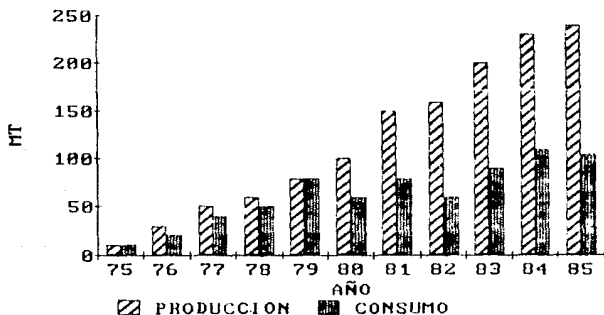


Fig. 2-3

En el año de 1975 se inició en México la producción del TPA y el único año en que la producción llegó a equipararse con el consumo fue en 1979, a partir de 1980 hasta 1987 la producción es aproximadamente el doble del consumo, sin embargo para 1988 y 1989 el consumo aparente ya es más del 50% de la producción. En 1990 se registró un descenso en el consumo siendo de 140 000 T (50% de la producción).

La actual capacidad instalada no ha aumentado desde 1986, siendo de 280 000 T/A <sup>2</sup> sin embargo existen proyectos de ampliación para aumentarla hasta 510 000 T/A, el status muestra que aun está en construcción.

La producción para 1990 ocupó casi el 100% de la capacidad total instalada lo que demuestra que las empresas productoras del TPA están preparadas para satisfacer la demanda a corto plazo.

### IMPORTACION. 2

Debido a que el TPA es producido en México las importaciones no son representativas, desde 1988 a 1990 ya existen registradas importaciones en una mínima cantidad de esta materia prima, (4.0 T para 1990)

<sup>2</sup> Estadísticas de Importaciones y Exportaciones, SICOFI 1990

#### EXPORTACION.

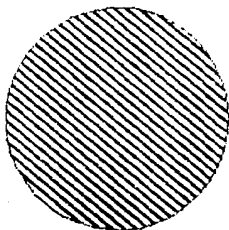
El 50% de la producción total del TPA se destinó a las exportaciones durante 1990

Las cifras de los años anteriores demuestran que las exportaciones han sido el rubro más importante para las empresas que lo producen teniendo, desde 1983 hasta 1987, un valor mayor del 50% de la producción nacional, sin embargo en 1988 y 1989 estas exportaciones bajaron, debido al gran aumento del consumo nacional, para 1990 se registró un ascenso en las exportaciones, volviendo a ser el 50% de la producción.

#### CONSUMO APARENTE.

En la figura 2-4 se demuestra que el consumo nacional del TPA es en su totalidad para fibras sintéticas.

### FIBRAS SINTETICAS



100.0%

Fig.2-4

El consumo nacional representa el 50% de la producción global en el año de 1990 y según la tendencia de crecimiento seguirá aumentando cada vez más, pues la relación con el crecimiento de las aplicaciones de fibras sintéticas es directamente proporcional.

#### EMPRESAS FABRICANTES.

En México existen dos empresas fabricantes del TPA.

- Petrocel.S.A.
- Tereftalatos Mexicanos S.A.

#### PRONOSTICO DE MERCADO.

En base a la estrecha relacion que presenta el consumo del TPA en la industria de las resinas poliester y el avance tecnologico que se presenta en el pais, se permite estimar que la demanda del TPA tendra una expansion acelerada para los proximos años.

Se realiza una proyeccion tanto del consumo como de la produccion del TPA, hasta el año de 1995, año en que se arranca la planta de FET.

Modelo de regresion: logaritmico

ANO	CONSUMO	PRODUCCION
1983	97507.9	212033.69
1984	103824.45	223177.5
1985	110137.75	234321.49
1986	116447.8	245463.0
1987	122754.8	256608.9
1988	129058.6	267752.3
1989	135339.1	278894.5
1990	141656.63	290040.5
1991	147950.9	301184.0
1992	154242.0	312327.3
1993	160529.96	323471.3
1994	166814.8	334615.5
1995	173096.4	345759.3

Conclusion: Se espera producir para el año de 1995 el doble de lo que se consumirá, además para este año se contará con una capacidad instalada de 510 000 ton/año, y la producción representará el 70% de esta capacidad instalada.

## COMENTARIOS DE MERCADO.

Dado que en México para 1995, la demanda de TPA es satisfecha en su totalidad por los productores nacionales no existe participación del mercado internacional, sino por el contrario la producción es tal que permite participar a empresas mexicanas en la satisfacción de la demanda de otros países.

### 2.2.2 DIMETIL TEREFALATO.3

#### ESCENARIO DE MERCADO.

La planta de DMT arranco en forma conjunta con el TPA, en 1975 con una capacidad de 172000 T/año.

Durante 1975 a 1990 ha existido una serie de altibajos tanto en la producción como en el consumo, pero mas aun en este ultimo, observandose el mayor valor del consumo en 1990 (152 641 T), y el valor menor de esta fue en el año de 1981, como se observa en la figura 2-5; la producción si bien ha tenido estos cambios, las fluctuaciones no han sido tan marcadas como en el caso del consumo, logrando tener en toda su historia a excepcion de 1975 mayores cifras para la producción que para el consumo, lo que indica que el mercado nacional es satisfecho totalmente.

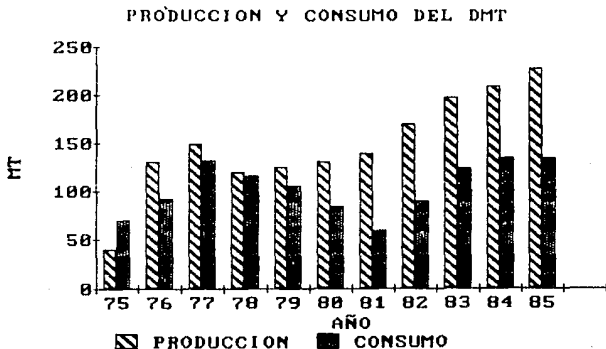


Fig.2-5

3 Se produce en forma conjunta con el ácido tereftálico

## CAPACIDAD INSTALADA.

La capacidad instalada actualmente está dedicada en su mayor parte (96.5%) al uso de fibras sintéticas, el resto es usado para la fabricación de resinas sintéticas, siendo esta capacidad de 272 000 T/A.

Durante 1986 la producción ocupó casi el 100% de la capacidad instalada total, a partir de 1987 a 1989 la capacidad instalada ya no es suficiente para satisfacer la demanda de esta materia prima, es por ello que se tienen datos de importaciones en 1988 y 1989.

En 1990 se arranca la nueva planta con una capacidad de 210 000 T lo que permite tener una capacidad total de 522 000 T., y en este año se registra el valor mayor de la producción del DMT en toda su historia en México. (65% de la capacidad es el que se utiliza)

## DIMETIL TEREFALATO

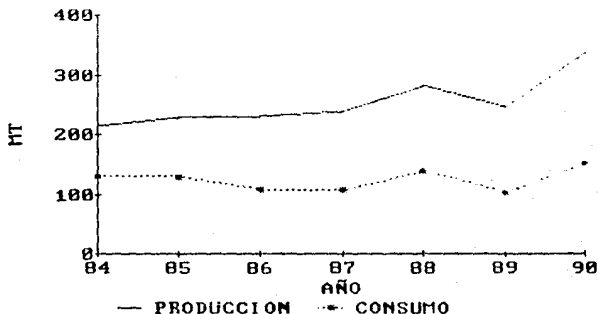


Fig.2-b

## IMPORTACION.

A pesar que en 1989 se sobrepasó el valor de la capacidad instalada en el país, las importaciones que fueron tan solo del 0.003% respecto a lo que se consumió, no se incrementaron para 1990, por el contrario fueron de cero, gracias al aumento de la capacidad instalada en este año.

Cabe mencionar que en toda la historia del DMT es en 1988 y 1989 en los que se registran las únicas importaciones (3 y 6 mil toneladas).

#### EXPORTACION.

Las exportaciones registradas en el periodo comprendido de 1987-1988 tuvieron una tasa de crecimiento del 7.5%, y para 1988-1989 no hubo aumento en las exportaciones, sin embargo en 1990 estas fueron las más altas en toda la historia del DMT.

Las exportaciones representaron en 1990 el 55% de la producción total nacional.

#### CONSUMO APARENTE.

El consumo en su mayor porcentaje es para fibras sintéticas. Este consumo nacional representa el 45% de la producción global en el año de 1990; desde 1978 el consumo ha descendido notablemente hasta 1981, de 1985 a 1987 no se han registrado altas en el consumo nacional, pero es en 1988 en que se registra un fuerte ascenso de este consumo, sin embargo en 1989 el consumo nacional descendió en un 25% respecto al año anterior. En 1990 se registra el más alto consumo nacional del DMT desde 1975.

#### DISTRIBUCION DE CONSUMO.

En la figura 2-7 se demuestra que el consumo del DMT en su mayor porcentaje está destinado a la industria de fibras sintéticas (98.5%) y el resto a resinas sintéticas (1.5%).

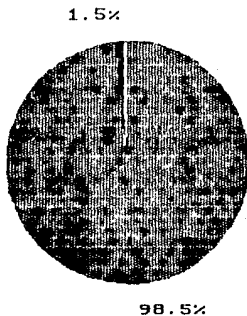


FIG.2-7



## EMPRESAS FABRICANTES.

- Petrocel, S.A. produce DMT, pero no toda su producción es de esta, ya que 60000 T fueron de TPA, desde 1977.

## PRONOSTICO DE MERCADO.

Los datos anteriores demuestran que no existe una clara proyección del DMT, ya que el consumo en algunos años aumenta y en otros disminuye, para la producción si bien se ha visto que en años anteriores se han registrado incrementos, para 1990 la producción, ha aumentado considerablemente.

El proyecto para incrementar la capacidad existente en 210000 T/año más, de la ya existente, ha iniciado operaciones en 1990, esto es lo que ha permitido el aumento en el consumo, en las exportaciones y cero en las importaciones.

### 2.2.3 ETILENGLICOL.<sup>4</sup>

#### ESCENARIO DE MERCADO.

Existen datos históricos del etilenglicol, así mismo de la producción; en cuanto a la capacidad instalada se registra una tasa de crecimiento para el período de 1970-1975 del 17% anual, esta cifra incluye al mono, di y trietilenglicol.

Para el período de 1975-1986 han existido muchos altibajos en el consumo de esta materia y lo mismo ha acontecido en la producción que desde 1984 a 1988, con excepción de 1985 solo se registran datos descendentes. En 1989 y 1990 se registran los valores más altos en la producción de toda la historia del etilenglicol; esto es gracias al aumento de la capacidad instalada registrada en 1989.

### PRODUCCION Y CONSUMO DEL ETG

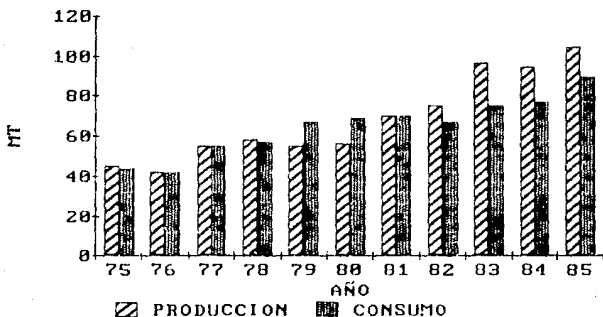


Fig.2-8

En los años de 1979 y 1980 el consumo sobrepasaba a la producción y lo mismo aconteció en 1987 y 1988 por lo que las importaciones en estos dos últimos años fueron sumamente importantes. Sin embargo para 1989 el consumo fue el 68% de la producción y en 1990 fue del 51%. Como se muestra en la gráfica 2-9.

Para 1990 las importaciones disminuyeron considerablemente a las registradas en el 1989 (59%), siendo tan solo de 6546 T.

## ETILENGLICOL

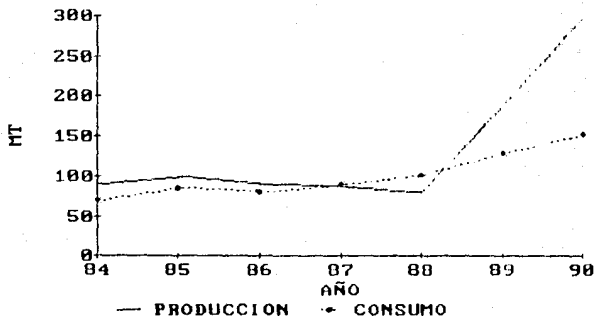


Fig.2-9

### CAPACIDAD INSTALADA.

Los datos desde 1983 a 1988 muestran que esta no varió, siendo de 223000 T/A, sin embargo en 1989 el consumo nacional es 36% de la capacidad instalada. Femex arrancó su planta a finales de 1988 por lo que la capacidad instalada ascendió a un total de 361 800 T/A, para 1989.

### IMPORTACION.

Como ya se mencionó las importaciones han aumentando hasta 1988; y más aún a partir de 1985, sin embargo en 1989 estas descendieron en un 36% respecto al año anterior. Para 1990 se importó tan sólo el 4.1% de los que se consume a nivel nacional.

### EXPORTACIONES.

Las exportaciones han descendido desde 1983, registrándose una mayor disminución en el año de 1988 (48% respecto al año anterior). Sin embargo para el año de 1989 el valor creció considerablemente, aumentando el 90% de lo que se exportó en el año anterior, en 1990 se registra el valor mayor de estas exportaciones desde 1975 representando el 48% de la producción nacional.

#### CONSUMO APARENTE.

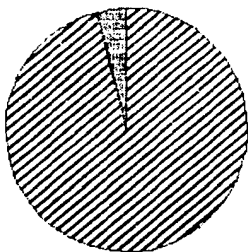
El consumo nacional representa el 51% de la producción global en el año de 1990, esto significa que México satisface su consumo y por ello las importaciones no son significativas, contrario a lo que ocurría en los años anteriores a este; además se cuenta con la capacidad instalada suficiente para satisfacer el consumo nacional.

#### DISTRIBUCION DE CONSUMO.5

La distribución porcentual de la demanda del monoetilenglicol es:

- Producción de fibras.
- Anticongelantes y agentes lubricantes.

#### ANTICONGELANTES (4.0%)



FIBRAS SINTETICAS (96)

Fig.2-10

#### EMPRESAS FABRICANTES.

En México existen cuatro empresas que cuentan con permiso petroquímico para producir etilenglicol.

- Glicoles Mexicanos, S.A. de C.V.
- Industrias Derivadas del Etileno, S.A. de C.V.
- Polioles, S.A. de C.V.
- Petroleos Mexicanos. a finales de 1988 arranco su planta de 135 000 T/año.

#### PRONOSTICO DE MERCADO.

Mexico tienen una produccion suficiente para cubrir su consumo y ademas cuenta con una capacidad instalada muy por encima de lo que se consume a nivel nacional.

Modelo de regresion para el consumo: lineal

ANO	CONSUMO
1990	129 602
1991	139 891
1992	150 181
1993	160 471
1994	170 760
1995	181 050
1996	191 340
1997	201 630
1998	211 920
1999	222 210
2000	232 499
2001	242 789
2002	253 078
2003	263 368
2004	273 658
2005	283 948

#### 2.2.4 CONCLUSIONES

En el caso del TPA la capacidad instalada aumentara en los próximos años a 510 0000, de tal manera que para 1995 si se compara con la producción que sera de 345 759, no existiran problemas para obtener la producción; lo mismo sucede con el consumo que para este año sera de 173 096, la producción sera tal que satisfacara totalmente el mercado mexicano.

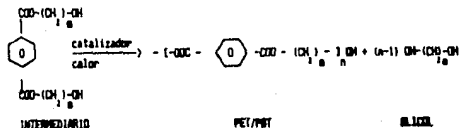
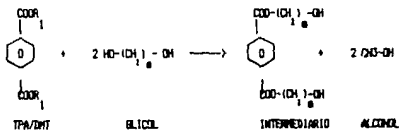
Para el caso del DMT el mercado muestra un comportamiento aleatorio por los altibajos tanto en la producción como en el consumo, sin embargo, el proyecto del incremento de la capacidad benefició a estos como se esperaba, por tal razón para el proyecto del PEI, no se recurrirán a las importaciones de esta materia prima para 1995.

El ETG no presenta problemas ni en la producción ni en la capacidad instalada para los próximos años, esto es gracias al aumento de la capacidad instalada durante 1988 de 361 800 toneladas, por tal razón esta materia prima también se comprará en México.

### 2.3 PROCESOS EXISTENTES

El polietilentereftalato al igual que el polibutilentereftalato grado ingeniería, forman el grupo conocido como resinas poliésteres de tereftalato, porque se derivan del ácido tereftálico o del dimetil tereftalato y se obtienen a partir de una reacción de policondensación.

Este hecho ocasiona que las rutas de procesamiento para obtener las dos resinas sean muy similares. El FETI se obtiene mediante las siguientes reacciones:



Donde las reacciones con  $m = 2$  conducen al PET

$R = \text{CH}_3$  o  $\text{H}$  (DMT o TPA)

$n =$  Número de moléculas

Reacciones con  $m = 4$  conducen al PBT

En virtud a lo anterior, las rutas químicas tecnológicas para obtener el poliéster de ingeniería son:

- \* A partir de dimetil tereftalato y etilenglicol
- \* A partir del ácido tereftálico y etilenglicol
- \* A partir de ácido tereftálico y óxido de etileno.

*[ Kure obtiene el PET a partir del dimetil tereftalato a diferencia de Celanese Neolona que lo obtiene a partir del ácido tereftálico ]*

### 2.3.1 ANALISIS GENERAL DE LAS RUTAS PARA PRODUCIR PET GRADO INGENIERIA

tal como se muestra en la figura 2-11, las alternativas de procesamiento existentes difieren solamente en la primera etapa, en la que se produce el intermediario bis(2-hidroxi-etil)-tereftalato (BHET). En si las operaciones necesarias para obtener el PET grado ingenieria son: prepolimerizacion o transesterificacion, polimerizacion o policondensacion, separacion del solvente y/o subproducto y terminado del polimero o formulacion.

### 2.3.2 RUTA DEL DIMETIL TEREFALATO (DMT) CON EL ETILENGLICOL (ETG)

La primera etapa es la reaccion de transesterificacion:



Para desplazar el equilibrio a la derecha, la reaccion se lleva a cabo en condiciones que volatilicen el metanol, y que pueda eliminarse facilmente de los reactores de transesterificacion. Se emplea usualmente presion atmosferica y una temperatura que va de 160°C (320°F) al inicio de la reaccion, hasta 200°C (392°F) al final de la misma, produciendose el intermediario de bajo peso molecular (6000).



El etilenglicol formado se elimina como vapor conforme avanza la reaccion, y la polimerizacion final se hace usualmente a menos de 1mmHg y a 280°C (536°F), con lo anterior el polimero obtenido tiene un peso molecular que va de 18000 a 20000, aproximadamente. (Esto es lo requerido para PET grado ingenieria)

### 2.3.3 RUTA DEL ACIDO TEREFALICO (TPA) CON EL ETILENGLICOL (ETG)

La reaccion inicial es la transesterificacion:



Nuevamente la reaccion se efectúa bajo condiciones que permiten desplazar el equilibrio a la derecha, volatilizar y eliminar el agua producida; la presion es usualmente mayor a una atmosfera con temperaturas de 200°C-260°C (392°F-500°F).

### 2.3.4 RUTA DEL ACIDO TEREFALICO (TPA) CON EL OXIDO DE ETILENO (OE)

Este proceso involucra la siguiente reaccion:





RUTAS PARA LA OBTENCIÓN DE  
POLIETILENTEREFTALATO (PET).

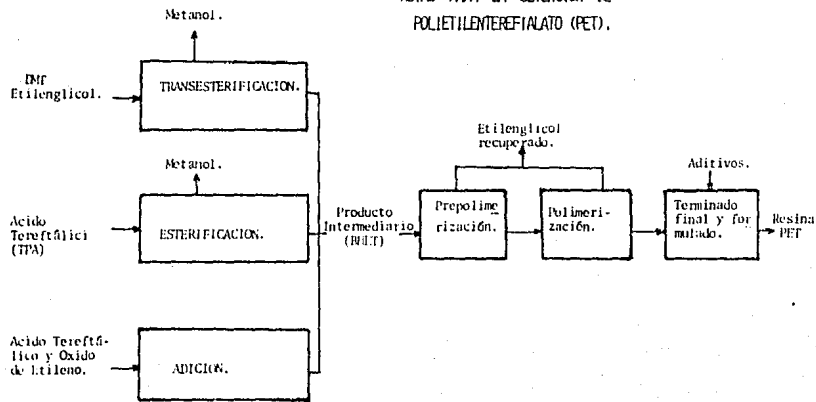


Fig. 2-11

Tal reacción se efectúa en un medio orgánico (usualmente benceno), y utiliza una amina como catalizador (trietanol amina), a una temperatura de 116°C (240.8°F) y presiones superiores a la atmosférica (16 kg/cm<sup>2</sup>). Esta reacción es seguida por la reacción de policondensación:



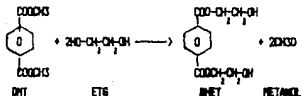
Esta ocurre a una presión cercana a la atmosférica y a una temperatura de 250°C (482°F).

La polimerización y etapas subsiguientes son similares a las de las rutas anteriores. Esta última ruta ha tenido, hasta ahora una aplicación limitada a escala comercial.

### 2.3.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE PET A PARTIR DEL DMT-ETG.2

#### PROCESO CONTINUO

El DMT se introduce por medio de un alimentador de tornillo al fundidor (con vapor) de DMT, de aquí se bombea al domo del reactor de transesterificación. El ETG de almacenamiento se calienta y pasa al tanque mezclador donde se mezcla con los catalizadores, el efluente de este mezclador pasa al reactor de transesterificación donde tiene lugar la siguiente reacción:



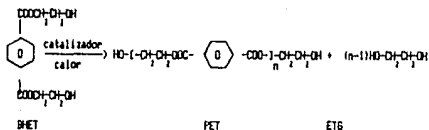
La relación de alimentación ETG-DMT es de 1.9:1.

El metanol producido en la reacción se recupera en el domo de la columna de metanol. Por el fondo de la misma se obtiene una corriente que contiene principalmente etilenglicol, y algo de metanol, que retorna al reactor de transesterificación.

La corriente que sale del fondo de los reactores de transesterificación se envía a la sección de policondensación. Estos reactores operan a una presión hasta de 0.5 mm Hg y una temperatura desde 235°C hasta 280°C (455°F a 536°F).

Es estos reactores se obtiene el ETG por la parte superior, el cual se recupera. Con lo anterior se obtiene un polímero de peso molecular aproximado de 20000. La reacción de polimerización es la siguiente:

2 "Encyclopedia of Polymer Science and Technology",  
Consiglio Petroquímico Mexicano; "Filiations de Tecnología".



El polimero se envia a manejo de efluentes y formulacion final.

#### PROCESO INTERMITENTE

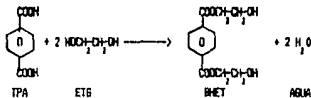
Es muy similar al anterior solo que en este se realiza una disolucion del ETG y oxido de titanio y es calentado agregandose entonces el DMT solido agitando vigorosamente.

La corriente que sale del tanque se pasa al tren de reactores de la transesterificacion, no es necesario la inclusion de la columna de destilacion pues el metanol sale facilmente de la reaccion a temperaturas menores, que en el proceso continuo.

#### 2.3.6 DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA OBTENCION DE PET A PARTIR DEL TPA-ETG.3

En la figura 2-12 se muestra un esquema simplificado de las secciones de produccion del bis (2 hidroxietil)-tereftalato (BHET) del proceso para obtener el PET.

El proceso inicia al introducir el TPA mediante alimentadores tipo tornillo al primer reactor en los que se produce el BHET, junto con el ETG, el cual se precalienta hasta una temperatura de 232°C (450°F), antes de su entrada a dichos reactores, en los reactores la presión requerida es de 4.5 Kg/cm<sup>2</sup> y se efectúa la siguiente reaccion:



Para que se lleve a cabo la reaccion, la mezcla debe ser agitada y a una temperatura de 465°C (869°F) a 500°C (932°F).

Conforme avanza la reaccion el agua formada se separa en forma de vapor junto con algo de ETG, parte de este ETG se separa y recircula al reactor.

OBTENCION DE PEI A PARTIR DE TPA Y ETILENGLICOL.

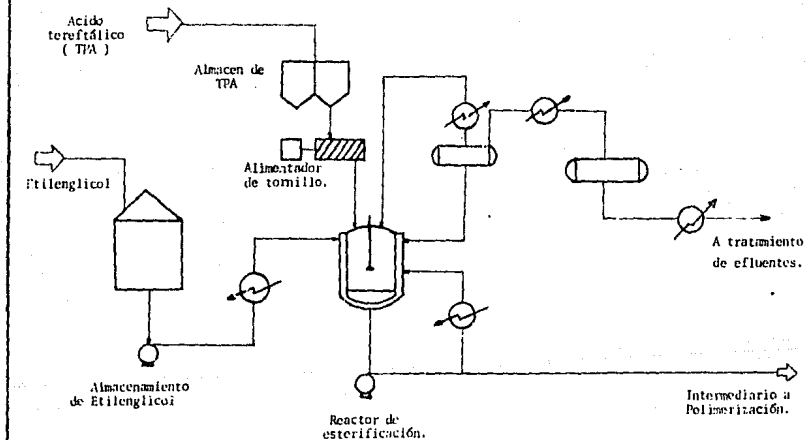


Fig. 2 - 12

El producto formado se envia a la seccion de prepolimerizacion, y despues se envia a otra seccion en la que se trabaja a vacio de 1 a 5 mm Hg y 285°C (545°F), en donde el exceso de glicol es eliminado, saliendo un poliester de bajo peso molecular que entra a otro polimerizador. Despues de lo anterior se continua en forma similar a como ocurre en el proceso de DMT.

En este proceso existe el inconveniente del TPA que no es ampliamente disponible en forma pura. Se puede alcanzar substancialmente un ahorro en materia prima usando el TPA en vez del DMT para la esterificacion.

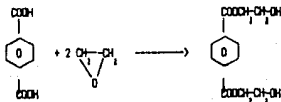
La Goodyear & Rubber Co., encontro que en este proceso se usa cerca del 15% menos de TPA en relacion al DMT para producir el mismo polimero, siendo los costos de proceso muy similares.

### 2.3.7 DESCRIPCION DEL PROCESO PARA OBTENER PET A PARTIR DE ACIDO TEREFALICO-OXIDO DE ETILENO.4

En la figura 2-13 se muestra la fraccion del diagrama de flujo de proceso correspondiente a la seccion de reaccion entre el oxido de etileno y el TPA. El TPA grado fibra se introduce a traves de los alimentadores de tornillo a un tanque de mezclado al que se agrega ademas, benceno de reposicion y una mezcla de oxido de etileno-benceno de recirculacion, junto con el catalizador (trietanolamina); la mezcla en emulsion formada se alimenta al reactor de acido tereftalico-oxido de etileno. Una parte adicional de oxido de etileno se agrega directamente del almacenamiento.

El reactor utilizado es un tanque agitado provisto de una chaqueta y de unas bobinas internas de enfriamiento para remover el calor de reaccion.

Las condiciones de reaccion son temperatura de 116°C (239°F) y una presion de 16 Kg/cm<sup>2</sup>, con un tiempo de residencia de cerca de 100 minutos. La reaccion principal es:



En la chaqueta del reactor se evapora benceno (enfriando la reaccion), cerca del 60% del TPA se transforma en BHET. El efluente del reactor se pasa a traves de un evaporador para eliminar la mayor parte de oxido de etileno y benceno remanentes, para enviarse posteriormente a un segundo reactor en donde se produce la reaccion:

4 Esta ruta de obtencion del PET grado ingenieria sólo se ha llevado a cabo a nivel laboratorio

OBTENCION DE PET A PARTIR DE TPA Y OXIDO DE ETILENO.

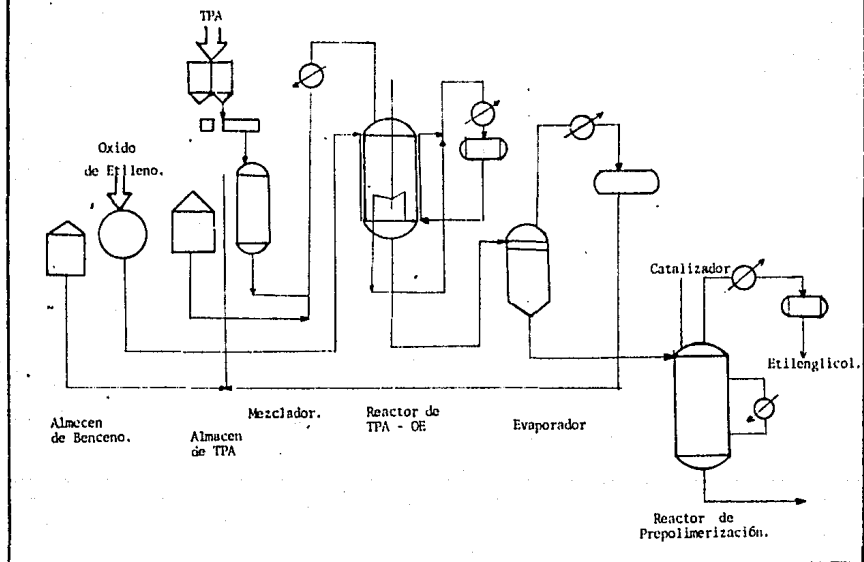
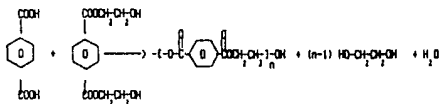


Fig. 2-13



Este segundo reactor trabaja a una temperatura de 250°C (482°F) y una presión de 1 Kg/cm<sup>2</sup> y tiene un tiempo de residencia aproximado de dos horas, el prepolimero producido hasta este momento, con un peso molecular promedio de 2000 pasa a la sección de polimerización y el proceso continua en forma similar al de DMT. Como se menciona, este proceso no se ha implementado a escala comercial.

## 2.4 ANALISIS TECNICO.

El analisis tecnico determina cual de las tres rutas tecnologicas existentes es la mejor.

Las rutas de procesamiento para obtener PET grado ingenieria son:

- A partir de DMT y etilenglicol.
- A partir del TPA y etilenglicol.
- A partir del TPA y oxido de etileno.

Las tres rutas difieren solamente en la primera etapa, en la que se produce el intermediario bis (2- hidroxi-etil) tereftalato, (BHET) las restantes etapas son semejantes, polimerizacion, separacion del solvente y/o producto, ademas del terminado del polimero y formulacion.

Por lo anterior sólo se hace el analisis para la primera etapa en cada opcion.

### 2.4.1 ALTERNATIVAS

A) DMT + 2 ETG ~~=====~~ BHET + 2 Metanol

#### CONDICIONES DE REACCION:

- \* Presion : atmosférica
- \* Rango de temperatura : 160°C-200°C (320°F-392°F)
- \* Tiempo de reaccion : 2-4 horas.
- \* Catalizador : acetato de cobalto
- \* Conversion : 99% respecto al DMT.

B) TPA + 2 ETG ~~=====~~ BHET + 2 H<sub>2</sub>O.

#### CONDICIONES DE REACCION:

- \* Presion : 4.5 kg/cm<sup>2</sup>
- \* Temperatura : 200°C-260°C (392°F-500°F)
- \* Tiempo de reaccion : 4-6 hr
- \* Catalizador : acetato de zinc.
- \* Conversion : 95%

C) TPA + 2 Oxido de etileno ----- BHET.

#### CONDICIONES DE REACCION:

- \* Presion : 161g/cm<sup>2</sup> = 15.48 atmosferas
- \* Temperatura : 116°C (241°F)
- \* Tiempo de reaccion : 3.30 horas.
- \* Medio de reaccion : orgánico usualmete benceno.
- \* Catalizador : trietanol amina.
- \* Conversion : 60%.



#### 2.4.2 ANALISIS

CONCEPTO	ALTERNATIVAS			ESCALA DE COMPARACION	CRITERIO
	A	B	C		
Presión	10	7	5	0-10	Pres. hasta 1000lb/in <sup>2</sup> Vacío hasta 200 mm Hg.
Temperatura	5	3	8	0-10	Tambiente Tambiente Tambiente
tiempo de reacción	4	2	4	0-10	tiempo bajo
Catalizador	8	8	1	0-10	Catalizador no venenoso o corrosivo
Conversion	8	7	1	0-8	10% alto 50% medio 50% bajo
Medio	5	5	0	0-5	No se requiere
Disponibilidad de materia prima	5	5	5	0-6	Hay disponibilidad
Subproductos	5	4	5	0-5	No tener subproductos y si no, subproductos que no sean desechos
Tratamiento de efluentes primarios	1	1	3	1-5	No requerir de tratamiento
Toxicidad de reactivos	3	1	1	0-5	No tóxicos
<b>TOTAL</b>	<b>54</b>	<b>43</b>	<b>33</b>	<b>73</b>	

El criterio seguido es el siguiente:

Se considera la mas alta puntuacion para sistemas que trabajan a presión atmosférica, un valor medio para los que trabajan a presión arriba de la atmosférica, hasta 1000 lb/in<sup>2</sup>, y la mas baja para sistemas que trabajan a vacío, hasta 200 mm Hg. En la temperatura se dan valores altos para sistemas que trabajan a la temperatura ambiente, menor para los que trabajan a temperatura mayor que la ambiente, hasta 195 °C (383°F) (vapor saturado de 14 kg/cm<sup>2</sup>), y menor para temperaturas menores a la del ambiente. El tiempo de residencia debe ser bajo.

Para el catalizador se evalúa con el mayor valor aquellos sistemas que no usan catalizadores venenosos o corrosivos. Para los anteriores factores se toma la escala de 0-10 ya que se consideraron de mayor importancia.

La puntuación establecida menor es para la disponibilidad de las materias primas, así como el medio de la reacción, teniendo un valor mayor para sistemas en los que no se requiere de este, es preferible sistemas en los que no existan subproductos y si los hay que no sean difíciles de separar y que no sean tóxicos ni venenosos para la reacción, así mismo los reactivos no deben ser tóxicos ni venenosos.

#### 2.4.3 CONCLUSION DEL ANALISIS TECNICO.

Los resultados demuestran que la opción del TPA y óxido de etileno es la menos factible esto es por el hecho de que la reacción se efectúa a presiones muy por encima de la atmosférica, además de que la conversión de esta reacción es muy baja, alrededor del 60%. Otro problema que se presenta es que se requiere de un medio de reacción, en este caso benceno de reposición y se usa un catalizador altamente corrosivo como el trietanol amina. Los valores altos en esta opción fueron por la temperatura de reacción que no es muy alta respecto a las demás alternativas, además de que no hay formación de subproductos y por ende no hay que separar, así como la disponibilidad de la materia prima.

Para la opción A, se obtuvo el valor más alto, en esta opción se dio un valor bajo para el tiempo de reacción ya que este es alto, el catalizador usado no es corrosivo ni venenoso por lo que obtuvo un valor alto, hay subproductos en la reacción y para separarlos se usa una columna, pero sin embargo en este concepto no se dio un valor bajo debido a que el metanol puede purificarse y usarse para otros fines; en el caso del tratamiento de la materia prima, el valor dado fue bajo ya que se requiere de un calentamiento previo del ETG y la fusión del DMT antes de mezclarse.

En general este proceso requiere de temperaturas no tan altas y las eficiencias obtenidas son sumamente altas.

La opción B resultó también ser una buena ruta tecnológica, lo que contribuyó a ello fue la conversión de la reacción, el subproducto obtenido que es agua, los bajos puntos fueron porque se requiere de altas temperaturas de reacción y de catalizador, por el tratamiento previo de la materia prima, así como el tiempo de reacción, la toxicidad y difícil manejo de la materia prima.

La ruta técnicamente superior a las demás fue la que parte del dimetil tereftalato y etilenglicol, aunque la diferencia no es muy alta respecto a la que parte del TPA y ETG; para seleccionar el proceso de obtención del PET, en este trabajo, se realizará la comparación económica entre estos dos procesos.

La opción C no se ha implementado a escala comercial por lo que al hacer el análisis económico de las rutas no se analizará esta opción por no contar con datos de consumo unitarios ni costos asociados al mismo.

## 2.5 SELECCION ECONOMICA DEL PROCESO PARA LA OBTENCION DE PET GRADO INGENIERIA.

### 2.5.1 COMPARACION ENTRE LOS PROCESOS PARA LA OBTENCION DE PET

Como se menciono anteriormente, el proceso que parte de TPA y oxido de etileno tiene una aplicacion a escala comercial limitada, por lo que en este punto solo se hara la comparacion entre los dos procesos restantes.

Dado que los dos procesos analizados ademas de presentar una complejidad tecnologica similar, dan como resultado un producto con caracteristicas similares, el criterio de seleccion determinante sera el economico.

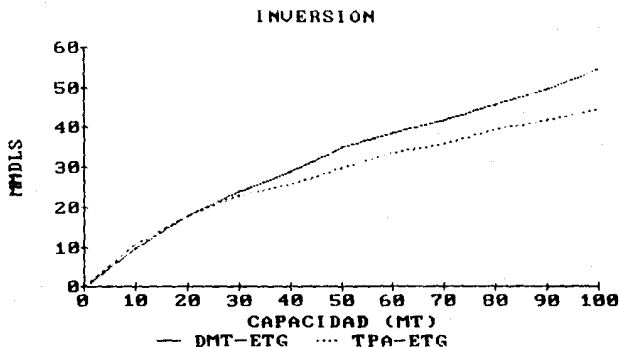


Fig.2-14

En la figura 2-14 se muestra los montos de inversion requeridos en la instalacion de una planta de PET que utiliza los procesos de ETG con DMT o ETG con TPA. Como puede observarse, la inversion, para una planta que parte del DMT como materia prima, resulta entre un 3 y un 21% mas elevado, dependiendo de la capacidad instalada. Aunque como se desprende de la misma grafica, la diferencia con respecto al proceso que parte del TPA se hace significativa solo a capacidades mayores a 35 o 40 mil toneladas.

### COSTOS DE PRODUCCION

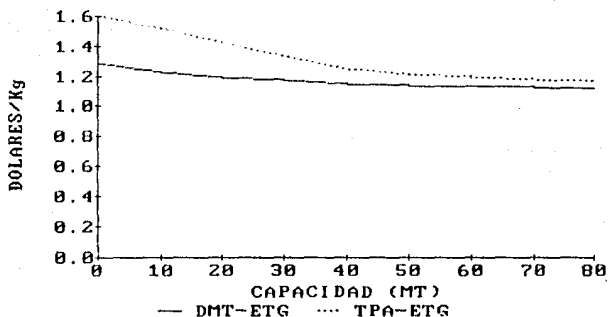


Fig.2-15

Por otro lado, en la figura 2-15 se comparan los costos de producción de los procesos que parten de DMT y TPA, en ella se observan que los costos de producción en el proceso que parte del DMT resultan menores entre un 8 y 23% con respecto a los asociados al proceso del TPA.

## 2.6 - SELECCION DEL PROCESO PARA LA PRODUCCION DEL PET

En base al estudio de la disponibilidad de las materias primas, al analisis técnico-económico de las rutas para la obtención del FET grado ingeniería, se selecciono la ruta que parte del dimetil tereftalato-etilenglicol.

No existe problemas para la disponibilidad del ETG gracias a la ampliación de la capacidad instalada, y lo mismo acontece para el DMT; en cuanto a la parte técnica, la presión de trabajo, el tipo de catalizador y la alta conversión la hacen ser la mejor ruta.

Así mismo por la comparación económica, se concluye que para capacidades menores o iguales a las 35 mil toneladas para el año de arranque de la planta, resulta la mejor opción tecnológica para la producción de FET grado ingeniería. A capacidades mayores a esta se requiere de un análisis más detallado a fin de ponderar adecuadamente el mayor costo de inversión y menores costos de producción del proceso de DMT con el menor costo de inversión y mayores costos de producción del proceso que parte del TFA.

Por el análisis técnico resulta ser esta la mejor opción.

## 2.7 GENERALIDADES DEL PROCESO SELECCIONADO

El proceso para la obtención del PET grado ingeniería a partir del DMT y ETG, puede realizarse en forma intermitente o en forma continua.

### 2.7.1 PROCESO INTERMITENTE.

La parte más importante en el proceso intermitente es la etapa de transesterificación, la cual se lleva a cabo a bajo punto de ebullición de glicol, sin columna de reflujo, el metanol sale fácilmente de la reacción a una temperatura menor.

La desventaja de este proceso es la sublimación del DMT, si no se incluye esta columna de reflujo, y ocasiona obstrucción en los condensadores y tubos de salida.

El factor importante en el proceso intermitente es el método de disolución usado, el tanque que contiene ETG y óxido de titanio en suspensión es calentado y al empezar a agregar DMT sólido debe de agitarse vigorosamente; la disolución se desarrolla de 3 a 6 horas para disolver una cantidad de 1000 Kg. de DMT entre 150°C a 160°C (302°F a 320°F).

La desventaja de esta disolución es que la transesterificación no es completa y el TiO puede aglomerarse en la solución.

La relación de alimentación de ETG a DMT es 1-2.2 molar

### 2.7.2 PROCESO CONTINUO

El proceso continuo se lleva a cabo durante la transesterificación a la temperatura de ebullición del ETG, en este proceso es necesario una columna de reflujo, la cual retorna el ETG a la mezcla reaccionante. El método es preferido en la producción a gran escala. Como en el proceso intermitente el sublimado del DMT ocurre de la misma manera, pero ahora se recoge en la parte inferior de la columna, en la cual se lava junto con el metanol y más tarde regresa al seno de la reacción arrastrado por el ETG. Inicialmente la fracción de DMT es del 10% de la cantidad de reflujo, además existe la posibilidad de formar diglicoltereftalato, pero este valor se reduce progresivamente.

La introducción de la columna permite llevar a cabo la reacción a altas temperaturas, por ello el tiempo de reacción disminuye, este es un factor muy importante en el método, pues da como consecuencia mayor pureza al policondensado.

El método de fusión del DMT, es usado en este proceso y consiste en fundir el DMT separado del ETG, las dos corrientes en forma líquida debe converger en el primer reactor de transesterificación, esta fusión presenta las siguientes ventajas:

- a) La solución DMT-ETG se forma rápidamente.
- b) El fundido de DMT alcanza una estabilidad en el punto de fusión.
- c) El tiempo de residencia del DMT-ETG en los reactores es corto, y los tiempos de reacción cortos mejoran el producto en esta etapa.

### 2.7.3 VENTAJAS DEL PROCESO CONTINUO SOBRE EL INTERMITENTE

El proceso continuo es generalmente más económico que el intermitente, debido a que se puede automatizar más fácilmente, además de que se obtiene un producto 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 bien disuelto DMT en el ETG caliente. El método de fusión es superior al del método de disolución empleado en el proceso intermitente.

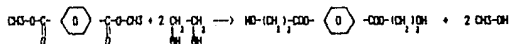
De acuerdo a Zimmer (24) la polimerización continua permite usar relaciones de ETG a DMT menores que en la polimerización intermitente, con ahorro adicional en materias primas.

En el proceso continuo se puede eliminar equipo para la producción de hojuelas, de secado y refundido evitando pérdidas del polímero de 4%-5%, que se tienen en el proceso intermitente.

### 2.7.4 ETAPA DE TRANSESTERIFICACION

La transesterificación es una reacción de intercambio ester es decir, un alcohol desplaza a otro alcohol de un éster, esta degradación se denomina transesterificación, la transesterificación es catalizada por ácidos o bases.

La transesterificación es una reacción de equilibrio, y para poderlo desplazar hacia la derecha es necesario de un gran exceso del alcohol cuyo éster es el que se quiere o bien eliminar alguno de los productos de la mezcla reaccionante. Para el caso del PET la reacción se lleva a cabo entre un diol y un diéster para producir un nuevo diéster con el correspondiente alcohol.



### CARACTERISTICAS DE LA TRANSESTERIFICACION.1

Esta etapa es la más importante en la manufactura del PET, pues decide el curso de la reacción, los factores a controlar son:

- \* Pureza de la materia prima
- \* Temperatura
- \* Cantidad y tipo de catalizador o mezclas catalíticas
- \* Exceso de ETG
- \* Presencia de TiO<sub>2</sub>

(24) Ver bibliografía  
1 Características basadas en la experiencia industrial



## EXCESO DE ETG

Como se mencionó el exceso de ETG permite que la reacción se desvía del equilibrio a la reacción de glicol-éster; la desventaja de tener un gran exceso ocasiona que se alargue el tiempo de reacción, debido a la destilación del ETG.

El exceso adecuado según la práctica industrial es de 50% del ETG en la reacción de transesterificación.

## TEMPERATURAS DE OPERACION

La reacción de transesterificación ocurre a 160°C (320°F), en presencia de catalizadores adecuados. Industrialmente las altas temperaturas son necesarias para disolver el DMT no disuelto y estas ejercen una influencia más favorable en la reacción.

La temperatura de reacción es determinada por el proceso técnico empleado, el proceso continuo ofrece la ventaja de utilizar una columna de destilación lo que permite alcanzar temperaturas mayores a las que se tendrían si no se utilizase esta. En la práctica industrial se alcanza una variación de temperatura de 160°C (320°F) a 200°C (392°F), esta última temperatura arriba del punto de fusión del DMT 141°C (285.8°F), y del punto de ebullición del ETG 197 °C (386.6°F). El tiempo para alcanzar esta temperatura depende de la cantidad y tipo de catalizador usado, así como de la disposición técnica del equipo.

La reacción de transesterificación procede lentamente a temperaturas de 160°C (302°F) a 175°C (347°F), la velocidad de reacción adecuada se logra arriba de 175°C, en la que tiene un completo desprendimiento de MOH; a la temperatura de ebullición del ETG hay un intercambio ester rápido. En las gráficas 2-16 a la 2-20, se observa el curso del intercambio ester a diferentes temperaturas utilizando una mezcla determinada de catalizador (30).

## CATALIZADORES

El catalizador a usar debe tener las siguientes características:

- \* Permitir que tanto la transesterificación como la policondensación se efectúen en tiempos cortos
- \* No promover reacciones laterales
- \* Asegurar altas viscosidades y altos puntos de fusión, para dar un producto de condensación claro
- \* Tener buena solubilidad
- \* No debe estimular las degradaciones térmicas del poliéster fundido de alta viscosidad

El catalizador o mezcla de catalizadores es útil tanto en la transesterificación como en la policondensación.

El estudio de las mezclas catalíticas fue iniciado en Inglaterra por ICI

Jamer G. Cook, J.T. Dickson y J.R. Whitfield (30) determinaron que la reacción de transesterificación puede ser facilitada por el uso de un catalizador metálico con concentraciones que van de 0.025% a 0.1% en peso, como el Li, Na, Ca, Be, Mg, Zn, Cd, Al, Cr, Mo, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Ag, Hg, Sn, Pb, Bi, Sb, Pt, Pd, así también por un borato o un carbonato alcalino, sin embargo industrialmente no han logrado tener importancia debido a su pobre distribución en la mezcla reaccionante. F. Izard (11) y Billica (27), determinaron que los óxidos se comportan más favorablemente, el primero recomienda usar de 0.005 a 0.1% de PbO, mientras que el segundo recomienda el 2% de Sb<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, este óxido es agregado para acelerar la velocidad de reacción en policondensación y sin interferir necesariamente en la etapa de transesterificación.

Todo lo anterior sirvió como estudio para Hotrichter (6), el cual recomienda usar un acetato de cobalto de 0.005 a 0.15% junto con Sb<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Los óxidos se comportan más favorablemente que los metales, como el MgO, PbO, Sb<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Cuando se usan óxidos es conveniente incluir acetatos como el de cobalto, zinc, plomo, cadmio y manganeso, ya que estos poseen buena solubilidad y tienen tanto en la transesterificación como en la policondensación fuerte efecto catalítico; con excepción del plomo todos los anteriores dan productos de condensación claros.

Es importante determinar la cantidad de catalizador ya que si es un porcentaje muy bajo respecto a la cantidad de DMI la reacción de transesterificación será muy lenta y no completa.

Por otro lado los acetatos de cobalto, zinc, manganeso y cadmio, ejercen buenos efectos catalíticos durante la transesterificación, sin embargo cuando la reacción es prolongada, estos favorecen reacciones laterales.

En la gráfica 2- 17 se observa el curso del desprendimiento de metanol durante el intercambio éster como una función de la concentración del catalizador a temperatura constante.

En la práctica se usan mezclas de catalizadores, estas mezclas logran una suficiente actividad catalítica durante la transesterificación y además son capaces de acelerar adecuadamente la reacción de policondensación, ejemplos de estas mezclas:

- \* Acetato de cobalto - óxido de plomo
- \* Acetato de cobalto - trióxido de antimonio
- \* Acetato de manganeso - trióxido de antimonio
- \* Óxido de manganeso - óxido de zinc
- \* Óxido de manganeso - óxido de plomo

Una característica muy importante del catalizador es que permite un buen comportamiento térmico del políester, los diferentes catalizadores usados muestran variaciones las que se pueden observar por la determinación de los grupos ácidos en las colas de las cadenas; los catalizadores que permiten un buen comportamiento

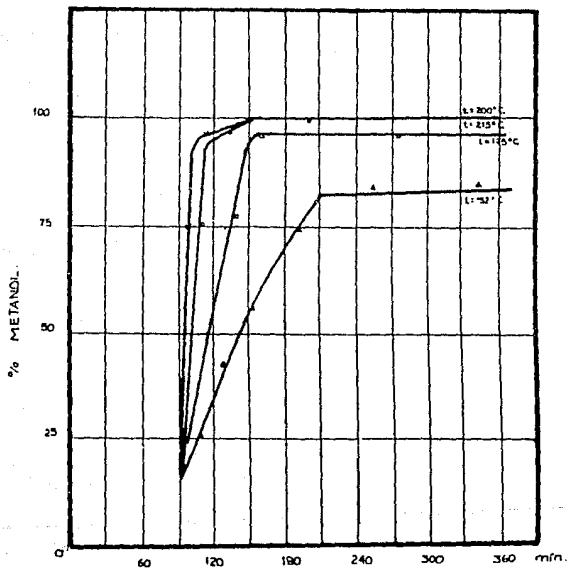


Fig. 2-16

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

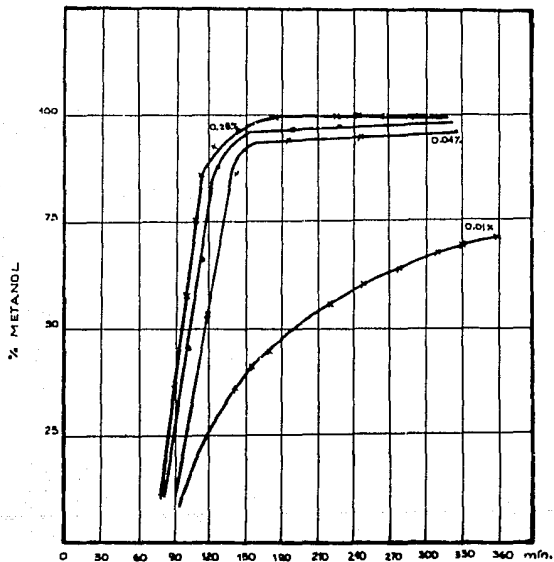


Fig. 2-17

Curso de desprendimiento de metanol durante el intercambio ester a 200°C como una función de la concentración del catalizador (CH<sub>3</sub>COO) Zn + PbO

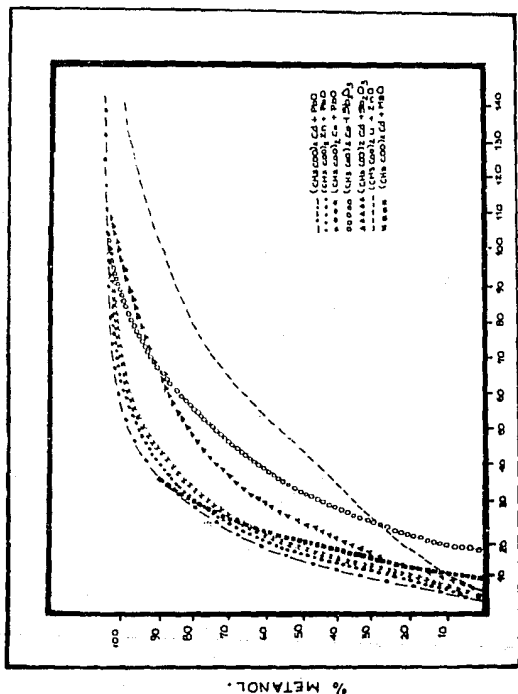


Fig. 2-18

Curso de desprendimiento de metanol durante el intercambio ester a 200°C como una función del catalizador empleado, con una concentración del 0.14%

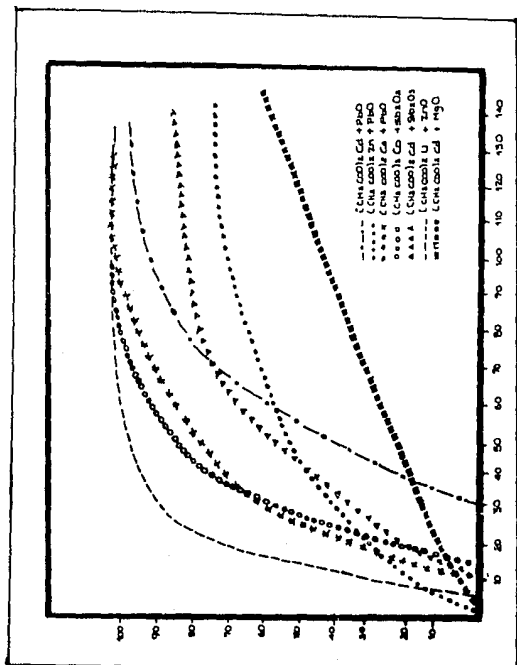


Fig. 2-19

Curso de desprendimiento de metanol durante el intercambio ester a 200°C como una función del catalizador empleado, con una concentración del 0.14%.

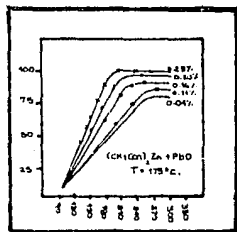
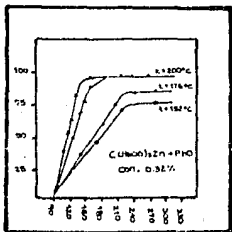
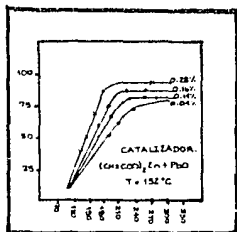
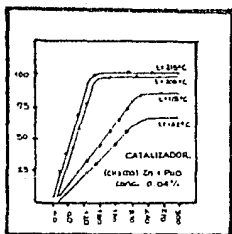


Fig. 2-20

% de metanol destilado en función de la temperatura y en función de la concentración del catalizador

termico del poliester son los compuestos de plomo, antimonio, manganeso, cobalto, y por el contrario los compuestos de zinc y cadmio no favorecen este comportamiento. El  $Sb_2O_3$  requiere altas temperaturas, y agregarse despues de la transesterificacion para lograr una buena conversion en la reaccion.

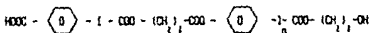
Existen muchos mas catalizadores que pueden usarse para la reaccion de obtencion del PEI como hidroxidos alcalinos y alcalino terrosos como compuestos aluminatos como los complejos de titanio y zirconia en el que los grupos arilo y alquilo sirven de ligando.

En la grafica 2-20 se muestra el curso del desprendimiento de metanol en la transesterificacion en funcion de la temperatura y en funcion de la concentracion del catalizador.

En la etapa de transesterificacion se pueden presentar algunos problemas como la formacion de oligomeros y las reacciones laterales.

#### FORMACION DE OLIGOMEROS

Segun estudios realizados por Zahn (31) y colaboradores se forman otros productos en el proceso de transesterificacion que son los oligomeros estos son intermediarios de bajo peso molecular que poseen la siguiente estructura:



n de 1 a 4

Se ha comprobado que estos oligomeros no obstruyen la reaccion de transesterificacion ni la de policondensacion, su formacion es en una cantidad aproximada del 1.5% en peso del polimero.

OLIGOMERO	PUNTO DE FUSION
Monomero	191°C
Dimero	167°C
Trimero	200-202°C
Tetramero	220°C

I. Goodman y B.I. Nesbit (32), determinaron que en muestras normales del polimero existian oligomeros ciclicos y la existencia de estos puede deberse a:



- 1- Por la ciclización de los correspondientes oligómeros lineales
- 2- Por un proceso de ciclopolimerización procedente del final de las cadenas
- 3- Por reacciones de eliminación que ocurren al azar en grupos ésteres de las cadenas poliméricas.

Ross, Colburn, Leach y Robinson (50), tomaron en cuenta los pesos moleculares de estos oligómeros cíclicos pudiendo determinar su estructura.

#### TIPOS DE OLIGOMEROS CÍCLICOS

TIPO	PUNTO DE FUSION	Í PESO DEL POLIMERO
C <sub>30</sub> H <sub>24</sub> O <sub>12</sub>	314-316°C	1.4
C <sub>40</sub> H <sub>32</sub> O <sub>16</sub>	225-229°C	0.11
C <sub>50</sub> H <sub>40</sub> O <sub>20</sub>	247-250°C	0.03

#### REACCIONES LATERALES

La condición más importante que debe alcanzar la reacción de transesterificación es el desprendimiento cuantitativo de metanol. Cuando los grupos remanentes no cambian y por ende no eliminan metanol bloquean el crecimiento de las macromoléculas causando rupturas en las cadenas.

Esto puede ser debido a una oxidación por lo que se usa nitrógeno libre de oxígeno u otro gas inerte que se hace pasar sobre esta reacción.

La reacción lateral más notable es aquella en la que se forman éteres glicólicos, debido a la acción de algunos catalizadores; sin embargo pueden ser retrazados por otros catalizadores.



El agua liberada en la reacción de transesterificación originada por la reacción lateral puede influir ampliamente, pero es fácilmente destilada con el metanol.

En contraste cuando la policondensación da un aumento adicional de grupos ésteres glicólicos, entonces hay posibilidad de reacciones de degradación debidas a la formación de grupos ácido, los cuales pueden influir en el grado de polimerización, punto de fusión y viscosidad.

## AGENTE DESLUSTRANTE

El agente para deslustrar es el óxido de titanio y debe de tener características estrictas como el tamaño de las partículas de  $TiO_2$

que debe estar en un rango de 500 y 1000 micrones, por tal especificación es necesario emplear un molino de piedras.

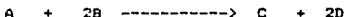
También es posible usar el óxido de titanio en forma de pasta manufacturada para procesar poliésteres a deslustrar. La cantidad de óxido de titanio añadida depende del efecto deslustrante requerido pero en general esta adición está entre el 0.1 y el 0.6% en peso en relación al DMT.

### 4.7.5 CINÉTICA DE TRANSESTERIFICACION

Las investigaciones realizadas por Griehl y Schnock (23), los llevó a afirmar que la reacción de transesterificación así como la de policondensación son reacciones de primer orden, considerando la reacción homogénea, trabajaron a una temperatura de 365°F (185°C) y con un catalizador que fue acetato de plomo con una concentración de 1.388 (10)<sup>-3</sup> mol/l, y una concentración inicial de DMT de 2.65 mol/l. Los resultados fueron los siguientes:

TIEMPO minutos	DSCM al	E mol/l	Cao - E	ln(Cao/Cao-E)	k minutos <sup>-1</sup>
7.5	9.8	0.540	2.11	0.232	0.03099
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:



Como la reacción de transesterificación es de primer orden, se tiene:

$$-\frac{dC_A}{dt} = kC_A C_B$$

$C_A$  = Concentración de DMT

$C_B$  = Concentración de ETG

Como el ETG está en exceso  $K = kC_B$

$$-\frac{dCa}{dt} = kCa$$

integrando

$$-\ln \frac{Ca}{Ca_0} = k t$$

$$\ln \frac{Ca_0}{Ca} = k t$$

$$Ca = Ca_0 - E$$

$$\ln \frac{Ca_0}{Ca_0 - E} = k t$$

Gráfica:

### ORDEN DE LA REACCION

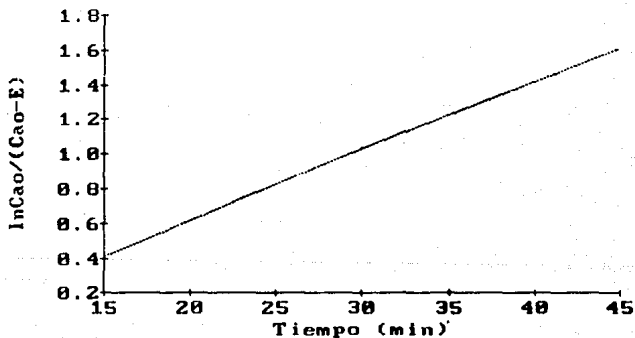


Fig. 2-21

Para comprobar el valor de la constante, se realizó el método gráfico:

$$r = k \cdot Ca^n$$

$$-\frac{dCa}{dt} = k \cdot Ca^n$$

$$Ca = Ca_0 (1-x)$$

derivando esta ecuación con respecto al tiempo:

$$-\frac{dCa}{dt} = Ca_0 \frac{dx}{dt}$$

$$Ca_0 \frac{dx}{dt} = Ca_0^n k (1-x)^n$$

$$\frac{dx}{dt} = Ca_0^{n-1} k (1-x)^n$$

$$k' = Ca_0^{n-1} k$$

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

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

Con esta ecuación se obtienen los siguientes resultados:

mol/l	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	3.91
1.378	0.518	0.482	0.733	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

Graficando:

### CONSTANTE DE REACCION

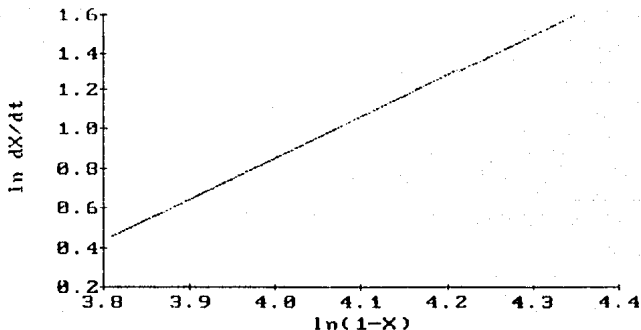
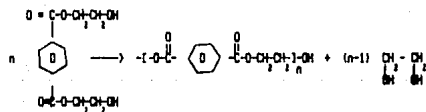


Fig. 2-22

Siendo la constante de la reacción  $K = 0.065 \text{ min}^{-1}$

#### 4.7.6 POLICONDENSACION

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



A la policondensación también se le llama Polimerización por reacción en etapas

## CONDICIONES DE LA POLICONDENSACION

Existen diversos factores que son decisivos para poder alcanzar PET de alto grado, considerando que la reaccion de transesterificacion es completa, estos factores son:

- Temperatura de reaccion
- Vacio logrado
- Tipo y forma del recipiente
- Concentracion y tipo de catalizador usado

### TEMPERATURA

La temperatura de reaccion determina la duracion de la reaccion de policondensacion, si la temperatura es incrementada tambien lo hara la velocidad de policondensacion, sin embargo existe un rango de trabajo a escala industrial, este es de 518°F a 535°F ya que en este se alcanza un mayor grado en la policondensacion.

El limite de trabajo es: una temperatura mayor que la del punto de fusion del PET (500°F) y menor a la temperatura de descomposicion del mismo (554°F).

### VACIO.

El fundido de baja viscosidad es condensado a vacio; este vacio es muy importante para alcanzar un alto grado de policondensacion, ya que para obtener el producto final se debe desprender el ETG.

El vacio se obtiene por medio de eyectores o con bombas de vacio, segun el vacio requerido.

La disminucion de la presion causa que el punto de ebullicion en el ETG liberado baje y el volumen del fundido aumente creando una tendencia a formar espuma, por lo que es necesario lograr el vacio poco a poco, se recomienda que los primeros reactores trabajen a presiones mayores que los ultimos.

La experiencia indica que el vacio logrado debe ser antes de que el fundido adquiera la temperatura de reaccion requerida.

El punto en el cual el recipiente de condensacion es descargado depende de la temperatura de fundido y debe ser tal que prevenga la solidificacion del fundido debido al alto punto de fusion del PET, es por ello que el recipiente de condensacion requiere de gran capacidad de calor.

El proceso de evacuacion es llevado para asegurar que la presion en el recipiente de condensacion sea uniformemente reducida en un periodo de tiempo definido, este se puede hacer manualmente o por un sistema de control programado donde el tiempo de evacuacion depende del comportamiento del fundido, a presion reducida.

Asi mismo es importante mantener agitada la mezcla de reaccion por lo que se dispone de agitadores en cada reactor.

El vacio y descarga son recomendados por la practica industrial

La forma del recipiente de policondensación es otro factor decisivo para el curso de esta reacción, grandes superficies y pequeños espesores de capa de fundido, favorecen la viscosidad alta y el corto tiempo de reacción.

#### 4.7.7 CINÉTICA DE POLICONDENSACIÓN

La velocidad de reacción de esta etapa aumenta notablemente con la temperatura.

Swariski, determinó que la velocidad de reacción aumenta 10 veces cuando la temperatura aumenta de 240°C a 280°C, sin embargo a temperaturas mayores que este límite no existe una influencia muy favorable a las características del policondensado.

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, por la aplicación de la ley de acción de masas y tomando en cuenta la función de distribución propuesta por Flory (17), derivaron la siguiente ecuación:

$$P_n = \frac{K}{I_g}$$

$P_n$  = Grado de policondensación

$K$  = Constante de acción de masas

$I_g$  = Fracción molar del glicol

Ellos determinaron que la constante de acción de masas a una temperatura de 536°F (280°C) es  $4.9 \pm 0.193$ .

La energía de activación para un intercambio éster catalizado con acetato de zinc es de 9.5 Kcal/mol, mientras que 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, y él mismo determinó que sino se usaba catalizador la reacción de policondensación era de segundo orden.

#### 4.7.8 ETAPA DE ORIENTACIÓN

La etapa final para poder obtener el PET grado ingeniería es la que anteriormente se llamó de formulación y esta consiste en darle orientación al PET.

La orientación consiste en alinear las cadenas moleculares del polímero por medio de un estirado de manera que se obliga a las moléculas a acercarse unas con otras, teniendo además la

oportunidad de formar cristales. Esta orientación se lleva a cabo mediante un calentamiento seguido de un estirado, cuando se obliga a que las moléculas se acomoden en una sola dirección, se dice que existe una orientación uniaxial, pero este es recomendable para el caso de fibras, para el caso del PET de ingeniería se debe llevar a cabo una orientación biaxial. En esta etapa el polímero se estira en dirección de la máquina y en forma transversal, aquí se presentan enlaces tridimensionales, que forman estructuras irregulares y rígidas.

Al llevar al PET a su temperatura de fusión se asegura una perfecta biorientación; sin embargo no es conveniente hacer esta operación puesto que el PET presenta una reacción de degradación térmica en la que el producto es acetaldehído, que aunque no es tóxico, en exceso puede alterar algunas propiedades del polímero.



## SELECCION DEL CATALIZADOR

Por las gráficas anteriores los catalizadores que dan un buen desprendimiento de metanol son los acetatos de cadmio, zinc, cobalto y plomo, la efectividad de estos aumenta cuando los óxidos de los metales se cambian por acetatos.

Industrialmente se ha visto que el óxido de antimonio es muy bueno en policondensación y conviene usarlo con otro catalizador que de buen desprendimiento de metanol. Las gráficas demuestran que las mezclas de:

- \* Acetato de cadmio - óxido de plomo
- \* Acetato de cadmio - óxido de manganeso
- \* Acetato de zinc - óxido de plomo
- \* Acetato de cobalto - óxido de plomo

son las que dan mayores ventajas por su gran actividad.

Con el acetato de cobalto y el trióxido de antimonio la velocidad de la reacción va aumentando a medida que avanza la reacción, dando por resultado una alta conversión en la etapa de transesterificación.

Se elige como mezcla catalizadora la del acetato de cobalto y trióxido de antimonio, no solo por su alta conversión sino además la obtención de un producto claro. La concentración del catalizador es del 0.14 % mol respecto al DMT.

### 3.0 ESTUDIO DE MERCADO

#### 3.1 MERCADO INTERNACIONAL DE LOS POLIESTERES DE INGENIERIA.I

##### DESARROLLO HISTORICO.

Los mercados mas importantes del PET grado ingenieria son el de Estados Unidos, Europa Occidental y Japon, y salvo en el caso de Estados Unidos, los datos de produccion se reportan en forma conjunta para ambos poliesteres (PBT y FET).

La produccion del FET grado ingenieria se inicio en Estados Unidos en 1975, durante ese año hasta 1979 el crecimiento de la produccion tuvo un comportamiento casi lineal produciendose en 1979, 8.5 mil toneladas, en 1980 fue el unico año en que se registro un descenso de la produccion del 13.3% respecto al año anterior y para 1981 el crecimiento fue del 62.5% respecto a 1980, durante 1982 la produccion no tuvo altibajos manteniendose constante y fue que en 1983 se registro un crecimiento superior al de toda la historia de produccion en Estados Unidos del 80%, alcanzandose una produccion de 15 mil toneladas.

El mercado mas importante del FET es el de los Estados Unidos si se comparan cifras del total de toneladas producidas durante 1983 de ambas resina (PET y PBT) en todo el mundo el 23.8% correspondio a la produccion del FET tan solo en los Estados Unidos.

#### MERCADO MUNDIAL RESINAS POLIESTER 1983

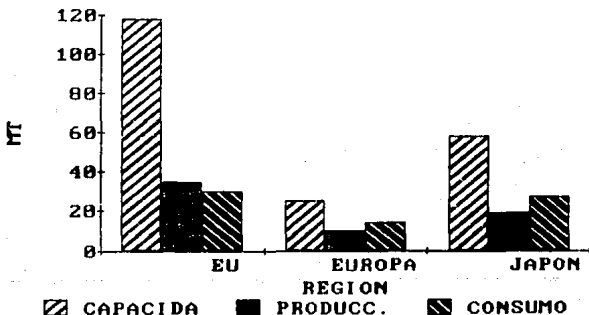


Fig.3-1

Otro dato interesante que se desprende de los datos de mercado en estas regiones es que la capacidad instalada hasta 1984 sería suficiente para cubrir el doble del consumo mundial total reportado para 1983.

Las compañías productoras de PET grado ingeniería son:

COMPANIA	REGION	NOMBRE COMERCIAL
E.i. du pont de Nemours.2	E.U.A.	rynite
Mobay Chemical.3	E.U.A.	petlon
Du Pont Japan.4	Japón	—
Allied Corporation.5	E.U.A.	—
Unitika Ltd.	Japón	—
Rhone-Poulenc Chimie de Base	Europa Occ. (Francia)	lechster
Bayer ag.6	Europa Occ. (Alemania)	pocan
Ciba-Geigy Parienterg GmbH	Europa Occ. (Alemania)	crastine
Akzo Plastics B.V.	Europa Occ. (Holanda)	arnite
B.P. Chemical LTD	Europa Occ. (Reino Unido)	bestie PET
General Electric	E.U.A.	—
Celanese Corporation	E.U.A.	—
Beef	Europa Occ. (Alemania)	—

(2) Tiene una producción de 14 mil T, (3) 11 mil T, (4) 5 mil T, (5) 3 mil T,

(6) Al parecer Bayer produce la resina base en conjunto con Chemische Werke

### 3.1.2 DISTRIBUCION PORCENTUAL DE LA DEMANDA.

Para el PET de ingeniería la distribución de la demanda a nivel mundial es la siguiente:

USOS	D E M A N D A 7	
	E.U. (PET Y PBT)	JAPON PET
Automatiz Eléctrico-	29	---
electrónico	29	70
Instrumentos	17	---
Plomería	15	---
Partes de maquinaria	---	25
Otros	10	5
<b>TOTAL</b>	<b>100%</b>	<b>100%</b>

El mayor porcentaje de aplicación para el PET grado ingeniería es la que corresponde al área eléctrico-electrónico.

### 3.1.3 SITUACION ACTUAL Y PERSPECTIVAS DEL PET GRADO INGENIERIA.

#### ESTADOS UNIDOS

En cuanto a productores de PET grado ingeniería se encuentran Allied corporation, Du Pont, Celanese corporation, Mobay Chemical corporation y General electric, teniendo el mayor porcentaje de la capacidad mundial total estos tres últimos.

#### DEMANDA FINAL DE PET EN ESTADOS UNIDOS

APLICACION	MILES DE TONELADAS			
	1986		1987	
	COMBUNO	I	COMBUNO	I
Envase	330	54	400	51
Filicula biorientada	220	36	300	38
Copolimeros	24	4	30	4
Grado ingeniería	17	3	20	3
Otros	19	3	25	3
<b>TOTAL</b>	<b>610</b>	<b>100</b>	<b>775</b>	<b>100</b>

7 Europa Occidental sólo registra estos datos para el PBT

Los datos más recientes muestran que el consumo en el año de 1987 de esta resina fue de 20 mil toneladas esperandose un crecimiento del 10% en el consumo para los próximos años 8, de tal forma que si se hace la proyección para los próximos años.

Se realiza una regresión lineal para proyectar el consumo, y comprobar el valor de regresión lineal

$$\text{CONSUMO} = 3000(\text{año}) - 5941000$$

C O N S U M O	
AÑO	TONL.
1986	17000
1987	20000
1988	23000
1989	26000
1990	29000
1991	32000
1992	35000
1993	38000
1994	41000
1995	44000
1996	47000
1997	50000
1998	53000
1999	56000
2000	59000

#### EUROPA OCCIDENTAL.

No están disponibles los datos de producción y consumo de PET grado ingeniería en esta región, sin embargo el pronóstico de crecimiento en el consumo de PET para los próximos años es de 12% anual, por lo que el consumo de estas resinas en Europa Occidental en 1990 será de 27 mil toneladas aproximadamente.

#### JAPON.

El PET grado ingeniería ha encontrado una difícil aceptación por parte de sus productores debido a sus relativamente altas temperaturas de moldeo, sin embargo con el desarrollo de los grados modificados se permite un moldeo más fácil; esto ha ayudado a aumentar el interés de los procesadores y junto con el rápido crecimiento del mercado del PET grado ingeniería ha empezado a recibir mayor atención por sus ventajas de costo/funcionamiento.

Los datos más recientes indican que se consumieron en 1985 a nivel mundial 130000 toneladas en conjunto para FBT y PET grado ingeniería, que se ha convertido en uno de los grupos de plásticos que mayor crecimiento ha experimentado en los últimos años, de tal forma que los pronósticos indican una tasa de crecimiento de consumo para ambos plásticos del 8% hasta 1995, 10.

### 3.1.4 PRECIOS DEL PET GRADO INGENIERIA. II

#### DESARROLLO HISTORICO Y SITUACION ACTUAL.

Solo se cuentan con datos historicos de precios de mercado de Estados Unidos. Para el periodo de 1979-1983, el crecimiento en los precios promedio del PET de ingenieria grado estandar en este pais fue cercano a 9% anual.

El precio de la resina PET sin modificar o de uso general en 1984 en Estados Unidos fue de 3.90 dolares/kg, que resulta superior en un 9 y 58% con respecto a los de Japon y Europa (Francia) respectivamente. El precio de la resina PET grado ingenieria con 30% de fibra de vidrio para el mismo año fue de 2.2 dolares/kg en Estados Unidos.

#### PRECIOS DE POLIESTERES

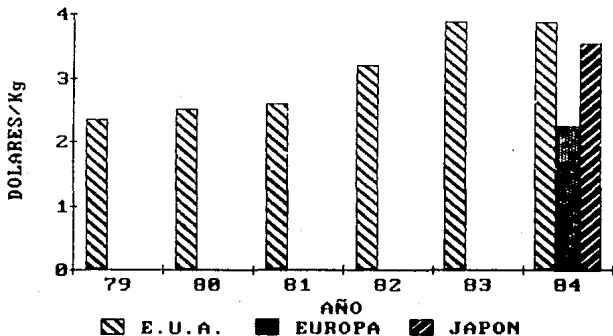


Fig.3-2

La figura 3-2 muestra el desarrollo historico de los precios promedio del PET grado ingenieria, dicha gráfica determina que el precio mas elevado existe en el mercado americano. Los paises que reportan los precios más bajos son los de Europa Occidental representando un 42.23% menor al correspondiente de Estados Unidos para el año de 1984.

Asumiendo un crecimiento del 5% anual en los precios promedio de la resina de PET grado ingenieria de uso general en las principales regiones productoras muestran los siguientes precios:

AGO	EJ Dol/Kg	JAPON Dol/Kg	EUROPA OCC. Dol/Kg
1984	3.90	3.55	2.25
1985	4.095	3.727	2.362
1986	4.2547	3.913	2.480
1987	4.467	4.1086	2.60
1988	4.69	4.314	2.73
1989	4.924	4.529	2.866
1990	5.1712	4.755	3.0
1991	5.429	4.992	3.15
1992	5.699	5.241	3.307
1993	5.983	5.503	3.472
1994	6.282	5.778	3.645
1995	6.596	6.066	3.827

Asumiendo este mismo crecimiento anual para los diferentes grados del PET de ingeniería se hace la proyección de los precios :

AGE	PET USD BRN...	302FV	452FV	532FV	FV/RICA	FV/RF
1984	3.90	3.2	3.7	3.85	2.9	4.25
1985	4.095	3.36	3.88	4.042	3.045	4.462
1986	4.2547	3.52	4.019	4.24	3.197	4.685
1987	4.46	3.68	4.282	4.456	3.357	4.919
1988	4.69	3.89	4.5	4.678	3.524	5.165
1989	4.924	4.18	4.72	4.911	3.70	5.423
1990	5.17	4.38	4.95	5.156	3.885	5.7
1991	5.42	4.6	5.20	5.413	4.079	5.97
1992	5.69	4.82	5.46	5.683	4.282	6.276
1993	5.98	5.06	5.73	5.967	4.49	6.589
1994	6.28	5.31	6.023	6.265	4.72	6.918
1995	6.6	5.58	6.324	6.578	4.96	7.263

FV = Fibra de vidrio  
RF = Retardante de flama

PRECIOS DE POLIESTERES DE INGENIERIA  
1984

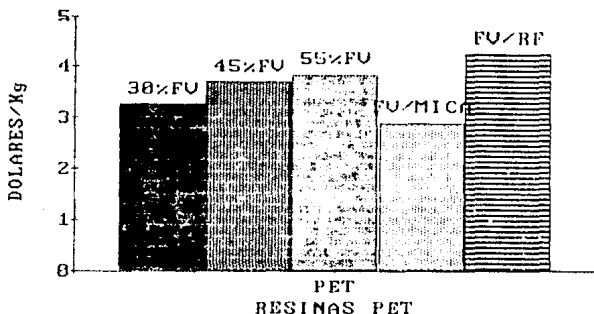


Fig.3-3

El costo mayor para el PET grado ingeniería es para el reforzado con fibra de vidrio y con retardante de flama, los precios más bajos son para el PET reforzado con fibra de vidrio y mica.

El PET con reforzamiento y retardante de flama, tiene un precio mayor respecto al PET de uso general del 8%. El reforzar con un 30% de fibra de vidrio, le reduce el precio respecto al PET sin modificar en un 18%; reduce el precio del PET con un 45% de fibra de vidrio en un 5.1% y un 1.3% al PET con 55% de fibra de vidrio.

Durante el año de 1984 se publicaron los precios de los diferentes tipos de poliesteres de ingeniería, en Estados Unidos, estos precios tienden a bajar en relación al aumento de su consumo, con estas tablas y la gráfica también se determina que los precios del PET en los diferentes grados son siempre menores comparados con los de la resina PBT, esto es una ventaja que permitirá extender su mercado por la sustitución de la resina base PBT por el PET.



## 3.2 MERCADO NACIONAL DEL PET DE INGENIERIA.

### 3.2.1 ESCENARIO DEL MERCADO.12

En Mexico en 1990, aun no se tienen noticias de produccion de esta resina, ni tampoco proyectos al respecto, pero si se reportan importaciones del mismo.

Los datos más recientes al respecto son del año de 1987, siendo el consumo de 4 toneladas.

#### CAPACIDAD INSTALADA

La capacidad instalada actualmente está destinada en su totalidad a la producción de PET grado envase y existen hasta ahora dos empresas que lo producen, Celanese Mexicana y Kimex, y dos más por participar en este mercado para un futuro.

Para 1987 la capacidad instalada fue de 14500 toneladas de PET envase, sin embargo la producción de este material ocupa el 72% de la capacidad instalada total, lo cual demuestra que las empresas productoras de PET están preparadas para satisfacer la demanda a mediano plazo.

#### IMPORTACION.

Debido a que no se produce el PET grado ingeniería actualmente en Mexico su consumo es satisfecho por importaciones.12

#### EXPORTACION.

No existen datos al respecto, para PET grado ingeniería, sin embargo cabe mencionar que el 85.7% de la producción del PET grado envase en Mexico, se destino a las exportaciones durante 1987, siendo el rubro más importante para las empresas que lo producen.

#### CONSUMO APARENTE.

El PET grado ingeniería para 1987 tuvo un consumo de 4 toneladas 13, ya que está en su etapa de introducción, sin embargo se tienen elevadas perspectivas de crecimiento ya que en un futuro será objeto de consumo y uso cotidiano en la industria automotriz, en plomería, cerrajería, para la elaboración de cintas y películas, en la industria eléctrica-electrónica, en laminados metálicos, así como en enseres domésticos debido a sus excelentes propiedades.

12 Celanese Mexicana importa la resina de ingeniería para consumo propio.  
13 La Comisión Patrimonial Mexicana considera que este cifra es solo una parte de la verdadera, debido al alto pago de aranceles en la importación de esta resina base, no se registran en su totalidad.

### 3.2.2 DISTRIBUCION DE CONSUMO.

En Mexico se tiene la siguiente distribucion de acuerdo al tipo y grado de poliester de que se trata, para 1989.

PRODUCTO	CONSUMO APARENTE (Toneladas)	PARTICIPACION %
* PET grado envase	1550	85.9
* PET grado ingenieria	4	0.2
* PBT ingenieria	250	13.9
TOTAL	1804	100

Puede observarse que el consumo aparente total del poliester termoplastico está orientado casi en su totalidad al PET grado envase, esto se debe a una mayor vida de este respecto al PET de ingenieria que comenzó a usar en Mexico en 1986, por lo cual se cuentan ya con múltiples aplicaciones en diferentes sectores de la industria como el refresquero, de conservas, vinos y licores representando el 14.3% de la producción global para 1987.

### 3.2.3 POSIBLES CONSUMIDORES DEL PET GRADO INGENIERIA.14

USOS	PET SELECCIONADO	RAZONES
Cajas para café	No reforzado	Resistencia química, alto calor de deflexión, cualidades de superficie
Cajas, tableros y páncheros	F.V.reforzado	Resistencia al calor, alta rigidez y coloración
Botones para accionar switch	F.V.reforzado	Rigidez y dureza, alta funcionalidad en sistemas de fricción y abrasión, flexibilidad y resistencia a la flama o llama de ignición
Circuitos de aliquinas quemadores	F.V.reforzado	Alta resistencia al calor, resistencia al track
Fabricación de linternas	F.V.reforzado	Alto calor y temperatura de deflexión
Terminaciones de bujías de incendio	F.V.reforzado	Poder dieléctrico, alto calor y temperatura de deflexión, alta resistencia al esfuerzo por cracking
Herramientas de potencia y bombas de productos químicos	F.V.reforzado	Alta resistencia al impacto, alto calor y temperatura de deflexión resistencia química

USOS	PET SELECCIONADO	RAZONES
Bobinas para transformadores de alto voltaje	F.V. mineral reforzado	Resistencia al esfuerzo por cracking, alta resistencia dieléctrica, alto calor y temperatura de deflexión
Fibra óptica y en interfase del aparato de I.V. y conector	F.V. reforzado	Excelente rigidez y flexibilidad, así como propiedades eléctricas
Microswitch, rotor para alta energía en sistemas de ignición	Vidrio mineral reforzado	Resistencia al cracking, excelentes propiedades eléctricas y mecánicas, alta resistencia dieléctrica
Conectores en telecomunicaciones	Retardantes de flama, F.V. reforzado	Alto calor y temperatura de deflexión, excelente estabilidad dimensional y resistencia a la torcedura
Componentes para medidores de presión atmosférica	F.V. reforzado	Resistencia química bajo coeficiente de fricción
Automóviles en parabrisas, leva exterior, para molduras que llenan los espejos, en llimparabrisas	Vidrio reforzado	Resistencia química, alto calor y temperatura de deflexión, bajos coeficientes de fricción

F.V. = Fibra de vidrio

### 3.2.4 EMPRESAS FABRICANTES.

Para el año de 1990, no existen en México empresas que fabriquen PET de ingeniería, sin embargo en el mundo, existen más de 25 empresas que fabrican el PET grado ingeniería entre ellas las más importantes que cuentan con representación en México son:

CASA MATRIZ	REPRESENTANTE EN MÉXICO.
- General Electric	Ultrapol
- Celanese Corporation	Celanese mexicana, S.A.
- Du Pont de Nemours	Du Pont, S.A. de C.V.
- Basf	Basf Mexicana
- Bayer	Bayer de México.

### 3.2.5 PRECIO DEL PET GRADO INGENIERIA

En México se registra un precio de venta promedio de 12 000.00 \$/Kg, 15 para el PET grado ingeniería, para 1991, este precio es competitivo ya que en E.U. el precio promedio es de 17 000 \$/Kg y en Japón a 15 000.00 \$/Kg.

### 3.2.6 PRONOSTICO DEL MERCADO NACIONAL.

La característica de esta resina y el avance tecnológico para su porocesoamiento, permite estimar que su demanda tendrá una expansión acelerada en los próximos años.<sup>16</sup>

<sup>15</sup> General Electric reporta el precio más alto de venta en México (Marzo de 1991), el más bajo es el registrado por Celanese Mexicana en la misma fecha, (venta sobre pedido).  
<sup>16</sup> Pronóstico basado en el estudio realizado por la Comisión Petrolífera Mexicana en 1980, de los plásticos de ingeniería.

### 3.2.7 JUSTIFICACION PARA LA CAPACIDAD DE LA PLANTA DE FET GRADO INGENIERIA.

Para determinar la cantidad a producir del FET grado ingenieria se tomaron en cuenta los resultados obtenidos a partir del análisis prospectivo, el cual se realizo aplicando el metodo de Delphi,<sup>17</sup> que contemplo la partricipación de ejecutivos de once empresas dedicadas al negocio de los plasticos de ingenieria, la mayoría de ellas filiales de grandes compañías transnacionales.

Cabe mencionar que la informacion obtenida, es en su mayoría el sentir general y no necesariamente representa la opinion de las empresas para las que dichos ejecutivos trabajan.

#### MERCADO

La demanda en Mexico de los plasticos de ingenieria, tradicionalmente se ha suministrado, a través de importaciones, cuyo principio se dio en 1982, se observo que el consumo aparente de este tipo de materiales descendio este año.

El sector industrial espera que este consumo crezca en forma sostenida y a grandes tasas, lo que sera posible basicamente por la nueva politica economica adoptada por Mexico; se podrá impulsar el crecimiento del consumo de existir un proyecto de proyeccion nacional de estos plasticos, si bien puede decirse que a nivel pais se tiene un mercado pequeño y no desarrollado con esta produccion, los sectores industriales que lo consumen tendrian una mejor posición para la adquisicion de estos materiales.

No obstante que los patrones de consumo de Mexico difieren notablemente a aquellos de los países desarrollados, con la realizacion de algunos proyectos de compañías transnacionales, dentro del territorio nacional, se espera que la distribucion del consumo nacional en el mediano plazo (alrededor de 1995) se realice preferencialmente en sectores como el eléctrico-electronico y de automotriz y de transporte. Lo anterior esta apoyado por la tendencia a nivel mundial mostrada por las compañías automotrices, que consisten en aumentar progresivamente el contenido de plastico en las unidades; así como el creciente incremento en la automatizacion en las oficinas, hogares y de la sociedad en general, que requieren equipos electrónicos, de computacion y de comunicaciones.

Cuando alcancemos en Mexico este tipo de consumo, los plasticos de ingenieria que tendrán mayor demanda serán los poliacetales, los policarbonatos, los poliésteres (PET y PBT) y el óxido de polifenileno. No obstante desde el punto de vista macroeconomico, se pueden enumerar algunas ventajas y desventajas que presentaria el desarrollo de un proyecto productivo de plasticos de ingenieria en México:

<sup>17</sup> Los objetivos al aplicar el método Delphi para realizar una prospectiva son: observar todas las posibles opciones de una situación, estimar el impacto y consecuencia de una opción en particular, examinar y estimar la validez de una o varias opciones en particular.

## Ventajas

- \* En México se cuenta con mano de obra suficiente y barata.
- \* Cercanía al mercado más grande del mundo de estos materiales, con lo que se abren perspectivas de exportación.
- \* Amplias posibilidades de integración horizontal y vertical de los procesos productivos en el mediano y largo plazo.
- \* Se desarrollarán y formularán productos específicamente para el mercado nacional.

## Desventajas

- \* Falta de tecnología cuya compra puede resultar difícil.
- \* Altos costos de inversión.
- \* En México existe un mercado no desarrollado.

Atendiendo a las características del mercado internacional de los plásticos de ingeniería, dominado por las grandes empresas, la posibilidad de incursionar en él se considera baja, a menos de que se pueda contar con un respaldo tecnológico. Es importante decir que se debe penetrar a éste tipo de mercados en función de la calidad del producto, aprovechando al máximo las desventajas comparativas de nuestro país.

## TECNOLOGIA

### -Complejidad

En general el proceso de manufactura total de los plásticos de ingeniería se considera de alta complejidad tecnológica, ya que además de la producción de la resina base, generalmente es necesario agregar una serie de refuerzos y/o cargas que permitan a estos materiales ofrecer las propiedades específicas para una necesidad en particular. Esto involucra la utilización de equipo y condiciones de operación, en ocasiones más severas que requieren de un control más exacto.

En el medio industrial mexicano existe, cierta cantidad de mano de obra calificada para operar una planta productora de plásticos de ingeniería; existiendo adicionalmente algunos recursos que con capacitación podrían hacer un buen papel en tal labor.

En cuanto al grado de automatización para los sistemas productivos, se recomienda que éste sea el más alto posible, en aras de lograr una mayor calidad que permita competitividad al producto; haciendo hincapié en que la ventaja comparativa de la mano de obra nacional debe utilizarse en forma racional para lograr el fin mencionado.

#### -Investigación y desarrollo nacional.

En México, existen pocas instituciones capaces de llevar a cabo proyectos o líneas de investigación que apoyen el desarrollo de la industria de plásticos de ingeniería, sin embargo deben de empezar a formarse centros con excelencia que cuenten con lo más moderno en equipos de procesamiento. Dichos centros podrán ofrecer cursos de actualización de procesos de extrusión, inyección, soplado y transformado a vacío, así como enseñar nuevas técnicas como el moldeo por inyección reacción (RIM), en el diseño de productos y manufactura asistidos por computadora (CAD/CAM), etc. La inversión en este tipo de centros es muy grande dado la especialización del equipo que se pretende, no obstante, pueden ayudar las cuotas cobradas por los cursos, así como el apoyo de fondos del Gobierno Federal. Por otro lado, algunas empresas tienen actualmente personal en formación para el desarrollo de proyectos en esta área, de ahí nace la importancia del apoyo que pueden suministrar los centros de investigación y desarrollo. En términos generales las líneas de investigación, que deben seguirse a nivel nacional, en orden de importancia son las siguientes:

\* **Materias primas.** La fabricación de monómeros para plásticos de ingeniería requieren especial importancia para el desarrollo de esta industria a nivel nacional, pues solo algunos de ellos se producen actualmente en México. En principio la fabricación de plásticos de ingeniería debe contar adicionalmente con una planta productora del monómero o materias primas, puesto que la importación de estas resinas afectaría negativamente la competitividad internacional del producto final.

\* **Nuevos productos.** El mercado nacional de los productos de uso final fabricados con estos materiales, se han desarrollado en forma inversa a como debiera hacerlo pues las necesidades nacionales se han cubierto tradicionalmente por productos extranjeros; razón por lo cual es de vital importancia para esta industria el desarrollo de mercados internos a través de nuevos productos diseñados expreso para satisfacer una necesidad específica. Las compañías que fabriquen a nivel nacional los plásticos de ingeniería deberán ser las que por medio de sus departamentos de desarrollo abarquen estas áreas, asistidos por los centros de investigación que cuenten con infraestructura adecuada y posteriormente canalizar estos productos hacia sus clientes, es decir, la industria procesadora y fabricante de productos finales.

-**Equipo.** Aunque la industria de equipo de procesamiento a nivel nacional es reducida, pueden orientarse algunas líneas de investigación y desarrollo en esta área, las cuales en un momento determinado pueden dar un soporte técnico al complejo equipo utilizado como pueden ser los controles automáticos digitales, la fabricación de metales especiales para moldes, los circuitos integrados, la inteligencia artificial y los sistemas expertos, entre otros.

-Aditivos. Para realizar la formulacion final de estos materiales, se debera alcanzar autosuficiencia nacional, en los aditivos que mayormente se utilizan y que por necesidad tendrian que importarse de no tener abasto interno. Es importante desarrollar proyectos orientados hacia la produccion de estabilizadores U.V., plastificantes, retardantes de flama, rellenos y cargas.

#### ESTRATEGIAS Y POLITICAS DE APOYO

La definicion de areas de desicion, asi como la estructuracion de un programa general de accion y una aplicacion de esfuerzos y recursos hacia el logro de objetivos especificos en el area de plasticos de ingenieria es importante para impulsar el desarrollo nacional de mercados, asi como la ejecucion de proyectos productivos en esta area. Los conceptos de politica y estrategias que se manejan a continuacion son la conjuncion de las ideas que fueron suministradas por el sector industrial involucrado en el negocio de los plasticos de ingenieria.

\* **Politica arancelaria.** Dentro de las primeras medidas que pueden ser evaluadas para apoyar esta industria, esta el cambio de aranceles para la importacion de los plasticos de ingenieria, con el fin de inducir la ampliacion y desarrollo posterior del mercado interno, pues no obstante que el consumo nacional de forma extraoficial puede ser considerable, no existen las fracciones arancelarias correspondientes y especificas, de forma que aquellas que involucren polimeros de ingenieria reciban un arancel preferencial. Con esto se promovera el consumo de estos materiales por el usuario, ademas presentara varias ventajas adicionales:

la produccion futura de estos plasticos a nivel nacional, contara con un mercado bien identificado y conocedor de las ventajas comparativas de aprovechar una propiedad especifica y no orientada por el precio; la competencia de companias extranjeras en el mercado interno alentaria la superacion de problemas comerciales y tecnicos en la compania productora nacional; se desarrollaran productos especificamente disenados para satisfacer una necesidad nacional, que desde el punto de vista mercadotecnia, tendrian un mercado potencial en paises con igual o inferior desarrollo al nuestro como son los paises de America Latina.

\* **Fomento industrial y apoyo a empresas.** La estructuracion o implementacion de algunas politicas adicionales de fomento industrial, especificamente destinadas a promover la inversion en proyectos de plasticos de ingenieria, son especificamente importantes sobre todo por el aumento que se ha venido dando de el atractivo de los inversionistas nacionales y extranjeros.

Existen líneas de acción para abrir las puertas de este tipo de proyectos, como el apoyo a la creación de "joint ventures" entre la inversión nacional y extranjera, desde este punto de vista se otorgan financiamientos preferenciales al capital nacional. Se cree que algunas compañías tecnologistas puedan participar con alto porcentaje de inversión en la empresa conjunta.

\* **Políticas económicas internas.** El control del Estado en algunos sectores industriales y sociales, puede servir como canal de apertura de mercados para los plásticos de ingeniería, entre ellos están el sector salud, el de comunicaciones, construcción, etc., en los cuales pueden orientarse algunos plásticos encaminados a la utilización de plásticos de este tipo. Además esto impulsaría a la industria procesadora de plásticos, la de bienes de capital y otras ramas industriales hacia la integración nacional. En paralelo pueden tomarse medidas económicas de integración en los procesos de manufactura de productos de uso final, pero específicamente diseñados para incrementar el contenido de material plástico producido nacionalmente y no buscar únicamente la integración en valor o en peso como se tiene ya establecido; todo esto acarrearía doblemente beneficios económicos al país, el poder exportar plásticos de ingeniería como tales y objetos manufacturados de uso final con alto contenido de los mismos.

\* **Políticas científicas y tecnológicas.** En este sentido se han realizado grandes esfuerzos nacionales para apoyar el desarrollo de la industria del plástico, sin embargo la mayoría de estas acciones tomadas, se han enfocado hacia la industria procesadora; ahora es conveniente reencausar los planes con un horizonte más visionario del futuro de este sector industrial. Si se empiezan a orientar los esfuerzos de actualización y desarrollo de recursos humanos, creación de infraestructura nacional, identificación de áreas de interés, que apoyen a un subsector industrial incipiente y con muchas necesidades científicas y tecnológicas, en el futuro se alcanzará más fácilmente y en mayor medida la autonomía tecnológica del mismo.

## PROYECTOS

Existen a nivel mundial muchas empresas que producen plásticos de ingeniería, algunas de ellas son las pioneras en el desarrollo de estos materiales, sin embargo lo que generalmente sucede es que existen compañías con liderazgo comercial y tecnológico en uno solo de estos materiales y la mayoría son las compañías que han logrado el desarrollo de ellos. Para la producción nacional de estos materiales, debe de pensarse en un apoyo tecnológico, considerando que debe de existir convenios de colaboración comercial para orientar parte de la producción al mercado internacional, a través de los canales de comercialización que la compañía tecnologista posea, la selección de la mejor opción está en función del liderazgo comercial y tecnológico y de la disponibilidad del tecnologista de suministrar asesoría técnica y de servicios a la compañía nacional.



Los resultados arrojados por el análisis dan como mejores opciones tecnológicas para los políesteres de ingeniería, Celanese, General Electric, Basf.

Uno de los mayores obstáculos a vencer en el futuro para la producción nacional de plásticos de ingeniería, es la transferencia de la tecnología de dichas empresas, exigiendo participaciones accionarias de más del 40% del capital, como condicionante de la venta, sin embargo existe la restricción de no más de este porcentaje a la inversión extranjera en petroquímica.

Dentro del marco productivo nacional, existen algunas empresas mexicanas que cuentan con recursos humanos y económicos para llevar a cabo un proyecto de esta magnitud, además se cuenta en nuestro país con inversiones de empresas extranjeras en otros sectores industriales, como el automotriz y electrónico que poseen especial interés de integrar sus sistemas productivos con materia prima nacional. Las empresas que pueden desarrollar estos proyectos de producción de plásticos de ingeniería son: Celanese Mexicana, Du Pont de México, Basf Mexicana, Industrias Resistol y Bayer de México, entre otras.

En cuanto a empresas que pueden incurrir en el procesamiento y transformación de los mismos están: Carplastic, Autoplast, Rotoplast, Pagani, Resistol, Regio Plast, Condumex, Vitro, etc.15

La conjunción de esfuerzos de estos dos grupos de empresas impulsarán el desarrollo del mercado interno de forma muy dinámica; así mismo apoyarán sustancialmente la creación y desarrollo de mercados extranjeros a través del ofrecimiento de partes y relaciones fabricadas con estos materiales así como la exportación de productos de uso final, fabricados en México por medio de sus proyectos en planeación y desarrollo de compañías como: Nissan, Xerox, Black and Decker, IBM, Hewlett-Packard, Chrysler y Wang.

Después del análisis prospectivo, se considera que el escenario a corto plazo y mediano plazo se observa favorable para incursionar en la producción de plásticos de ingeniería; para el caso del polietilentereftalato (PET), el empleo de la tecnología de Du Pont, Bayer o Celanese se considera una de las mejores opciones, además de que a nivel nacional este proyecto es fácilmente ejecutable, puesto que se cuenta con las dos materias primas (Dimetil tereftalato y Etilenglicol) nacionales. La capacidad de la planta considerada adecuada para México es de 8 000 a 10 000 toneladas al año. Este proyecto puede impulsar el desarrollo de mercados internos para mezclas de plásticos de ingeniería.

En base a este estudio la capacidad competitiva fijada para la planta de PET grado ingeniería es de 8 000 T/A.

### 3.3 LOCALIZACION DE LA PLANTA

Existen varios factores importantes que hay que tomar en cuenta para la localización de la planta, como son, la localización de la fuente de las materias primas, así como de servicios auxiliares, mercado del consumidor, servicios disponibles y facilidades de las entidades federativas para su industrialización principalmente.

#### COMPETENCIA

Aunque en México aun no existe alguna empresa que se encargue de producir PET grado ingeniería, existen algunas que lo producen fuera del país y cuentan con representación en México como:

EMPRESA	PLANTA
Calanese Mexicana S.A.	Toluca, Edo. México Ocojón, Jalisco Querétaro, Gro.
DuPont S.A. de C.V.	Estado de México
BASF Mexicana	Edo. México

Sin embargo tomamos como competencia aquellas empresas que producen alguna resina o plástico con aplicaciones en el área automotriz y eléctrico-electrónico.

#### MERCADO. I

El mercado del PET grado ingeniería está dado por:

INDUSTRIA	EMPRESAS	LOCALIZACION
Productos en el área automotriz	V.W	Puebla
	Ford	Edo. México
	Nissan	Morelos
	Chrysler	D.F.
	General Motors	D.F.
Productos eléctricos	Condulex	D.F.
	IER	D.F.
	Cutler-Hammer	D.F.
	S.A.H.E. (formas para computadoras)	Puebla
	Dacer de Puebla (tapas para generadores)	Puebla
Manufacturas Eléctricas Industriales	Puebla	

Información directa de productores y proveedores

Cintas de audio y video 2

Stoch D.F.

Amper D.F.

Auriga Plásticos D.F.

Scotch D.F.

Delta Magnetic D.F.

Fotian (productos fotográficos) Puebla

Dacer de Puebla (cintas magnéticas)

Productos para plomería 3

Válvulas y equipos D.F.

Quisa Materiales D.F.

Hemost Puebla

Productos para uso doméstico 4

Convertidora de Puebla (hojas de plástico) Puebla

Herramientas Universales Puebla

Plásticos y Mecánica Puebla

KS de México Morelos

Bic (plumas, encendedores cubiertas) D.F.

El factor que más peso tuvo para seleccionar la zona para la localización de la planta fue una zona que contemplara la producción de las materias primas; es por ello que el análisis se realiza con la zona centro-este de la República Mexicana, que comprenden los Estados de Veracruz, Puebla, Morelos, Queretaro y Estado de México.

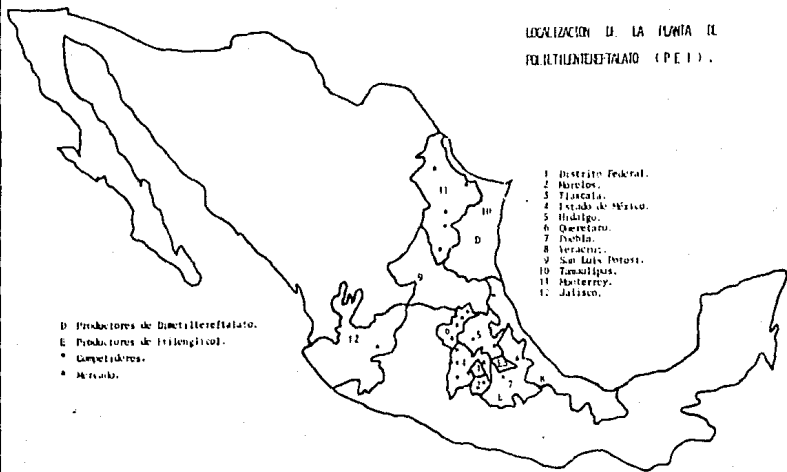
Para una buena selección del Estado se formuló el siguiente cuadro, y se fijó una escala de acuerdo al grado de importancia de cada factor considerado.

# ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

## SELECCION DE LA LOCALIZACION DE LA PLANTA

	ESCALA	VERACRUZ	PUEBLA	MORELOS	QUERETARO	EDO MEX
<b>ABASTECIMIENTO DE M.P.</b>						
*Disponibilidad	50	30	45	30	30	35
*Distancia	30	20	25	10	18	20
<b>MERCADO</b>						
*Demanda vs. distancia	40	25	35	30	33	35
*Aumento o declive	30	20	20	24	25	20
*Competencia	20	10	10	15	15	10
<b>ABASTECIMIENTO DE ENERGIA Y COMBUSTIBLE</b>						
*Disponibilidad de E.E. 60 y combustibles		55	50	45	45	50
<b>ABASTECIMIENTO DE AGUA</b>						
*Calidad	10	5	8	8	8	8
*Cantidad	40	25	25	35	35	25
<b>CLIMA</b>						
*Condiciones de humedad y temperatura	20	18	18	18	18	18
*Huracanes, tornados y temblores	20	13	18	18	16	18
*Sitios para la construcción	20	15	15	18	15	10
<b>DISPONIBILIDAD DE TRANSPORTE</b>						
*Ferrocarril	30	30	28	25	25	10
*Carretera	30	30	28	28	28	25
*Mar	20	15	8	3	8	5
*Tubería	5	5	3	0	0	0
*Aéreo	5	5	0	0	0	0
<b>DISTRIBUCION DE RESERVORES</b>						
*Posibilidad de corrientes de retro	20	18	18	15	15	10
*Medidas para no contaminación de aire	20	5	5	18	8	2
<b>MANO DE OBRA</b>						
*Disponibilidad de mano de obra	40	30	30	35	25	25
*Estabilidad de sueldos	30	25	25	25	25	25
<b>TOTAL</b>	<b>560</b>	<b>399</b>	<b>414</b>	<b>405</b>	<b>394</b>	<b>351</b>

LOCALIZACION DE LA FUENTE DE  
POLIURETANOTERFALATO (P.E.T.).



### 3.3.1 JUSTIFICACION DE LA LOCALIZACION

La conclusion de este analisis es la seleccion del estado de Puebla ya que es uno de los estados en el que se produce una de las materias primas, el etilenglicol, es importante considerar el ahorro en los costos de transportacion y conservacion en la materia prima ya que tiende a descomponerse facilmente.

Se considera ademas la posibilidad de establecerla en un corredor industrial no solo por la disponibilidad de los servicios auxiliares sino ademas por las ventajas que se nos ofrece para el financiamiento. El corredor industrial posible es de una faja de 2 kilometros a ambos lados de la autopista Mexico-Puebla, desde San Martin Texmelucan hasta la capital que comprenden una zona con industrias, zonas verdes, vialidad, ferrocarriles, zonas ejidales.

Puebla se encuentra no solo cercado por el mercado, sino tambien dentro de una zona muy extensa en el Estado; en cuanto a la competencia, esta se localiza en mayor proporcion en el Estado de Mexico, en el D.F. y Queretaro, en menor proporcion en Veracruz y Morelos.

Una de las desventajas que se encuentran es el que no cuenta con suficiente agua en el Estado, pero en el corredor industrial este problema se reduce.

El clima es adecuado pues cuenta con las condiciones requeridas para la conservacion de las materias primas y del PET. Por otro lado se cuenta con el medios de transporte y comunicacion adecuados no solo para el abastecimiento de las materias primas sino tambien para el mercado, si consideramos que en un futuro se realizaran exportaciones la salida se realizara por el puerto de Veracruz.

## 4.0 DISEÑO DEL PROCESO

### 4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

#### PROCESO DE LA OBTENCIÓN DE PET A PARTIR DE DMT

##### PROCESO CONTINUO

Para este proceso es necesario alimentar tanto al DMT como al ETG en forma líquida, por esta razón una vez que se dispone de DMT sólido (los proveedores la suministran en sacos de 40 lb, en forma granular), se colocará en un silo o en una tolva.

Existe dos corrientes, una es la que lleva 2187.4 lb/hr DMT que es introducido por medio de un alimentador de tornillo al fundidor, en donde se calienta el recipiente vacío desde una temperatura de 302°F a 320°F, ya que el punto de fusión del DMT es de 285.5°F; en este momento se empieza a cargar el DMT en una forma lenta para evitar aglomeración de sólidos, hasta adquirir un volumen normal, se tiene una recirculación en el tanque fundidor para lograr una fusión homogénea, esta recirculación es 4574.8 lb/hr, es decir el doble de la masa que entra al tanque, una vez lograda la fusión homogénea, la corriente que sale del fundidor a 320°F, se bombea al domo del primer reactor de transesterificación o de intercambio del ester; por otro lado 1543 lb/hr de ETG se calienta en un intercambiador de calor de doble tubo, hasta la temperatura de 329°F por medio de vapor saturado de 100 psig, esta corriente pasa al tanque de mezclado en donde se mezcla con 1.46 lb/hr de acetato de cobalto, 2.40 lb/hr de trióxido de antimonio y con 2.28 lb/hr del agente opacificante (TiO<sub>2</sub>), el efluente de este mezclado pasa al primer reactor donde también se alimenta el DMT, ambas corrientes unidas en el primer reactor de la transesterificación, están a la misma temperatura.

El DMT y el ETG se alimentan en una relación de 1:2 molar. Esta etapa se lleva a cabo en cuatro reactores encaquetados del mismo tamaño, calentados con aceite, con un tiempo de residencia en cada uno de 33.26 minutos y con atmósfera de nitrógeno para evitar posibles oxidaciones en la reacción; la temperatura final en cada reactor es 473°F, y la conversión lograda en esta etapa es del 99% del DMT. En el primer reactor la conversión del DMT es de 68.37%, produciéndose 2047.8 lb/hr de BHET, en el segundo se alcanza el 90.0% de conversión respecto a la concentración inicial del DMT, y un gasto de 647.6 lb/hr del BHET, en el tercero se obtiene 204.8 lb/hr con 96.83% del intermediario y para el último la masa de DMT total alimentada se ha convertido en un 99%, produciéndose 64.75 lb/hr, la masa total del BHET producida en esta etapa es de 2964.9 lb/hr.

911.14 lb/hr de metanol y 745.64 lb/hr de ETG producido en la reacción de transesterificación se recupera en el domo de la columna de destilación a 309°F; por el fondo de la misma se obtiene una corriente que contiene 163.98 lb/hr de metanol y 649.98 lb/hr de etilenglicol, (75% en peso) a 183.2°F, la cual va al primer reactor de transesterificación.

Cada reactor de transesterificación se une al anterior por medio de una recirculación, por donde regresa ETG-MOH, y 22.67 lb/hr de DMT que no reacciona, con estas recirculaciones se mantiene el exceso de ETG en cada reactor, el primer reactor esta comunicado con la columna de destilación por las dos corrientes mencionadas, la que regresa ETG a 183.2°F recuperado con algo de MOH para dar el exceso de ETG en este reactor, y la que sale del reactor llevando en su mayor parte MOH generado por la reacción, esta corriente esta en fase gaseosa.

La recirculación en el primer reactor es de 245.8 lb/hr de ETG y 231 lb/hr de MOH, esta corriente viene del segundo reactor, la recirculación en éste ultimo es de 87.73 lb/hr de ETG y 67.91 lb/hr de MOH proveniente del tercer reactor, siendo finalmente la recirculación en este de 37.55 lb/hr de ETG y 16.31 lb/hr de MOH que provienen del ultimo reactor.

Cada reactor de transesterificación poseen una cámara de enchaquetamiento por donde circula aceite de calentamiento a una presión de 35 psig y 600°F, la masa en el primer reactor es de 4109.6 lb/hr, en el segundo de 1126 lb/hr, para el tercero se maneja 359.1 lb/hr y en el ultimo 163.2 lb/hr; además cada uno se mantiene agitado con un agitador tipo helice de 3 palas.

La corriente que sale del fondo del tren de reactores de la transesterificación antes de enviarse a la sección de policondensación, se hace pasar a través de un filtro tipo precapa que trabaja a 100 mm Hg de vacío, para eliminar los catalizadores y el agente opacificante.

Para la etapa de policondensación se usan 5 reactores, 4 de igual tamaño y el ultimo mayor, el tiempo de residencia en cada reactor es de 108.6 minutos, mientras que en el ultimo es de 120 minutos, la conversión del BHET es del 99.058% en peso, la temperatura final del tren de policondensación es de 536°F y el peso molecular final es de 20000.

En el primer reactor se alcanza una conversión de 60.17% del BHET, con una producción de 1352.96 lb/hr de PET, en el segundo la conversión es de 84.14% con una producción de 538.7 lb/hr de PET, en el tercer reactor la conversión alcanzada es del 93.65% con una producción de 214.5 lb/hr de PET, en el cuarto reactor se produce 85.44 lb/hr de PET con una conversión de 97.48%, finalmente en el quinto se ha convertido el 99.058% de la concentración inicial del BHET, produciéndose en este último 35.35 lb/hr de PET; la producción total de PET es de 2227.048 lb/hr.

Igual que en la transesterificación cada reactor esta enchaquetado circulando en el primer reactor por éste enchaquetamiento 2905.3 lb/hr de aceite de calentamiento a una presión de 35 psig y una temperatura de 600°F, en el segundo reactor circula 362.22 lb/hr, en el tercero 143.9 lb/hr, en el cuarto 57.27 lb/hr, finalmente en el último circula 22.77 lb/hr; además se mantienen agitados.



Los primeros dos reactores están a un vacío de 15 mm Hg, los dos siguientes a 5 mm Hg y el vacío para el último reactor es de 0.5 mm Hg, estas presiones son logradas por un sistema de eyección que consta de 4 etapas con sus intercondensadores barométricos que utilizan agua a contacto directo a 78°F, con 480 lb/hr de vapor saturado de 100 psig. El sistema de eyección da un vacío de 0.5 mm Hg, los cuatro primeros reactores de policondensación tienen, en la salida del ETG, una válvula de control para alcanzar la presión de trabajo.

De cada reactor de policondensación se recupera ETG, a una temperatura de 201.6°F, esta corriente 709.99 lb/hr de ETG se envía al condensador barométrico en donde se pone en contacto directo con 4149.85 lb/hr de ETG frío a 85°F, se condensa y pasa 4859.8 lb/hr de ETG al tanque de recepción, de ahí se manda la corriente de ETG al cambiador de calor de tubos y coraza que se enfría con 16512.44 lb/hr de agua a 78°F, la corriente de ETG se recircula al mismo condensador barométrico, el que recupera ETG que sale de los reactores de policondensación.

2227.048 lb/hr de PET obtenido, se envía a formulación, introduciéndose primeramente a un peletizador, en donde la resina de PET se corta en tozos o gránulos para facilitar el manejo en el extrusor, los gránulos se introducen en una tolva que alimenta al extrusor, en donde se calientan para formar una masa de PET en estado plástico, aplicando presión se pasa por los tornillos para darle la forma correspondiente (churros), este proceso tiene por objeto estirar la masa en dirección de la máquina de extrusión y en dirección transversal, con ello se obtienen trozos de PET de 1 cm de diámetro y 3 cm de longitud con moléculas biorientadas, la máxima temperatura de extrusión es de 500°F, finalmente se envía al secador en el que usa una corriente atravesadora de aire caliente a temperatura de 190.4°F durante 20 minutos.

## 4.2 BASES DE DISEÑO

4.2.1 NOMBRE DE LA PLANTA : FET GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION : Puebla Mexico

4.2.2 TIPO DEL PROCESO : Proceso continuo. En la primera etapa se lleva a cabo la reacción entre el dimetil tereftalato y el etilenglicol para producir el intermediario bis(2-hidroxi-etil)-tereftalato y como subproducto el metanol, en la segunda etapa se efectúa la polimerización del intermediario produciéndose el PET recuperándose una gran cantidad de etilenglicol, en la tercera etapa se da orientación a las moléculas del PET.

### 4.2.3 FACTOR DE SERVICIO

Días de trabajo : 330  
Factor de servicio :  $F_s = 0.9041$

### 4.2.4 CAPACIDAD

Maxima : 8000 T/año  
Minima : 4800 T/año  
Normal : 5600 T/año

### 4.2.5 ESPECIFICACIONES DE MATERIA PRIMA

ESPECIFICACIONES	DHT	ETB
Apariencia	Sólido blanco y libre de sustancias suspendidas	Transparente, líquido sin signos de fluorescencia
Punto de ebullición	290°C a 1 ata	195-198°C
Punto de fusión	141°C	-----
Número de -OH	-----	mayor de 1750
Índice de refracción	-----	1.43 (a 20°C)
Contenido de agua	anhidro	menor de 0.1 %
Valores de intercambio éster	96 % en 2 hrs.	mayor del 90%
Contenidos de halógenos	a los sumo trazas	a lo sumo trazas
Número de ácido	0.2	-----
Número de saponificación	578	-----
Residuos de ignición	0.08	-----

ESPECIFICACION	DMT	ETB
Material volátil disperso	menor de 0.05	-----
Contenido de hierro	menor de 0.0005	-----
Contenido de nitrógeno	menor de 0.0005	-----

#### 4.2.6 ESPECIFICACIONES DE PRODUCTO TERMINADO

ESPECIFICACIONES	PEI
Peso molecular	20 000
$\eta$ sp	142 349,41
T descomposición °C	290
T fusión °C	260
Contenido de humedad kg/kg sólido seco	0.0001
Color	incoloro
Estado	sólido
Forma	Churros de 1 cm diámetro y 3 cm
$\delta$ específica largo	1.36

#### 4.2.7 CONDICIONES DE ALIMENTACION DE MATERIA PRIMA AL PROCESO

CARACTERISTICAS	DMT	ETB
Presión	atmosférica	atmosférica
Temperatura	20°C	20°C
Fase	sólida	líquida
Tamaño de granulos	1/8" y 1/4"	-----
Forma de entrega	sacos de 20 o 40 kg en forma granular, estos sacos están revestidos de polietileno, para proteger de la humedad	carro-tanque

#### 4.2.8 CONDICIONES DE ENTREGA DEL PRODUCTO TERMINADO

CARACTERISTICAS	PET
Grado	ingeniería
Fresión	atmosférica 11.41lb/in <sup>2</sup> (0.7763 ata)
temperatura	20°C
Fase	sólida
Forma de salida	pequeños trozos en forma de chorros de 1 cm diámetro y 3 cm de largo
Forma de empaque	en bolsas de polietileno

#### 4.2.9 FLEXIBILIDAD DE LA PLANTA

Operación. La planta no operará a falla de energía eléctrica, vapor, agua de enfriamiento o aire de instrumentos.

#### 4.2.10 PREVISIONES PARA AUMENTO DE CAPACIDAD

No se prevé de equipo adicional para aumento de capacidad, sin embargo si se dispone de área adicional.

#### 4.2.11 ELEMENTOS DE SEGURIDAD

##### 4.2.11-1 SISTEMAS CONTRA INCENDIO

Equipo móvil y portátil, como rociadores y cámaras de espuma.

##### 4.2.11-2 PROTECCION PERSONAL

Se instalarán duchas, pero no tomas de aire para equipo respiratorio. Se recomienda el uso de botas, guantes, casco y chamarra de tela ahulada.

#### 4.2.12 SERVICIOS AUXILIARES

##### 4.2.12-1 AGUA

###### AGUA DE PROCESO

Agua de alimentación a calderas

Fresion : 60 lb/in<sup>2</sup>

Temperatura : 68°F

Tipo : Filtrada y suavizada

Disponibilidad : La requerida por el proceso

Fuente de suministro : Municipio

Agua de enfriamiento

Fresión : 60 lb/in<sup>2</sup>

Temperatura max. : 80°F

Disponibilidad : La requerida

Fuente de suministro : Torre de enfriamiento

Se usa en:

Condensador de metanol

Enfriador de etilenglicol

Condensadores barométricos

##### 4.2.12-2 AGUA DE SERVICIOS

Agua potable

Contenido de sales : 300 ppm

Disponibilidad : La requerida

Fuente de suministro : Garrafones

Agua para sanitarios

Fresión : 14.22 lb/in<sup>2</sup>

Temperatura : 68°F

Disponibilidad : La requerida

Fuente de suministro : Municipio

##### 4.2.12-3 AGUA CONTRAINCENDIO

Fresion : 170 lb/in<sup>2</sup>

Temperatura : 68°F

Disponibilidad : La requerida por códigos

Fuente de suministro : Tanque de almacenamiento de agua  
contra incendio

##### 4.2.12-4 VAPOR

Vapor saturado para cambiador de calor

Fresión : 115 lb/in<sup>2</sup>

Temperatura : 336.13°F

Entalpía : 882 Btu/lb

Disponibilidad : La requerida

Fuente de suministro : Generado dentro de L.B.

Vapor saturado para el fundidor de DMT  
Presion : 100 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 327.83°F  
Entalpia : 888.6 Btu/lb  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : Generado dentro de L.B.

Vapor saturado para eyectores  
Presion : 100 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 327.83°F  
Entalpia : 888.6 Btu/lb  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : Generado dentro de L.B.

#### 4.2.12-5 ACEITE DE CALENTAMIENTO (TIPO DOWTHERM)

Presion : 35 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 600°F  
Caracteristicas : 25% difenilo, 75% oxido de difenilo  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : Generado dentro de L.B.

#### 4.2.12-6 COMBUSTIBLES

Gas natural  
Presion : 220 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 85°F  
Poder calorifico : 1120 Btu/ft<sup>3</sup>  
Gravedad especifica : 0.71  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : PEMEX

#### 4.2.12-7 SERVICIOS

Nitrogeno  
Presion : 35 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 78°F  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : Botellas a presion

#### 4.2.12-8 AIRE

Aire de instrumentos  
Presion : 125 lb/in<sup>2</sup>  
Temperatura : 100°F  
Impurezas : Ninguna  
Disponibilidad : La requerida  
Fuente de suministro : Generado por compresor dentro de L.B.

Aire para secador  
Temperatura : 190°F  
Disponibilidad : El requerido  
Fuente de suministro : Generado por compresor dentro de L.B.

#### 4.2.13 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS

País : México  
Estado : Puebla  
Presión atmosférica : 590 mmHg = 0.7763 atmosferas = 11.41 lb/in<sup>2</sup>  
Altura sobre el nivel del mar : 2150 m  
Temperatura de bulbo húmedo : 13.1°C  
Temperatura de bulbo seco mín. : 23.6°C  
Temperatura de bulbo seco máx. : 31.4°C  
Precipitación pluvial  
Máxima horaria : 32.4mm  
Temperatura  
Temperatura máxima : 30°C  
Temperatura normal : 20°C  
Temperatura mínima : 5°C  
Vientos  
Velocidad promedio máx. anual : 17.4 m/seg  
Factor de sismo : 0.1

#### 4.2.14 ENERGÍA ELÉCTRICA

Fuente de suministro : C.F.E.  
Fases : 3 fases  
Frecuencia : 60 Hz  
Factor de potencia : 0.8 mínimo  
Voltaje máximo requerido : 220 volts

#### CONSUMO DE KW

Se usan motores de 1 a 15 Hp, por lo que el voltaje es de 220 volts

#### 4.2.15 BASES DE DISEÑO CIVIL

CONSTRUCCIONES: Dentro del L.B. se considera área del proceso, cuarto de almacenamiento de materia prima, cuarto de control de instrumentos, cuarto de control eléctrico, laboratorio; fuera de L.B. se considera área para sanitarios, oficinas, área de carga y descarga, estacionamiento, comedor, áreas verdes.

#### 4.2.15-1 TIPO DE DRENAJE

Drenaje químico para purgas y fugas de equipo  
Drenaje abierto para uso pluvial y de servicios.

### 4.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS Y LISTA DE EQUIPO

#### 4.3.1 LISTA DE EQUIPO

EQUIPO	CLAVE
Torre de destilación	BD-01
Reactores de transesterificación	BC-01,02,03,04
Reactores de policondensación	BC-05,06,07,08,09
Condensador barométrico del ETB	CB-01
Condensadores barométricos de vapor	CB-02,03
Cambiador de calor del ETB	EA-01
Condensador de MDH	EA-03
Enfriador del ETB	EA-04
Extrusor	ET-01
Eyectores	EY-010,011,012,013
Tanque de fundido	FA-01
Tanque acumulador de reflujo	FA-03
Tanque de recepción del ETB	FA-04
Tanque de mezcla ETB-catalizadores	FA-05
Tanque de almacenamiento del MDH	FB-01
Filtro	FD-01
Secador de banda	FF-01
Bomba para el ETB	GA-01
Bomba para el ETB de recepción	GA-02
Bomba para el DMT	GA-03
Bomba para ETB de la torre	GA-04
Bomba para el MDH	GA-05
Bomba para el SMET	GA-06
Bomba para el PET	GA-07
Agitador del fundido	GB-01
Agitador para reactores de transesterif.	GD-03,04,05,06
Agitador para reactores de policondensación	GD-07,08,09,10,11
Agitador para el mezclador	GD-02
Molino de bolas o rodillos	ND-01
Pelletizador	PT-01
Tanque sedimentador	TB-01
Alimentador tornillo	TT-01
Tolva para el DMT	TV-01
Tolva para el PET	TV-02

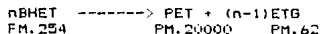


#### 4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

##### ESTEQUIOMETRIA

Para la producción de 2227 lb/hr (8000 ton/año) de PET grado ingeniería serán necesarias las siguientes cantidades de materia prima.

La reacción de policondensación es la siguiente:



donde n es el número de moléculas necesarias de BHET para formar una molécula de PET de peso molecular 20000.

$$n \cdot 254 \quad \text{-----} \quad 20000 + (n-1) \cdot 62$$

$$n(254-62) \quad \text{-----} \quad 20000 - 62$$

despejando n se obtiene:

$$n = 19938 / 192$$

$$n = 103.84$$

sustituyendo n en la ecuación de policondensación:

$$103.84(254) \quad \text{-----} \quad 20000 + (103.84-1) \cdot 62$$

La cantidad de BHET que se requiere por hora es:

$$\text{BHET} = \frac{m_{\text{PET}} + n \cdot \text{PM}_{\text{BHET}}}{\text{PM}_{\text{PET}}} / n \text{ vs. BHET}$$

n vs. BHET = conversión respecto del BHET

m = masa en lb/hr

PM = peso molecular en lb/lbmol

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

$$\text{ETG} = \frac{n \cdot \text{PM}_{\text{BHET}} + (n-1) \cdot \text{PM}_{\text{ETG}}}{n \cdot \text{PM}_{\text{BHET}}} = 0.99038$$

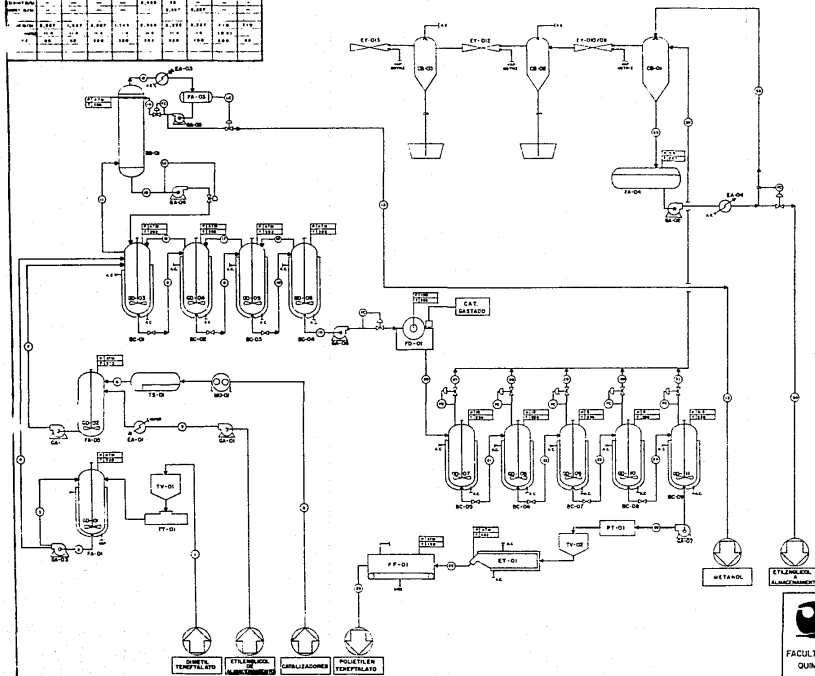
ITEM	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
PROYECTO	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237
FECHA	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237
PROYECTO	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237
FECHA	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237
PROYECTO	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237
FECHA	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237	1.237

LISTA DE EQUIPOS

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
BE-01	COMP. DE REFRIGERACION	5.270 x 1.011
BE-02	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-03	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-04	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-05	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-06	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-07	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-08	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-09	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-10	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-11	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-12	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-13	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-14	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-15	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-16	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-17	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-18	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-19	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000
BE-20	COMP. DE REFRIGERACION	1.100 x 0.500 x 1.000

NOTAS

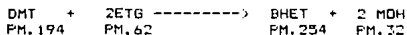
- AE AGUA DE ENFRIAMIENTO
- AC ACEITE DE CALENTAMIENTO (TIPO MONTHERS)
- CAT GASTADO CATALIZADOR SEPARADO EN EL FILTRO
- TEMPERATURA EN °F
- PRESION EN MMHG
- (1) DIETIL TEREFALATO
- (2) ETILENOCLORO
- (3) MS (2 MONOMEROS) TEREFALATO
- (4) POLIETIL TEREFALATO



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA  
POLIETIL TEREFALATO  
GRUPO INDUSTRIAL  
ANTEPROYECTO

DIAGRAMA DE FLUJO DE  
PROCESO  
PLANTA DE POLIETIL  
TEREFALATO

La transesterificación se lleva a cabo de la siguiente forma:



La cantidad de DMT a utilizar es:

$$\text{DMT} = \frac{n \cdot \text{BHET} + \text{PM DMT}}{\text{PM BHET}} / n \text{ vs. DMT}$$

La cantidad de ETG a utilizar es:

$$\text{ETG} = \frac{n \cdot \text{BHET} + 2\text{PM ETG}}{\text{PM BHET}} / n \text{ vs. DMT} + \text{ex ETG}$$

ex ETG = exceso del ETG necesario (50%)

La cantidad de metanol que se libera es:

$$\text{MOH} = \frac{2\text{DMT} + 2\text{PMOH}}{\text{PM DMT}}$$

#### RESULTADOS

MATERIA PRIMA	UTILIZACION	PMSA lb/hr
-BHET	intermediario	2964.00
-ETG	liberado	709.00
-DMT	reacción	2287.39
-ETG	para la reacción con el DMT	1462.06
-ETG	con exceso	2193.06
-MOH	liberado	747.19

## BALANCE DE MATERIA

CORRIENTE	FLUJO lb / hr				
	ETG	DMT	HEI	BHEI	PET
1	---	2287.395	---	---	---
2	---	6862.17	---	---	---
3	---	4574.78	---	---	---
4	---	2287.395	---	---	---
5	1537.756	---	---	---	---
6	5.332	---	---	---	---
7	1543.086	---	---	---	---
8	693.31	723.343	---	2047.78	---
9	219.307	228.739	---	647.574	---
10	69.159	72.134	---	204.77	---
11	745.643	---	911.046	---	---
13	95.66	---	747.058	---	---
15	649.982	---	163.988	---	---
16	245.80	---	231.082	---	---
17	87.732	---	67.913	---	---
18	37.525	---	16.316	---	---
19	---	22.673	---	2964.889	---
20	---	---	---	2964.889	---
21	---	---	---	1180.649	1352.960
22	---	---	---	470.079	1891.725
23	---	---	---	187.167	2106.251
24	---	---	---	74.47	2191.696
25	---	---	---	27.847	2227.047
26	---	---	---	---	2227.04
27	431.329	---	---	---	---
28	171.760	---	---	---	---
29	68.391	---	---	---	---
30	27.240	---	---	---	---
31	11.270	---	---	---	---
32	709.99	---	---	---	---
33	4859.849	---	---	---	---
34	709.99	---	---	---	---
35	4149.859	---	---	---	---

#### 4.4.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL FUNDIDOR FA-01

Para lograr la fusion se emplea vapor saturado de 100 psia, se cuenta con una recirculacion de DMT, para lograr un fundido homogéneo.

##### VAPOR SATURADO

Pv = 100 psia  
T = 327.83°F  
Lv = 888.6 Btu/lb

##### DMT SOLIDO

W = 2287.39 lb/hr  
To = 68°F  
T fusion = 284°F  
Cp solido = 0.395 Btu/lb°F  
L fusion = 68.1 Btu/lb  
S = 24.92 lb/ft<sup>3</sup>

##### DMT LIQUIDO

T final = 320°F  
CP liq = 0.464 Btu/lb°F  
S = 66.61 lb/ft<sup>3</sup>

QT = WCpDT + WL + WCpDT

QT = 2287.39 lb/hr (0.395) (284-68)°F + 2287.39 lb/hr (68.1) +  
2287.39 lb/hr (0.464) (320-284)

QT = 389 139.92 Btu/hr

QT = Wvapor \* Lvapor

$$Wv = \frac{389 139.92 \text{ Btu/hr}}{888.6 \text{ Btu/lb}}$$

Wvapor = 437.92 lb/hr

Para la recirculacion:

La recirculacion es el doble de lo que se necesita para la reaccion.

W1 = Masa que entra al fundidor = 2287.39 lb/hr

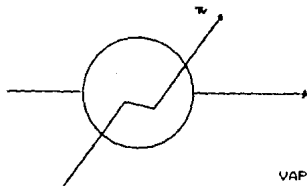
W2 = Masa que sale del fundidor = 6862.17 lb/hr

W3 = Masa que se recircula = 4574.78 lb/hr

W4 = Masa que sale del fundidor para entrar al reactor = 2287.39 lb/hr

#### 4.4.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL CAMBIADOR DE CALOR DE ETG EA-01

Este cambiador de calor calienta ETG que viene del tanque de almacenamiento para despues mezclarlo con los catalizadores. El cambiador es de doble tubo, se usa vapor saturado como medio de calentamiento, el ETG se calienta hasta una temperatura de 329°F, siendo la presion de operacion es de 11.41 lb/in<sup>2</sup>.



ETG

VAPOR

W ETG = 2193.069 lb/hr  
 T1 entrada del ETG = 68°F  
 T2 salida del ETG = 329°F

Pv = 100psia  
 Tv = 336.13°F  
 V<sub>vap.vapor</sub> = 3.9799 ft<sup>3</sup>/lb  
 V<sub>liq</sub> = 0.01783 ft<sup>3</sup>/lb

Las propiedades del ETG son evaluadas a un temperatura media  
 T<sub>media</sub> = 329 + 68 / 2 = 198.5°F

PROPIEDADES	ETG (198.5°F)	VAPOR (100psia)
Cp Btu/lb°F	0.325	0.6
Bq	1.1	0.2312
ρ centipoise	2.5	0.01465
K Btu'Fft <sup>2</sup> /ft	0.153	0.2098

Q ETG = WCDT = 2193.069 lb/hr (0.7) (329-68)°F  
 Q ETG = 400 673.70 Btu/hr

$$W_{\text{vapor}} = W_v = \frac{Q}{L} = \frac{400\ 673.7}{882} = 454.278 \text{ lb/hr}$$

#### 4.4.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LA ETAPA DE TRANSESTERIFICACION BC-01, BC-02, BC-03, BC-04

##### 4.4.3.1 BALANCE DE MATERIA GLOBAL

DMT + 2 ETG  $\rightarrow$  2 MOH + BHET

2287.391 lb/hr	2193.069 lb/hr	747.058 lb/hr	2964.889 lb/hr
-------------------	-------------------	------------------	-------------------

La reacción se lleva al 99% de conversión respecto al DMT.



Para la realización del balance de materia es necesario establecer las bases sobre las cuales se elaborará, por lo que se estudia primero la cinética de la transesterificación.

##### 4.4.3.2 CINETICA DE LA TRANSESTERIFICACION

Para determinar el número de reactores que se necesitan en esta etapa es necesario primero estudiar la cinética de reacción, con la cual se obtiene la constante de velocidad y la ecuación que permite relacionar la conversión con el tiempo de residencia.

Como la reacción es de primer orden y el ETG se encuentra en exceso, la ecuación de velocidad de reacción está dada por:

$$-\frac{dC_a}{dt} = kC_a C_b$$

$C_a$  = Concentración del DMT  
 $C_b$  = Concentración en exceso del ETG

Por el exceso se sustituye  $k$  por  $k'$

$$k' = k C_b$$

$$\frac{dC_a}{dt} = k' C_a$$

$$x = \frac{C_{a0} - C_a}{C_{a0}}, \quad C_a = C_{a0} (1-x)$$

derivando la ecuacion anterior

$$\frac{dC_a}{dt} = C_{a0} \frac{dx}{dt}$$

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

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

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

R.Mihail (4) y colaboradores proporcionan los datos para graficar  $\ln dx/dt$  respecto  $\ln(1-x)$ , con estas graficas se obtiene la constante de velocidad de reaccion  $k'$  que en las graficas es la ordenada al origen.

#### CONSTANTE DE LA REACCION

TIEMPO min.	METANOL g	METANOL moles x	DPT moles x	$\frac{dx}{dt}$	$\ln \frac{dx}{dt}$	(1-x)	$\ln(1-x)$
20	0.180	0.00113	0.00561	---	---	0.37	0.190
30	0.330	0.01300	0.01650	0.035	3.33	0.47	0.750
40	0.725	0.04550	0.02250	0.0195	3.84	0.275	1.390
50	0.850	0.05330	0.02550	0.0125	4.37	0.190	1.600
60	0.725	0.05300	0.02800	0.0075	4.90	0.075	2.900
70	0.915	0.06050	0.03010	0.0040	5.51	0.055	2.900
80	0.780	0.06150	0.03050	0.0015	6.30	0.020	3.900
90	0.990	0.06210	0.03080	0.0010	6.90	0.010	4.600

Como se puede observar en la figura 4-1 la constante de velocidad de reaccion es igual a 0.066 min<sup>-1</sup>.



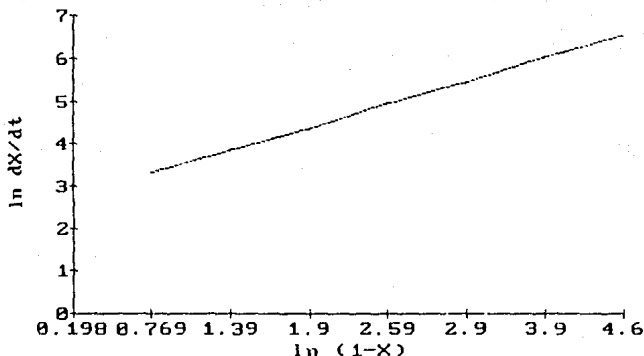


Fig. 4-1

Como anteriormente se menciono para estimar el numero de reactores asi como su volúmen es necesario determinar el tiempo de residencia por lo que se determina primero la ecuación para el número de reactores.

(moles de A) + (moles de A que) = (moles de A) + (moles de A que)  
 que entran se producen que salen se acumulan

$$Q_e C_{Ao} dt + (-r) V dt = Q_s C_a dt + d/dt (V C_a) dt \quad (1)$$

dividiendo la ecuación anterior entre dt

$$Q_e C_{Ao} + (-r)V = Q_s C_a + d/dt (V C_a) \quad (2)$$

$$\frac{dv}{dt} (V C_a) = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V (-r) \quad (3)$$

$$\frac{dv}{dt} C_a + V \frac{dC_a}{dt} = Q_e C_{Ao} - Q_s C_a + V (-r) \quad (4)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q_e - Q_s \quad (5)$$

$$(Q_e - Q_s) C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{a0} - Q_s C_a + V(-r) \quad (6)$$

$$Q_e C_a - Q_s C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{a0} - Q_s C_a + V(-r) \quad (7)$$

Esta ecuación es válida para sistemas reaccionantes con agitación perfecta.

$$Q_e C_a + \frac{dC_a}{dt} V = Q_e C_{a0} + V(-r) \quad (8)$$

$$V \frac{dC_a}{dt} = Q_e (C_{a0} - C_a) + V(-r) \quad (9)$$

se divide entre  $Q_e$

$$\frac{V}{Q_e} \frac{dC_a}{dt} = \frac{Q_e}{Q_e} (C_{a0} - C_a) + \frac{V}{Q_e} (-r) \quad (10)$$

$$\frac{V}{Q_e} = \theta \quad (11)$$

$$\theta \frac{dC_a}{dt} = (C_{a0} - C_a) + \theta (-r) \quad (12)$$

se divide entre  $C_{a0}$  la ecuación anterior para estar en términos de la conversión

$$\theta \frac{dC_a}{dt} = \frac{C_{a0} - C_a}{C_{a0}} + \frac{\theta}{C_{a0}} (-r) \quad (13)$$

$$\frac{\theta}{C_{a0}} \frac{dC_a}{dt} = x + \frac{\theta}{C_{a0}} (-r) \quad (14)$$

$$C_a = C_{a0} (1-x) \quad (15)$$

diferenciando la ecuación anterior respecto al tiempo

$$-\frac{dC_a}{dt} = + C_{a0} \frac{dx}{dt} \quad (16)$$

multiplicando la ecuación 14 por -1

$$\frac{\theta}{C_{Ao}} \frac{(-dC_A)}{dt} = -x - \frac{\theta}{C_{Ao}} (-r) \quad (17)$$

sustituyendo la ecuación 16 en la 17

$$\frac{\theta}{C_{Ao}} \frac{(C_{Ao} dx)}{dt} = -x - \frac{\theta}{C_{Ao}} (-r) \quad (18)$$

$$\theta \frac{dx}{dt} = \theta r - x \quad (19)$$

Esta ecuación es la ecuación general para el diseño de reactores de tipo tanque continuo agitado; para sistemas que operan a régimen permanente la acumulación es cero ( $Q_e = Q_s$ ), y el volumen es constante, por lo tanto:

$$\frac{dV}{dt} = 0$$

La concentración en los reactores que operan a régimen permanente es constante en todos los puntos y por lo tanto  $dx/dt$  es igual a cero. Si estas afirmaciones las sustituimos en la ecuación 19, queda:

$$0 = \theta r - x \quad (20)$$

$$C_{Ao} x = \theta r \quad (21)$$

$$x = \frac{C_{Ao} - C_A}{C_{Ao}} \quad (22)$$

sustituyendo en la ecuación 21 la 22

$$\theta r = C_{Ao} - C_A n \quad (23)$$

donde n es n numero de reactores

$$\theta = \frac{C_{Ao} - C_A}{r} \quad (24)$$

Esta ecuación determina el tiempo de residencia; así si se combina la ecuación  $r = k' C_A$  con la 23

$$\theta k' C_{an} = C_{ao} - C_{an}$$

$$\theta k' = \frac{C_{ao}}{C_{an}} - 1$$

Para un tren de reactores de tanque agitado continuo las concentraciones se calculan de la siguiente forma:

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

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

Para n reactores el tiempo de residencia es:

$$C_{an} = \frac{C_{ao}}{(1+k'\theta)^n} \quad (25)$$

y finalmente:

$$\theta = \frac{\left(\frac{C_{ao}}{C_{an}}\right)^{1/n} - 1}{k'}$$

Los tiempos de residencia para cada reactor son iguales, y así mismo sus volúmenes.

#### RESULTADOS OBTENIDOS POR EL ESTUDIO DE LA CINÉTICA

Se calcula la concentración inicial del DMT:

$$\begin{aligned} W_{DMT} &= 2287.3956 \text{ lb/hr} \\ S &= 66.61 \text{ lb/ft}^3 \\ G &= \text{gasto} = 34.3401 \text{ ft}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{ETG} &= 1462.046 \text{ lb/hr} \\ S &= 63 \text{ lb/hr} \\ G &= 23.2070 \text{ ft}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$G_{total} = 57.547 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$C_{ao} = \frac{W_{DMT}}{PM_{DMT} * G_{total}} = 0.204887 \text{ lbmol/ft}^3$$

se calcula la concentración final del DMT en el último reactor:

$$C_a \text{ final} = C_{a0} \cdot 0.99$$

$$C_a \text{ final} = 0.002048 \text{ lbmol/ft}^3$$

El número de reactores para la transesterificación es de cuatro; ahora se calcula el tiempo de residencia para estos cuatro reactores:

$$\theta = \frac{(C_{a0} / C_a)^{1/n} - 1}{k} = \frac{(0.20488/0.002048)^{1/4} - 1}{0.065} = 33.2658 \text{ min.}$$

Con esto se calculan las concentraciones y la conversión del DMT en cada reactor así como las velocidades de reacción en cada uno de ellos.

$\frac{C_a}{\text{lbmol/ft}^3}$	conversión	$r$ $\frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3 \text{ min}}$
$C_1 = \frac{0.20488}{3.1622} = 0.0647909$	68.377	0.0042114
$C_2 = \frac{0.20488}{10} = 0.0204887$	90.00	0.0013317
$C_3 = \frac{0.20488}{31.62} = 0.0064790$	96.837	0.00042114
$C_4 = \frac{0.20488}{100} = 0.00204887$	99.00	0.00013317

La conversión calculada es respecto a la concentración inicial de DMT

Se calcula el volumen para cada reactor:

$$V = G_{\text{total}} \cdot \theta$$

$$V = 31.9058 \text{ ft}^3$$

Con la conversión en cada reactor se calculan los gastos involucrados necesarios para la operación en cada uno de ellos, por lo que se procede a calcular el balance de materia.

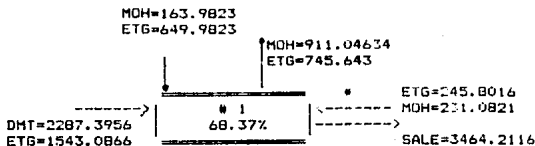
Se considera una recirculación, de la cual el 29.6% (649.9823 lb/hr) de ETG proviene de la torre de destilación lo cual se alimentará al primer reactor; por otra parte este mismo reactor es alimentado con una corriente que proviene del tanque mezclador de ETG, con una cantidad de 1543.086 lb/hr de ETG.

Existe tambien una alimentacion de este reactor a la torre de destilacion la cual manda MOH-ETG, que se obtiene como subproducto de la reaccion en cada reactor, esta mezcla viene enriquecida de MOH 55% en masa (911.04634 lb/hr). La cantidad del intermediario BHET producido en el tren de reactores es de 2964.889 lb/hr.

#### 4.4.3.3 BALANCE DE MATERIA EN LOS REACTORES DE TRANSESTERIFICACION.

En el primer reactor las cantidades relacionadas se dan a continuacion:

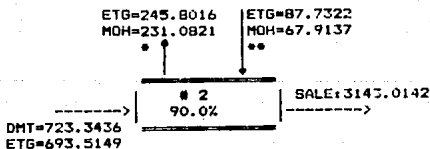
Los gastos estan en lb/hr



REACCION:	SE PRODUCE:	SALE:
DMT=1544.052 ETG=979.7036	BHET=2047.7000 MOH=913.9791	DMT=723.3436 ETG=693.5149

\* Gasto que proviene del reactor #2.

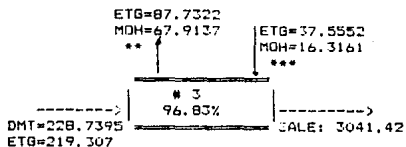
Segundo reactor



REACCION:	SE PRODUCE:	SALE:
DMT=494.6040 ETG=316.1386	BHET=647.5743 MOH=163.16832	DMT=228.7375 ETG=219.307

\*\* Gasto que proviene del reactor #3

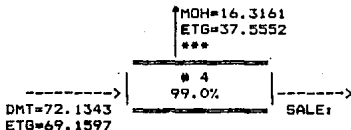
Tercer reactor:



REACCIONA:	SE PRODUCE:	SALE:
DMT=156.4052 ETG=99.9703	BHET=204.7780 MOH=31.3975	DMT=72.1343 ETG=69.1597

\*\*\* Gasto que proviene del reactor #4

Cuarto reactor:



REACCIONA:	SE PRODUCE:	SALE:
DMT=49.4604 ETG=31.6138	BHET=64.7574 MOH=16.3161	DMT=22.6739 BHET=2964.889

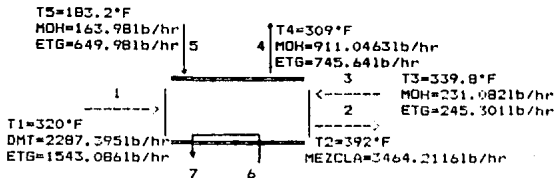
CANTIDADES TOTALES:

BHET QUE REACCIONA =2964.889  
MOH LIBERADO =747.058  
DMT QUE REACCIONA =2264.5216  
DMT QUE NO REACCIONA =22.6739  
DMT TOTAL=2287.1956  
ETG QUE REACCIONA =1447.436

Todo el ETG se manda por la parte superior de cada reactor recuperándose así mismo lo que no reaccionó (14.62 lb/hr).

#### 4.4.3.4 BALANCE DE ENERGIA EN LOS REACTORES DE TRANSESTERIFICACION

Reactor #1



Para determinar la entalpia de reaccion en la transesterificacion:

$$DMT + 2ETG \text{ ---- } MEI + 2MH$$

$$Hr = H_{\text{productos}} - H_{\text{reactivos}}$$

$$Hr = 2(-59.23) - 260.21 - [(2 * -101.5) - 164.38]$$

$$Hr = -11.28 \text{ Kcal/mol}$$

$$Hr = -44.776 \text{ Btu/mol}$$

$$Q_6 + Q_1 + Q_5 + Q_3 + Q_r = Q_4 + Q_2 + Q_7$$

$$Q_1 = W_{CpDT}DMT + W_{CpDT}ETG + W_{L}DMT$$

$$Q_1 = 2287.3456 [(0.464) (320-68) + 68.1] + 1543.0866 (0.46) (320-68)$$

$$Q_1 = 602 106.83138\text{Btu/hr}$$

$$Q_2 = W_{CpDT}MEZCLA = 3464.2116 (0.4378) (392-68) = 491 388.715\text{Btu/hr}$$

$$Q_3 = W_{CpDT}ETG + W_{LETG} + W_{CpDT}MOH + W_{L}MOH$$

$$Q_3 = 245.801 (0.452) (339.8-68) + 245.807 (452.1) + 231.082 (0.425) (271.8) + 231.082 (474)$$

$$Q_3 = 277 550.9189\text{Btu/hr}$$

$$Q_4 = W_{CpDT}ETG + W_{CpDT}MOH + W_{L}MOH + W_{LETG}$$

$$Q_4 = 745.64 (309-68) (0.465) + 911.046 (0.425) (241) + 911.0463 (475.1) + 745.64 (454)$$

$$Q_4 = 948 214.5602\text{Btu/hr}$$

$$Q_5 = W_{CpDT}MOH + W_{CpDT}ETG$$

$$Q_5 = 163.98 (183.2-68) (0.425) + 649.98 (183.2-68) (0.5)$$

$$Q_5 = 45998.4\text{Btu/hr}$$

$$Q_r = Hr * r_1 * V_1 * 60$$

$$Q_r = -44.7765 (0.004211) (31.9058) (60)$$

$$Q_r = -360.8719\text{Btu/hr}$$

$$Q_6 - Q_7 = Q_2 + Q_4 - Q_1 - Q_3 - Q_5 - Q_r$$

$$Q_6 - Q_7 = 491 388.7157 + 948 214.56 - 602 106.83 - 277 550.91 - 45998.4 + 360.8719$$

$$Q_6 - Q_7 = 514 308.53 \text{ Btu/hr}$$

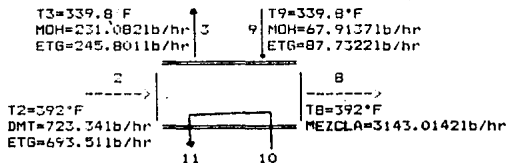


Q1 = calor que entra con la corriente de alimentacion  
 Q2 = calor que sale con la corriente del primer reactor al segundo reactor  
 Q3 = calor que entra al reactor con la corriente que proviene del segundo reactor  
 Q4 = calor que sale con la corriente del primer reactor a la torre de destilacion  
 Q5 = calor que entra con la corriente que viene de la torre de destilacion al reactor  
 Q6 - Q7 = calor que requiere la reaccion en el primer reactor para llevarse a cabo y es suministrado por el aceite de calentamiento (Dowtherm) a 35 psia, con LD = 125 Btu/lb

Qr = calor de la reaccion en el primer reactor  
 Para el calculo de la masa del aceite de calentamiento:

$$\begin{aligned}
 & \frac{Q_6 - Q_7}{LD} \\
 & \text{WD} = \text{----} \\
 & \text{LD} \\
 & \text{WD} = 4114.5 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

Reactor # 2



$$\begin{aligned}
 Q_2 + Q_9 + Q_{10} + Q_r &= Q_3 + Q_8 + Q_{11} \\
 Q_2 &= 491\,388.7157 \text{ Btu/hr} \\
 Q_8 &= W_{CpDT} \text{MEZCLA} = 3143.0142 (0.4373) (392-68) = 445\,318.5955 \text{ Btu/hr} \\
 Q_9 &= W_{CpDT} \text{ETG} + W_{CpDT} \text{MDH} + W_{L} \text{MDH} + W_{L} \text{ETG} \\
 Q_9 &= 87.7322 (0.453) (339.8-68) + 67.9137 (0.425) (339.8-68) + \\
 & 67.9137 (474) + 87.7322 (452.1) \\
 Q_9 &= 90478.088 \text{ Btu/hr} \\
 Q_r &= H_r \cdot r_2 \cdot V_2 \cdot 60 \\
 Q_r &= -44.776 (0.001331) (31.9058) (60) = -114.0891 \text{ Btu/hr} \\
 Q_{10} - Q_{11} &= Q_3 + Q_8 - Q_9 - Q_2 - Q_r \\
 Q_{10} - Q_{11} &= 277550.9189 + 445318.5956 - 90478.08 - 491\,388.7157 + \\
 & 114.0891 \\
 Q_{10} - Q_{11} &= 141\,116.88 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

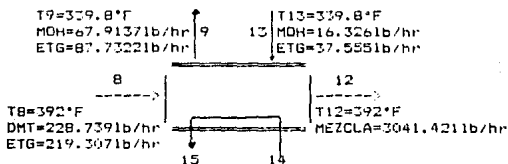
$Q_{10} - Q_{11}$  = calor que necesita la reaccion y es suministrado por el aceite de calentamiento (Dowtherm)

Para la masa del aceite de calentamiento:

$$WD = \frac{Q_{10} - Q_{11}}{LD}$$

$$WD = 1128.9 \text{ lb/hr}$$

Reactor # 3



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

$$Q_8 = 445318.5956 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{12} = W_{CPDT} MEZCLA = 3041.421 (0.4373) (392-68) = 430924.3426 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{13} = W_{CPDT} MOH + W_{CDT} ETG + W_{LMOH} + W_{LETG}$$

$$Q_{13} = 16316 (0.425) (339.8-68) + 37.555 (0.454) (339.9-68) + 16.316 (474) + 37.555 (452.1)$$

$$Q_{13} = 31231.3232 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_r = H_r \cdot r_3 \cdot V_3 \cdot 60$$

$$Q_r = -44.776 (0.00042114) (31.9058) (60) = -36.0988 \text{ Btu/hr}$$

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

$$Q_{14} - Q_{15} = 90478.08 + 430924.3426 - 445318.59 - 31231.323 + 36.098$$

$$Q_{14} - Q_{15} = 44888.5 \text{ Btu/hr}$$

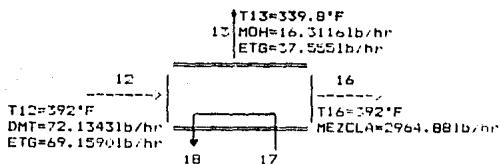
$$Q_{14} - Q_{15} = \text{calor que necesita la reaccion en el tercer reactor.}$$

Para la cantidad del aceite de calentamiento:

$$WD = \frac{Q_{14} - Q_{15}}{LD}$$

$$WD = 359.1 \text{ lb/hr}$$

Reactor # 4



$$Q17 + Q12 + Qr = Q18 + Q13 + Q16$$

$$Q12 = 430\,924.3426 \text{ Btu/hr}$$

$$Q16 = WCPDTMEZCLA = 2964.88 (0.4373) (324) = 420\,079.6158 \text{ Btu/hr}$$

$$Qr = H4 * r4 * V4 * 60$$

$$Qr = -44.776 (0.00013317) (31.9058) (60) = -11.414 \text{ Btu/hr}$$

$$Q17 - Q18 = Q13 + Q16 - Q12 - Qr$$

$$Q17 - Q18 = 31231.327 + 420\,079.6158 - 430\,924.3426 + 11.414$$

$$Q17 - Q18 = 20395.4 \text{ Btu/hr}$$

Q17 - Q18 = calor que necesita la reaccion en el ultimo reactor de transesterificacion.

Para la masa del aceite de calentamiento:

$$Q17 - Q18$$

$$WD = \frac{\quad}{\quad}$$

$$LD$$

$$WD = 163.21 \text{ lb/hr}$$

La masa total del aceite de calentamiento (Dowtherm) para la etapa de transesterificacion es:

$$WDT = 5765.771 \text{ lb/hr}$$

#### 4.4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LA TORRE DE DESTILACION BB-01

Para este proceso se recomienda usar una torre de destilacion empacada, ya que ofrece ventajas respecto a una de platos, las principales son:

- \* Mayor eficiencia de contacto entre las fases vapor-liquido
- \* Menor mantenimiento
- \* Menor costo total
- \* Menor caida de presion
- \* Proporciona una retencion del liquido sustancialmente menor, esto es importante cuando el liquido se deteriora a altas temperaturas
- \* Cuando se tienen problemas complicados de corrosion, estas torres son las menos costosas

Se estudia el comportamiento del ETG-MOH como un sistema ideal, las razones de ello son las siguientes:

\* Todos los gases a presiones moderadas tiene un comportamiento ideal, en el caso de este sistema se trabaja a presion atmosferica 11.41 psia (0.7763 atmósferas).

\* La mezcla no forma azeótropos y las curvas son caracteristicas de los sistemas ideales; por tal razon se usan las ecuaciones de Raoult y Dalton.

#### ESTUDIO DEL SISTEMA METANOL-ETILENGLICOL (MOH-ETG)

Del primer reactor sale una corriente que va a la torre de destilacion llevando como componentes metanol en mayor cantidad y etilenglicol, además de una minima cantidad de DMT que no alcanza a sublimarse, pero que no influye en el equilibrio ya que regresa junto con el producto base.

La ley de Raoult:  $p_n = p^*_n \cdot x_n$

La ley de Dalton:  $p_t = p_a + p_b$  para un sistema de dos componentes

Si  $x_a + x_b = 1$

$P^*_a (x_a) + P^*_b (x_b) = p_t$

$$x_a = \frac{p_t - p_b}{P^*_a - P^*_b}$$

$$y_a = \frac{p_a}{p_t} = \frac{P^*_a (x_a)}{p_t}$$

Con las siguientes ecuaciones y con las presiones de vapor del MOH y el ETG (36) se determinan los valores de  $x$  y  $y$  de cada componente, usando la presion atmosferica como la total = 590 mm Hg.

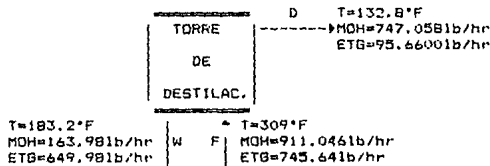
La justificación para la selección de la torre de destilación de empacado se da en la sección de criterios generales de diseño

DATOS DE EQUILIBRIO

T °C	T °F	P <sup>MDH</sup> mm Hg	P <sup>ETB</sup> mm Hg	P <sub>A</sub> pt - pb	p <sub>A</sub> <sup>*</sup> - p <sub>B</sub> <sup>*</sup>	x	y
193	379.4	26700	590	---	26110	---	---
190	374	24700	580	10	24120	0.00047	0.0198
180	356	21600	500	90	21400	0.00420	0.1535
170	338	17150	372	219	16779	0.01330	0.3790
160	320	13450	218	314	13234	0.03825	0.6410
150	302	6710	75.5	517	6535	0.08100	0.9200
100	212	2940	16	570	2824	0.20300	0.9730
90	194	2160	8.8	581	2151	0.27000	0.9820
80	176	1500	5.7	584	1495	0.39200	0.9970
70	158	1035	2.8	587	1032	0.56900	0.9990
60	140	725	1.6	588	732	0.81000	0.9990
55.8	132.4	590	1.0	589	589	1.00000	1.0000

Como se puede observar en la figura 4-2, T vs x y el comportamiento de este sistema es ideal.

4.4.4.1. BALANCE DE MATERIA EN LA TORRE DE DESTILACION



CORRIENTE EN LA TORRE DE DESTILACION

COMPONENTES	F	z <sub>F</sub>	W	x <sub>W</sub>	D	x <sub>D</sub>
ETG	12.0263	0.29197	10.483	0.6716	1.5428	0.06199
MDH	28.47	0.70302	4.1246	0.3283	27.927	0.93803
TOTAL	40.4963	1.00000	15.6076	1.0000	29.8879	1.00000

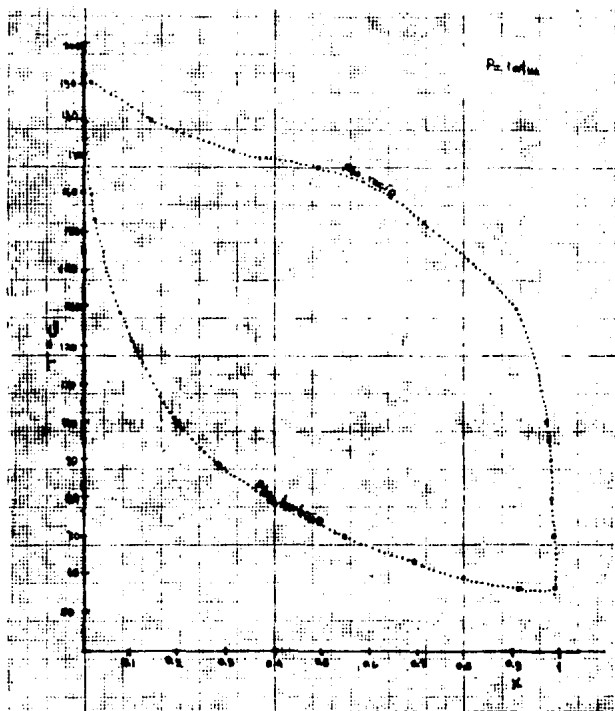
F = Corriente de alimentación

W = Corriente que sale de la columna de destilación y va al primer reactor de transesterificación

D = Destilado que sale por el domo de la columna

Los flujos de estas corrientes están en lbmol/hr

Figura 4-2 Equilibrio a P constante vapor liquido para el sistema Metanol-etilenglicol



Características de cada corriente:

corriente F (vapor saturado)

T = 309°F (156°C)  
PM MEZCLA = 40.9087 lb/lbmol  
x<sub>F</sub> = 0.70302  
F = 40.4965 lbmol/hr  
Gasto MOH = 28.47 lbmol/hr  
Gasto ETG = 12.026 lbmol/hr  
LMOH = 475.1 Btu/lb  
LETG = 454 Btu/lb  
C<sub>p</sub>MOH = 0.425 Btu/lb°F  
C<sub>p</sub>ETG = 0.410 Btu/lb°F  
F está en su punto de rocío.

corriente W

T = 186.8°F (86°C)  
PM MEZCLA = 52.1448 lb/lbmol  
x<sub>W</sub> = 0.3283  
W = 15.6076 lbmol/hr  
Gasto MOH = 5.1246 lbmol/hr  
Gasto ETG = 10.4831 lbmol/hr

Corriente D

T = 132.8°F (56°C)  
PM MEZCLA = 33.8593 lb/lbmol  
x<sub>D</sub> = 0.938  
D = 24.881 lbmol/hr  
Gasto MOH = 23.3451 lbmol/hr  
Gasto ETG = 1.5429 lbmol/hr  
D está en su punto de burbuja

La mezcla se alimenta como vapor saturado por lo que  $q/q - 1 = 0$   
Para la sección de enriquecimiento:

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

$$G y_{n+1} = L x_n + D x_D$$

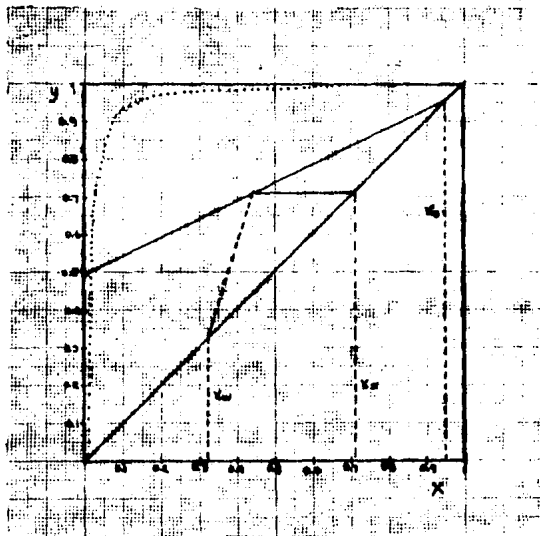
$$y_{n+1} = \frac{L}{G} x_n + \frac{D}{G} x_D$$

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

esta ecuación es de una línea recta sobre coordenadas  $x_n$  y  $y_{n+1}$  cuya pendiente es  $R / (R+1)$  y su ordenada al origen es  $x_D / (R+1)$ .

$$\left| \frac{x_D}{R+1} \right|_{\min} = 0.69$$

Figura 4-3 Curva de operación para el sistema Metanol-etilenglicol





Relacion de reflujo  $R_{min} = 0.938/0.69 - 1 = 0.35943$  moles reflujo  
-----  
moles D

$R = 2.5 (R_{min}) = 0.89855$  moles reflujo  
-----  
moles D

En la seccion de enriquecimiento:

$L$   
 $R = \frac{L}{D}$ ,  $L = D \cdot R = 22.36171$  lbmol reflujo/hr

$G = L + D = D(R+1) = 47.2496$  lbmol/hr

Tambien se puede calcular de la siguiente forma:

Se calcula la L/D de operacion:

$$\left( \frac{L}{D} \right)_{min} = \frac{x_D - x_f}{x_f - x_R} = \frac{0.946978 - 0.70715}{0.70715 - 0.03} = 0.354172$$

$$\left( \frac{L}{D} \right)_{ope} = 2.5 \frac{L}{D_{min}} = 0.885431$$

$G = L + D$

$L = 0.88542 D = 22.03649$  lbmol/hr

$G = 22.03649 + 24.8879 = 46.92439$  lbmol/hr

Como se observa estos valores son muy parecidos, se trabaja con los primeros.

La ordenada al origen para construir la curva es:

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.938}{0.89855+1} = 0.4940$$

Esto se representa en la figura 4-3

RESULTADOS:

CORRIENTE	FLUJO lbmol/hr	FLUJO lb/hr
G	46.92439	1847.772
L	22.03649	881.459
D	24.8879	995.313
G	47.2496	1890.685

! La relación de reflujo misma implica el número de etapas de equilibrio infinito

#### 4.4.4.2 BALANCE DE ENERGI A EN LA TORRE DE DESTILACION

Entalpia del vapor saturado.

Se calcula suponiendo que los liquidos estan sin mezclarse y por lo tanto se calculan por separado como liquidos a la temperatura del gas evaporando cada uno de ellos a estas temperaturas y mezclando los vapores.

Se ignoran los calores de solucion y se considera que la mezcla de alimentacion esta en su punto de rocío.

$$HG = y[C1 * PMMOH (tG-to) + L * PMMOH] + (1-y)[C1E + PMETG (tG-to) + L * PMETG] = 0.70002 [ 0.425(32) (709-68) + 475.1 (32) ] + [0.29658 (0.410) (62) (309-68) + 62(454)]$$
$$HG = 23172.125 \text{ Btu/lbmol}$$

CL = Capacidad calorifica del ETG liquido

CL = Capacidad calorifica del MDH liquido

tG = Temperatura del gas

L = Calor latente de evaporacion

Para el destilado:

$$QD = 1500.05 [(0.63) (266-68) + 472.1] + 95.17 [(0.61) (266-68) + 454]$$

$$QD = 956 \ 760.93 \text{ Btu/hr}$$

QD = Calor con el que sale el vapor en el domo de la torre

$$FM = 33.8595 \text{ lb/lbmol}$$

to = Temperatura de referencia = 68°F

$$XD = 0.938$$

$$XETG = 0.06199$$

$$CpMOH = 0.63$$

$$CpETG = 0.61$$

$$CpMEZCLA = 0.6287 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Para el calor del condensado:

Qc = Calor con el que sale el liquido del condensador subenfriador

$$Qc = 1500(0.63)(95-68) + 99(0.61)(95-68)$$

$$Qc = 27145.53 \text{ Btu/hr}$$

Qss = Calor del condensado si no fuera subenfriado

$$Qss = 1500(0.63)(132.8-68) + 99(0.61)(132.8-68)$$

$$Qss = 65155.9 \text{ Btu/hr}$$

QT = Calor necesario para la condensacion y subenfriado = QD - Qss

$$QT = 929614.47 \text{ Btu/hr}$$

Q1 = Calor solo para la condensacion = 891604.0 Btu/hr

Para la entalpia del vapor saturado se considera comportamiento ideal

Para el calor del fondo

FM = 52.14 lb/lbmol

to = 68°F

Ts = Temperatura de salida = 186.8°F = 86°C

XETG = 0.671

XMOH = 0.3283

CpMEZCLA = 0.5179 Btu/lb°F

Qw = 50000 Btu/hr

Qw = 3207.492 Btu/lbmol

W = 15.607 lbmol/hr

XMEZCLA = 51.04 lb/F13

GR = Tiempo de residencia del liquido en el fondo de la torre  
4 min

VT = Volumen ocupado por el liquido en el fondo de la torre

VT = 1.27315 ft<sup>3</sup> = 0.03605 m<sup>3</sup>

$$AT = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (0.5341)^2}{4} = 0.224 \text{ m}^2$$

VT = AT L

$$L = VT/0.224 = 0.1609 \text{ m}$$

El tiempo de residencia recomendado por la práctica industrial, 4 min

#### 4.4.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE METANOL EA-03 (CONDENSADOR-SUBENFRIADOR HORIZONTAL)

Este condensador tiene la función de condensar y subenfriar el metanol que se recupera por el domo de la torre de destilación.

$$\begin{aligned} X_{DMOH} &= 0.938 \\ X_{DETG} &= 0.06199 \end{aligned}$$

El medio de enfriamiento es agua que se calienta de 78°F (25°C), a 122°F (50°C).

Características generales:

T1 = Temperatura del vapor que proviene de la torre de destilación = 266°F, (en la entrada del condensador)

T2 = Temperatura a la que sale la mezcla del condensador, considerando un subenfriamiento = 95°F, siendo el punto de burbuja de 132.8°F

t1 = Temperatura del agua de enfriamiento en la entrada = 78°F

t2 = Temperatura del agua de enfriamiento a la salida = 122°F

W = G = Masa a condensar = 1599.8299 lb/hr

W H O = Masa del medio de enfriamiento

2

#### PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES INVOLUCRADOS 2

COMPONENTE	T°F	C <sub>p</sub> Btu/lb°F	C <sub>p</sub> Btu/lb°F	L Btu/lb	W lb/hr	X
MEO	266	0.38	0.505	424.6	1500.652	0.9380
MEO	132.8	0.63				
ETG	266	0.44	0.525	428.4	99.177	0.06199
ETG	132.8	0.61				

L = Calor latente de evaporación del componente

W = Masa del componente en la mezcla

XDETG = Fracción mol del etilenglicol en el destilado

XDMOH = Fracción mol del metanol en el destilado

PM = Peso molecular del destilado = 33.8594 lb/lbmol

2 Propiedades a la temperatura media

BALANCE

$$QC = Q1 + Q2$$

$$Q1 = 891604.0 \text{ Btu/hr}$$

$$Q2 = 38010.37 \text{ Btu/hr}$$

$$QC = 929614.47 \text{ Btu/hr}$$

$$Q1 = \text{Calor de condensación}$$

$$Q2 = \text{Calor de subenfriamiento}$$

$$QC = \text{Calor total para esta operación}$$

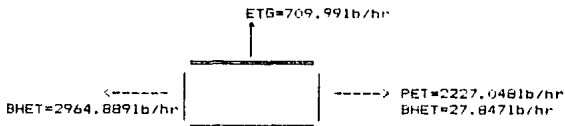
$$QC = Q1 + Q2 = 929614.47 \text{ Btu/hr}$$

Para la masa del medio de enfriamiento (agua):

$$WHD = \frac{QC}{Cp \Delta T} = \frac{929614.47 \text{ Btu/hr}}{1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} (122-78)^\circ\text{F}} = 21127.6 \text{ lb/hr}$$

#### 4.4.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LOS REACTORES DE POLICONDENSACION BC-05, BC-06, BC-07, BC-08, BC-09

##### 4.4.6.1 BALANCE GLOBAL DE MATERIA



Al igual que en la transesterificación, en esta etapa es necesario estudiar la cinética de policondensación para poder determinar el número de reactores involucrados en el proceso para esta etapa, así como las conversiones del intermediario en cada uno de ellos.

##### 4.4.6.2 CINETICA DE POLICONDENSACION

Existen dos principios básicos aplicables a la cinética de la policondensación.

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

Para poder determinar la constante de velocidad de reacción es necesario determinar el grado de polimerización respecto al tiempo, para lo cual se toman los datos de la viscosidad relativa. Griel y Neue obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$n \text{ específica} = n_{esp} = n_r - 1$$

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

$$n = 1.17 \times 10^{-2} P_n^{0.86} \quad (b)$$

$P_n$  = Grado de polimerización

$$n = 1.27 \times 10^{-4} P_n^{0.86} \quad (c)$$

$P_n$  = Peso molecular

El grado de polimerización 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  $C \times N$ , a un tiempo cero, el número de moléculas presentes es  $C_0 \times N$ , ( $N$  es el número de Avogadro), el grado de polimerización es:

$$\bar{P}_n = \frac{C_0 N}{C N} = \frac{1}{1-p} \quad (d)$$

$C_0$  = Concentración de grupos funcionales iniciales.  
 $C$  = Concentración de grupos funcionales a un tiempo "t".  
 $p$  = Grado de reacción

El grado de reacción está definido como la probabilidad de un grupo funcional que ha reaccionado en un tiempo "t", es decir es la fracción de grupos funcionales que han reaccionado.

$$r = -\frac{dOH}{dt} = k K' OH \quad (e)$$

$$K' = kK \quad (f)$$

$$r = -\frac{dCa}{dt} = K' Ca \quad (g)$$

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

$$\ln \frac{Ca_0}{Ca} = K' t \quad (i)$$

$$\ln \frac{Ca_0}{Ca_0(1-p)} = K' t = \ln \bar{P}_n \quad (j)$$

combinando la ecuación d con la ecuación j

$$\ln \bar{P}_n = \ln \frac{1}{1-p} = K' t \quad (k)$$

siendo  $Ca = Ca_0(1-p)$ , sustituyendo en la ecuación g

$$r = K' Ca_0(1-p) \quad (l)$$

## RESULTADOS DEL ESTUDIO CINETICO

Para el gasto del intermediarios:

$$G = \text{gasto} = 2964.889 \text{ lb/hr (ft}^3/60.843 \text{ lb)} = 48.72615 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Para la concentracion inicial:

$$C_{ao} = 11.67279 \text{ moles /hr} / 48.72615 \text{ ft}^3/\text{hr} = 0.239559 \text{ lbmol/ft}^3$$

Con ayuda de la grafica de viscosidad relativa se calcula la viscosidad intrinseca.

Se tabula hasta que el peso molecular calculado sea igual a 20000 que es el requerido para PET grado ingenieria.

### DATOS PARA LA CONSTANTE DE VELOCIDAD DE LA POLICONDENSACION

T min	n	Pn	PN	1/Pn	P	ln Pn
10	0.237	31.5	6000	0.0317	0.9683	3.449
20	0.272	35.0	7200	0.0283	0.9737	3.6375
30	0.285	40.0	7900	0.0250	0.9750	3.6888
40	0.326	47.0	6900	0.0212	0.9788	3.8501
50	0.376	56.0	10890	0.0178	0.9821	4.0253
60	0.410	64.0	12600	0.0161	0.9839	4.1271
70	0.442	68.0	13000	0.0147	0.9853	4.2195
80	0.454	85.02	16354.9	0.01176	0.9882	4.4428
85	0.464	90.64	17434.3	0.01103	0.9899	4.5046
90	0.509	91.76	18017.9	0.01066	0.9893	4.5407
95	0.647	106.2	20437.0	0.00941	0.9905	4.663

Con la tabla anterior se grafica  $\ln P_n$  vs t (figura 4-4) y la pendiente de la recta es la constante de velocidad de reaccion, siendo el valor de esta constante de 0.01391 min<sup>-1</sup>



### CONSTANTE DE REACCION

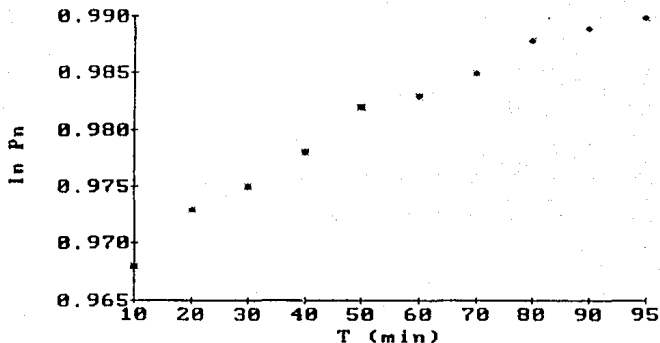


Fig.4-4

Ahora se tabulan las concentraciones del intermediario y las velocidades de reaccion, así como la conversión para cada tiempo.

#### CONVERSIONES Y RAPIDEZ DE REACCION

T seg	P	C <sub>a</sub> lbmol/ft <sup>3</sup>	r lbmol/ft <sup>3</sup> hr
0	0.0	0.23925	0.00333226
10	0.7483	0.007573	0.00010582
20	0.777	0.006300	0.0000783
30	0.7750	0.005188	0.0000550
40	0.778	0.005188	0.0000704
50	0.781	0.00497	0.000054
60	0.783	0.00371	0.000038
70	0.782	0.00371	0.000031
80	0.782	0.0022556	0.0000178
90	0.782	0.0022556	0.0000138

Como se muestra en la tabla la concentración final del intermediario es 0.00225656 lbmol/ft<sup>3</sup>

Para determinar el número de reactores se usa la ecuación usada en la etapa de transesterificación para un sistema de tanques agitados continuos encaquetados. La práctica industrial recomienda que el último de estos reactores sea mayor en tamaño y por lo tanto de tiempo de residencia mayor.

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

Se trabaja con un tren de cinco reactores, los cuatro primeros son del mismo tamaño y el último es mayor, con este arreglo los volúmenes de los cuatro reactores y del último no difieren mucho y por lo tanto los tiempos de residencia tampoco.

Fue necesario seleccionar el tiempo de residencia del último reactor para poder determinar el tiempo de residencia de los cuatro reactores, en base a la siguiente tabla se determinó el límite del tiempo de residencia del último reactor considerando que este debe ser mayor que el de los primeros reactores.

#### TIEMPOS DE RESIDENCIA

θ último reactor	C entrada último reactor	θ de los primeros 4 reactores
100	0.005375	113.68
110	0.005709	111.07
115	0.005743	109.64
120	0.006023	109.64
130	0.006450	109.64
150	0.007194	107.47
160	0.007778	106.40
170	0.008262	99.49
180	0.008750	99.16
200	0.009534	93.28

Como se muestra el límite del  $\theta$  del último reactor es 110 min ya que como se mencionó el último reactor debe tener un mayor tiempo de residencia y en este caso esto ya no se cumple, para un  $\theta$  del último reactor de 200 resulta una diferencia de tiempos de este reactor con los demás muy grande por lo tanto se eligió un valor intermedio de  $\theta$  entre estos límites.

El valor elegido de  $\theta$  del último reactor de 120 min.

Para la concentración final del cuarto reactor se usa:

$$C_{n-1} = C_n (1 + \theta k')$$

$$C_{n-1} = 0.00225656 (1 + \theta \cdot 0.01391) = 0.00602341 \text{ lbmol/ft}^3$$

2 Smith, J.R. "Chemical engineering kinetics"

Esta concentración y la ecuación m determinan el tiempo de residencia de los cuatro reactores, obteniendo  $\theta = 108.647$  min.

Se calculan las concentraciones del intermediario al final de cada reactor, así como el porcentaje de conversión del intermediario en cada uno de ellos y la velocidad de reacción.

RESULTADOS PARA CADA REACTOR

	C lbmol/ft <sup>3</sup>	Conversión %	C <sub>r</sub> lbmol/ft <sup>3</sup> hr
C1	0.095389	60.179	0.0013268
C2	0.037984	84.143	0.0005283
C3	0.015125	93.685	0.0002103
C4	0.006023	97.485	0.00008378
C5	0.002256	99.058	0.00003138

El porcentaje de conversión esta calculado respecto a la concentración inicial del intermediario.

El volumen para los cuatro reactores es:

$$\theta = \frac{V}{Q}, \quad V = \theta Q$$

$$V = \frac{48.7261 \text{ ft}^3/\text{hr} (108.647 \text{ min})}{60 \text{ min}} = 88.2324 \text{ ft}^3$$

El volumen del quinto reactor:

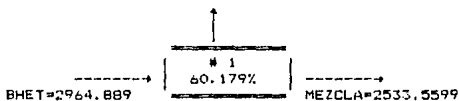
$$V_5 = \theta Q$$

$$V = \frac{48.7261 (120)}{60} = 97.4522 \text{ ft}^3$$

#### 4.4.6.3 BALANCE DE MATERIA EN CADA UNO DE LOS REACTORES DE POLICONDENSACION

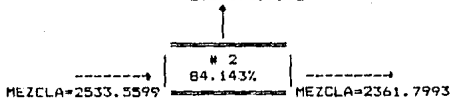
Los gastos están en lb/hr

ETG=431.3290



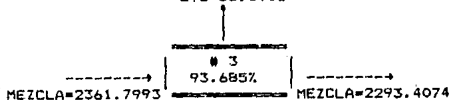
En el reactor #1:  
 BHET reacciona=1784.2405  
 PET PRODUCCION=1352.8601  
 BHET no reacciona=1180.649

ETG=171.7605

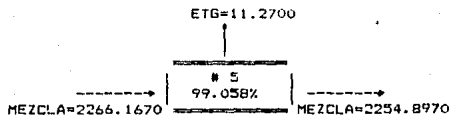
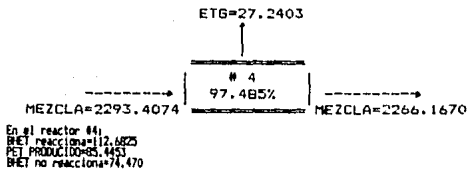


En el reactor #2:  
 BHET reacciona=710.5065  
 PET PRODUCCION=538.7453  
 BHET no reacciona=170.079

ETG=68.3918



En el reactor #3:  
 BHET reacciona=222.9102  
 PET PRODUCCION=214.5761  
 BHET no reacciona=187.161



BALANCE GLOBAL:

PET PRODUCIDO =2227.048  
 ETG LIBERADO =709.99  
 BHET QUE REACCIONA =2936.959

#### 4.4.6.4 BALANCE DE ENERGIA EN CADA UNO DE LOS REACTORES DE POLICONDENSACION

Para determinar la entalpia de la reaccion de la policondensacion:



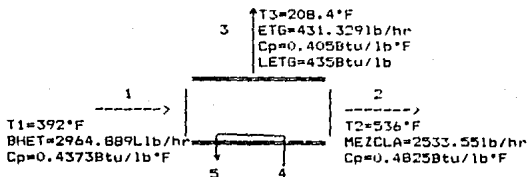
$$H_r = H_{\text{productos}} - H_{\text{reactivos}}$$

$$H_r = -101.5 - 123.27 + 260.21$$

$$H_r = 35.44 \text{ Kcal/mol}$$

$$H_r = 140.643 \text{ Btu/mol}$$

Reactor # 1



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

$$Q_1 = W_{CpDT} \text{ BHET} = 2964.89 (0.4373) (392-68) = 420\ 081.032 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_2 = W_{CpDT} \text{ MEZCLA} = 2533.55 (0.4825) (536-68) = 572\ 100.925 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_3 = W_{CpDT} \text{ ETG} + W_{LETG} = 431.329 (0.405) (208.4-68) + 431.329 (435) = 24526.2296 + 187\ 628.115 = 212\ 154.3446 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_r = H_r \cdot \text{rapidez} \cdot \text{volumen del reactor} \cdot 60$$

$$Q_r = 140.643 \text{ Btu/lbmol} (0.0013268 \text{ lbmol/ft}^3 \text{ min}) (88.2324 \text{ ft}^3) (60) =$$

$$Q_r = 987.877 \text{ Btu/hr}$$

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

$$Q_4 - Q_5 = 212\ 154.3446 + 572\ 100.925 - 420\ 081.032 - 987.877$$

$$Q_4 - Q_5 = 363186.3606 \text{ Btu/hr}$$

$Q_1$  = Calor de la corriente de entrada

$Q_2$  = Calor de la corriente de salida al segundo reactor

$Q_3$  = Calor de la corriente que sale por el domo del reactor de ETG

$Q_4 - Q_5$  = Calor que es necesario dar al sistema para efectuar la reaccion, y que da el medio de calentamiento, que circula por el enchaquetamiento del reactor, este aceite es del tipo Dowtherm, que posee un calor latente de 125 Btu/lb.

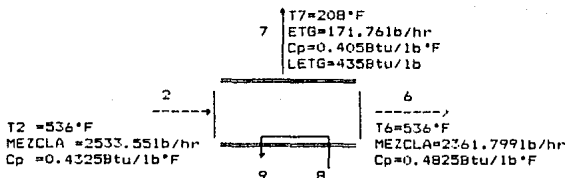
$Q_r$  = Calor dado por la reacción en el reactor #1.

Para calcular la masa de aceite de calentamiento:

$$WD = \frac{Q_4 - Q_5}{LD}$$

WD = Masa de aceite de calentamiento  
 LD = Calor latente del aceite = 125 Btu/lb  
 WD = 2905.49 lb/hr

Reactor # 2

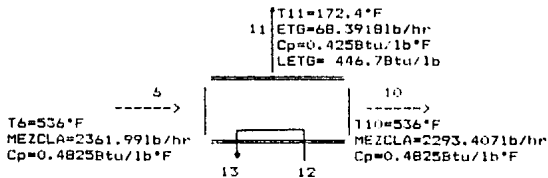


$Q_2 + Q_8 + Q_r = Q_7 + Q_6 + Q_9$   
 $Q_2 = 572\ 100.925\text{Btu/hr}$   
 $Q_6 = W_{Cp}DT_{MEZCLA} = 2361.799 (0.4825) (536-68) = 533\ 317.899\text{Btu/hr}$   
 $Q_7 = W_{Cp}DT_{ETG} + W_{LETG} = 171.76 (0.405) (208-68) + 171.76 (435) = 9738.792 + 74715.6 = 84454.392\ \text{Btu/hr}$   
 $Q_r = H_r * r_2 * V_2 * 60$   
 $Q_r = 140.643 (0.0005283) (88.2324) (60) = 893.349\text{Btu/hr}$   
 $Q_8 - Q_9 = Q_7 + Q_6 - Q_2 - Q_r = 84454.39 + 533\ 317.899 - 572\ 100.925 - 393.349$   
 $Q_8 - Q_9 = 45278.017\text{Btu/hr}$   
 $Q_8 - Q_9 = \text{calor que es necesario dar al sistema, es dado por el aceite de calentamiento}$   
 $Q_r = \text{calor dado por la reacción en el reactor \#2.}$   
 Para determinar la cantidad de aceite de calentamiento necesario en este reactor:

$$WD = \frac{Q_8 - Q_9}{LD}$$

WD = 362.2241 lb/hr

Reactor # 3



$$Q_6 = 533317.8998 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{10} = W_{CpDT} \text{MEZCLA} = 2293.407 (0.4825) (536-68) = 517\,874.23 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{11} = W_{CpDT} \text{ETG} + W_{\text{LETG}} = 68.3918 (0.425) (172.4-68) + 68.3918 (446.7)$$

$$= 3034.544 + 30550.6 = 33585.16 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_r = 140.643 (88.23) (60) (0.0002103) = 156.58 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{12} - Q_{13} = Q_{10} + Q_{11} - Q_6 - Q_r$$

$$Q_{12} - Q_{13} = 517874.23 + 33585.16 - 533317.89 - 156.58 = 17984.92 \text{ Btu/hr}$$

$Q_r$  = calor de reacción en el tercer reactor

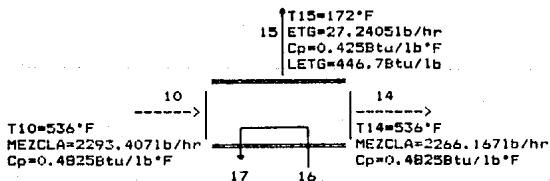
$Q_{12}-Q_{13}$  = calor que necesita el sistema para llevar a cabo la reacción.

Para calcular la masa del aceite de calentamiento:

$$WD = \frac{Q_{12}-Q_{13}}{LD}$$

$$WD = 143.879 \text{ lb/hr}$$

Reactor # 4





$$Q_{10} + Q_{16} + Q_r = Q_{15} + Q_{17} + Q_{14}$$

$$Q_{10} = 517\,874.23 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{14} = W_{CpDTBHET} = 2266.167 (0.4825) (536-68) = 511\,723.17 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{15} = W_{CpDTETG} + W_{LETG} = 27.2403 (0.425) (172-68) + 27.2403 (446.7) = 1204.02 + 12168.24 = 13372.262 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_r = H_r \cdot r \cdot V \cdot 60 = 140.643 (0.0000837) (88.2324) (60) = 62.379 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{16} - Q_{17} = Q_{15} + Q_{14} - Q_{10} - Q_r$$

$$Q_{16} - Q_{17} = 13372.26 + 511\,723.17 - 517\,874.23 - 62.379$$

$$Q_{16} - Q_{17} = 7158.82 \text{ Btu/hr}$$

$Q_r$  = calor de la reacción en el cuarto reactor

$Q_{16} - Q_{17}$  = calor que necesita el sistema para llevar a cabo la reacción en este reactor.

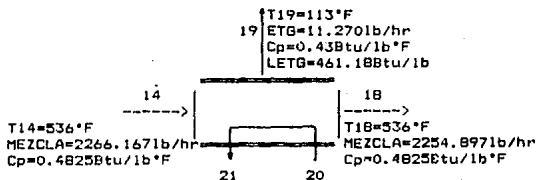
Para la masa del aceite de calentamiento:

$$Q_{16} - Q_{17}$$

$$WD = \frac{\quad}{LD}$$

$$WD = 57.2705 \text{ lb/hr}$$

Reactor # 5



$$Q_{14} + Q_{20} + Q_r = Q_{19} + Q_{18} + Q_{21}$$

$$Q_{14} = 511\,723.17 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{18} = W_{CpDTMEZCLA} = 2254.897 (0.4825) (536-68) = 509\,178.29 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{19} = W_{CpDTETG} + W_{LETG} = 11.27 (0.43) (113-68) + 11.27 (461.18) = 218.074 + 5197.386 = 5415.459 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_r = 140.643 (0.00003138) (88.2324) (60) = 23.364 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{20} - Q_{21} = Q_{19} + Q_{18} - Q_r - Q_{14} = 5415.459 + 509\,178.2916 - 511\,723.17 - 23.364$$

$$Q_{20} - Q_{21} = 2847.2166 \text{ Btu/hr}$$

$Q_{20} - Q_{21}$  = calor que suministra el medio de calentamiento en el quinto reactor.

Para la masa del aceite de calentamiento:

Q20-Q21

WD = -----  
LD

WD = 22.7771b/hr

La masa del aceite de calentamiento (tipo Dowtherm), necesario en la etapa de policondensación es:

WDT = 3491.64061b/hr

#### 4.4.7 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL CONDENSADOR BAROMETRICO CB-01

El condensador barométrico o de rocío se usa para condensar ETG que proviene de los reactores de policondensación, y cuyo medio de enfriamiento es ETG frío, el cual es introducido en la parte superior del condensador barométrico permitiendo una condensación a contacto directo.

Se usa un solo condensador operando a una presión de 0.5 mm Hg, a esta presión está el ETG que sale de los reactores de policondensación.

$$W_{ETG} = 431.329 + 171.76 + 68.391 + 27.24 + 11.27 = 709.99 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = 208^\circ\text{F}, X_1 = 0.6075$$

$$T_2 = 208^\circ\text{F}, X_2 = 0.2419$$

$$T_3 = 172.4^\circ\text{F}, X_3 = 0.09632$$

$$T_4 = 172.4^\circ\text{F}, X_4 = 0.0383$$

$$T_5 = 113^\circ\text{F}, X_5 = 0.0158$$

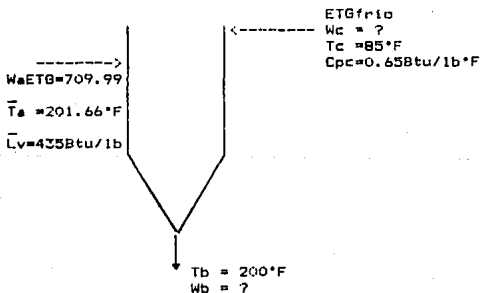
$$\bar{T} = 201.66^\circ\text{F}$$

$W_{ETG}$  = Masa total que sale de los reactores, que es la que se condensa.

$T_1, T_2, T_3, T_4, T_5$  = Temperatura a la que sale el ETG en cada uno de los reactores.

$X_1, X_2, X_3, X_4, X_5$  = Fracción mol del ETG que sale de cada reactor.

$\bar{T}$  = Temperatura promedio del ETG en el condensador barométrico.



La justificación para la selección del condensador barométrico se da en la sección de criterios generales de diseño

$$WcCp (Tb-Tc) = Wa La$$

$$Wc = \frac{Wa La}{Cp (Tb-Tc)} = \frac{709.99 (436.91)}{0.65 (200-85)} = 4149.859 \text{ lb/hr}$$

$$Wb = Wa + Wc = 709.99 + 4149.859 = 4859.849 \text{ lb/hr}$$

Wa = Gasto que entra al condensador proveniente de los reactores de policondensacion.

Wb = Gasto total que sale del condensador barometrico.

Wc = Gasto de ETG frio que condensa al vapor entrante.

#### 4.4.B BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DEL ENFRIADOR DE ETG EA-04

El condensado ETG que se recupera, es enfriado en un cambiador de calor de haz de tubos y coraza por medio de agua a contracorriente. Este ETG una vez enfriado hasta 85°F sera recirculado al condensador barométrico.

El ETG se enfria de 200°F a 85°F, el agua de enfriamiento se calienta de 78°F a 100°F.

$$W_{ETG} = \text{masa del ETG a enfriar} = 4859.849 \text{ lb/hr}$$

Propiedades de los fluidos:

PROPIEDADES	ETG	H <sub>2</sub> O
Cp Btu/lb°F	0.58	1
Sp	1.2	0.992
K Btu/hr ft <sup>2</sup> / F / ft	0.153	0.356
μ cp	3.4	0.25

Propiedades evaluadas a Tm

para el agua 89°F, y para el ETG a 142.5°F.

BALANCE:

$$Q_{ETG} = Wc p D T_{ETG} = 4859.849 (0.658 \text{ Btu/lb} \cdot \text{F}) (200-85) = 363273.714 \text{ Btu/hr}$$

Q<sub>ETG</sub> = calor para enfriar al ETG

Para la masa de agua:

$$W_{agua} = \frac{363273.7128}{1 (100-78)} = 16512.44 \text{ lb/hr}$$

#### 4.4.9 SISTEMA DE VACIO

Se selecciono como sistema de vacio para la etapa de policondensacion un sistema de eyectores de cuatro etapas.

El principio del eyector se basa en una tobera que descarga vapor a gran velocidad a traves de una cámara de succion, conectada al recipiente en el cual se pretende hacer vacio. El gas evacuado es arrastrado por el vapor y conducido a un difusor que tiene forma de un tubo venturi y que convierte la energia cinetica del vapor en presion.

Las ventajas que ofrecen los eyectores sobre las bombas de vacio son las siguientes:

- 1 - Mayor rango de vacio
- 2 - No posee piezas moviles
- 3 - Menor mantenimiento
- 4 - Simplicidad de diseño y mano de obra
- 5 - Operacion estable y sin limites de diseño
- 6 - Costo de instalacion relativamente bajo, comparado con las bombas de vacio.
- 7 - Los liquidos arrastrados con los incondensables no pueden dañar a estos equipos
- 8 - Pueden manejar cualquier tipo de impurezas, siempre y cuando no exista abrasion
- 9 - No requieren de lubricación interna, debido a la formacion de emulsion con el lubricante interno.
- 10- Pueden realizar el trabajo con gases calientes y vapores saturados sin sufrir efectos contraproducentes.

Las desventajas de los eyectores son las siguientes:

- 1- No dan un vacio constante debido a que las calderas no suministran presion de vapor constante
- 2- Se requieren aleaciones especiales, cuando se manejan gases corrosivos, debido al contacto de vapor con estos gases
- 3- No se recuperan fácilmente el disolvente, ya que se mezclan con el vapor y el agua de enfriamiento.

Para lograr un vacio de 0.5 mm Hg se recomienda un arreglo de 4 eyectores, para este arreglo se requieren manejar 12 lb aire/hr y una relación de libras vapor / libras aire de 40, estos datos fueron obtenidos de las gráficas de Ludwig Tomo III mostradas en A-1 y A-2 del Apéndice ; además de una relación de 40 gpm agua/lb aire, con estos datos se tienen los siguientes resultados:

Se maneja vapor saturado de 100 psig y agua de enfriamiento de 85 °F,

La justificación para la selección de los eyectores como sistema de vacio se dan en la sección criterios generales de diseño del proceso.

$$\frac{\text{lb condensado}}{\text{hr}} = 5$$

$$\frac{\text{lb aire}}{\text{hr}} = 12$$

$$\frac{\text{lb vapor}}{\text{lb aire}} = 40$$

$$\frac{\text{gal H}_2\text{O}}{\text{lb aire}} = 40$$

$$\frac{40 \text{ lb vapor}}{\text{lb aire}} + \frac{12 \text{ lb aire}}{\text{hr}} = 480 \text{ lb vapor/hr}$$

$$\frac{40 \text{ gal}}{\text{lb aire}} + \frac{12 \text{ lb aire}}{\text{hr}} = 480 \text{ gal agua}$$

#### 4.5 PREDIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO DE PROCESOS

##### 4.5.1 PREDIMENSIONAMIENTO DE LA TOLVA TV-01

Esta sección comprende no solo el dimensionamiento del equipo de proceso sino además las especificaciones de aquellos que no se diseñan y son dadas por fabricantes.

La tolva lleva OMT sólido al alimentador tipo tornillo. Se diseña para 4 horas de operación; el material de construcción es de acero al carbono.

$$\begin{aligned} \text{WDMT} &= 2287.3956 \text{ lb/hr} \\ \text{SDMT a granel del sólido} &= 24.92 \text{ lb/ft}^3 \\ V &= \text{Volumen del material sólido} \\ &= \frac{\text{WDMT}}{\text{SDMT}} = 91.7895 \text{ ft}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

Por 4 horas:  
 $VT = 367.15 \text{ ft}^3 = 2746.28 \text{ galones}$

Cálculo del cono:

Altura del cono:  
$$h = \frac{\text{cat.op} \cdot D/2}{\text{tanga}} = \frac{D/2}{\tan \alpha} = 5.1966 \text{ ft} = 1.583 \text{ m}$$
  
 $\alpha = 0.5773$

Suponiendo  $D = 6 \text{ ft}$ ,  $r = \text{radio} = 3 \text{ ft}$

Volumen del cono:  
$$V_{co} = \frac{1}{3} \pi r^2 h = \frac{1}{3} \pi (5.1966) (3)^2 = 49.0 \text{ ft}^3 = 1.387 \text{ m}^3$$

Cálculo del cilindro:

Volumen del cilindro:

$$V_c = VT - V_{co} = 367.158 - 49.0 = 318.158 \text{ ft}^3$$

Altura del cilindro:

$$h_c = \frac{V_c (4)}{\pi D^2} = 11.2525 \text{ ft}$$

Boquilla superior de la tolva de 1 ft de diámetro.

Relación L/D

$$L/D = \frac{11.2525 + 5.2}{6} = 2.74$$

#### 4.5.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TORNILLO TRANSPORTADOR TT-01

Este transportador es horizontal, el material de construcción es del tipo A, es decir ligero y empleado para material que no es abrasivo y ligero que corre libremente; para este tipo se usa un factor del material de  $F = 0.4$ ; la longitud del transportador es de 2 metros.

WDMT a transportar = 2287.41b/hr, se da un sobrediseño del 50% por lo que WDMT = 3431.1 lb/hr = 1.557 ton/hr

SDMT bulto = 251b/ft<sup>3</sup> = 400.5Kg/m<sup>3</sup> = 0.410 ton/m<sup>3</sup>

El tamaño de los granulos está entre 1/8" a 1/4"

Cálculo de la potencia en el eje impulsor:

$$C.V. = \frac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{4500}$$

C = Capacidad del transportador en m<sup>3</sup>/min

L = Longitud del transportador en m

W = Peso del material en Kg/m<sup>3</sup>

F = Factor del material

Cálculo de C:

$$C = \frac{1.557 \text{ ton/hr}}{0.410 \text{ ton/m}^3} = 3.8 \text{ m}^3/\text{hr} = 0.0632 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$C.V. = \frac{0.0632 (2) (400.5) (0.4)}{4500} = 0.011249$$

Se admite el rendimiento por transmisión del 90% con un C.V. de 0.0125, si la potencia es menor de 2, esta se multiplica por 2 y se suma de 0.5 a 1 C.V. este valor es, por ser cargado por gravedad desde una tolva.

$$C.V. = 0.025 + 1 = 1.025$$

Para esta potencia se emplea un motor de 1.5 Hp



#### 4.5.3 DISEÑO DEL TANQUE FUNDIDOR DE DMT FA-01

W = Masa = 6862.17 lb/hr  
ε granel = 24.92 lb/ft<sup>3</sup>

θR = Se recomienda 10 min  
Factores de corrección del θR  
F1 = Personal bien entrenado = 1.2  
F2 = Instrumentación normal = 1.0  
θ corregido = 12 min

Condiciones de diseño:

PD = Pope + 2 kg/cm<sup>2</sup>  
PD = 100 psia + 28.44 psia = 128.44 psia  
TD = Topa + 15°C  
TD = 160°C + 15°C = 175°C = 347°F  
VT = 1.2997 m<sup>3</sup> = 45.894 ft<sup>3</sup>

Se considera que el volumen del líquido está al 90% del volumen total  
VT = 50.99 ft<sup>3</sup>

Material del tanque:

Acero de bajo carbono austenítico aleación 18/10. SA-240 grado 405 (Cr-Al), con las siguientes características:  
S = Esfuerzo máximo permisible = 15000 psi  
n = Eficiencia de soldadura = 80%  
C = Diámetro de corrosión = 1/16" (0.0625")  
F = Factor que con este y el volumen del tanque se obtiene un diámetro recomendado de la gráfica A-3 del Apéndice.

Este diámetro se comprueba si es el correcto por relación L/D, el rango de L/D es: 1 < L/D < 2.5, si fuera L/D > 2.5 entonces se debe de tomar un diámetro mayor al recomendado y si L/D < 1, entonces se toma uno menor.

Este método de diseño de tanques y recipientes consiste en determinar los volúmenes de cada zona del tanque para finalmente por medio de áreas y volúmenes determinar la longitud de éste, comprobándolo con la relación L/D. Si resulta ser el tanque o recipiente muy grande en longitud entonces se debe de aumentar el diámetro del mismo para disminuirlo, y si resulta pequeña la longitud entonces se disminuye el diámetro.

El método para el diseño de los tanques y recipientes es un método riguroso

$$F = \frac{PD}{S_n C} = 0.17$$

Diametro recomendado = 3.5 ft = 1.0668 m = 42 in

$$AT = \frac{\pi D^2}{4} = 0.8852 m^2$$

$$VT = 0.8852 L$$

Capacidad a nivel minimo

Cilindro:

$$h1/D = 152mm/1066mm = 0.1428$$

$$f(ze) = \text{de A-5 del Apéndice} = 0.054765$$

$$A1/AT = 0.0878 \text{ de A-4 del Apéndice}$$

$$A1 = 0.0777 m^2$$

$$V1 = 0.0777 L$$

Cabezas:

Las cabezas son toro esféricas ya que la Pmáxima en el equipo no rebasa los 100 psig, y el diametro del tanque es menor a 15 ft.

$$r = D = 42in$$

$$t = \text{espesor de la pared} = \frac{0.885 * PD * r}{S_n - 0.1 * PD} = 0.3969in$$

se elige el espesor próximo superior = 7/16"

se comprueba que este espesor es el correcto:

$$icr = 2 \frac{5}{8} \text{ de A-6 del Apéndice}$$

$$r = 42$$

$$W = \frac{1}{4} \left| 3 + \frac{42}{2.625} \right| = 1.75$$

$$t = \frac{PD * r * W}{2S_n - 0.2PD} = 0.3924 in$$

$$AB = D/2 - icr = 337.640$$

$$BC = r - icr = 1550.39$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 7.175 in$$

$$K = 0.34168$$

$$Vc1 = \frac{\pi * K * D^3}{6} f(ze) = 0.01185 m^3$$

Capacidad a nivel máximo

Cilindros:  
 $h3/D = 0.15$   
 $A3/AT = 0.0941$   
 $A3 = 0.08327m^2$   
 $V3 = 0.08327 L$   
 Capacidad entre nivel maximo y minimo

Cilindros:  
 $V2 = VT - (V1 + V3)$   
 $V2 = 0.8852 L - 0.0777 L - 0.08327 L$   
 $V2 = 0.72423 L$

Cabezas:  
 $h1+h2$   
 ----- = 0.85

$D$   
 $f(Ze) = 0.93925$

$Vc1 + Vc2 = \frac{\pi \cdot k \cdot D^3}{6} f(Ze) = 0.2039 m^3$

$Vc2 = 0.1921 m^3$

Longitud:  
 $VT = V2 + Vc2$   
 $1.2997 = 0.72423 L + 0.1921$   
 $L = 1.52934 m \approx 5.01779 ft$   
 $L/D = 1.43365$

Para determinar los niveles y alarmas en el tanque:

Nivel maximo = 90% de la longitud total del tanque  
 Nivel minimo = 0.152 m  
 Nivel normal = (nivel maximo - nivel minimo)60%  
 Alarma alto nivel = (nivel maximo - nivel minimo)80%  
 Alarma bajo nivel = (nivel maximo - nivel minimo)25%

RESULTADOS:

Nivel maximo = 1.3764 m = 4.515 ft  
 Nivel minimo = 0.152 m = 0.5 ft  
 Nivel normal = 0.7346 m = 2.41 ft  
 Alarma alto nivel = 0.9795 m = 3.213 ft  
 Alarma bajo nivel = 0.361 m = 1.18 ft  
 Altura del tanque = 1.5293 m = 5.016 ft  
 Diametro del tanque = 1.0668 m = 3.5 ft

#### 4.5.4 DISEÑO DEL CAMBIADOR DE CALOR DE ETG EA-01

##### CARACTERISTICAS DEL EQUIPO

Tipo = Cambiador de doble tubo  
 Diámetro ext.del tubo interno = 3/4". Cédula 40  
 Diámetro externo del tubo externo = 1 1/2"

DP permisible en sección anular = 5 psi  
 DP permisible en tubos = 5 psi  
 Lado tubos = ETG por poseer el peor coeficiente y el menor gasto  
 Sección anular = Vapor saturado

Dimensiones del tubo interno:

Masa velocidad recomendada =  $G_t = 600000 \text{ lb/hrft}^2$

Área de flujo por tubo =  $\frac{W}{G_t} = \frac{2193}{600000} = 0.0036 \text{ ft}^2 = 0.5184 \text{ in}^2$

Diámetro de la tubería = 3/4" Cédula 40.

Masa velocidad corregida =  $G_t = \frac{2193}{0.0037} = 591370.79 \text{ lb/hrft}^2$

Tamaño del tubo externo:

Diámetro = 1 1/2" Cédula 80

Área sección anular =  $\frac{\pi}{4}(1.278)^2 - \frac{\pi}{4}(1.05)^2 = 0.00289 \text{ ft}^2$

Masa velocidad sección anular =  $G_a = \frac{454.27}{0.00289} = 156946.04 \text{ lb/hrft}^2$

Coefficiente lado tubo:

$Ret = \frac{d_{vs} G_a}{\mu} = \frac{591370.78(0.824/12)}{2.5 (2.42)} = 6711.97$

$Ret = 1152.0$

$Prt = \frac{C_{pu}}{K} = \frac{0.525 (2.42) (2.5)}{0.153} = 20.75$

$Prt = 2.72$

$h_{io} = \frac{0.8}{\theta} = 0.027 Ret^{0.8} Prt^{0.33} (d_i/d_o) K/d = 71.84 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Coeficiente seccion anular:

$$de = \frac{D^2 - d^2}{d} = \frac{(1.38)^2 - (1.05)^2}{1.05} = 0.7637 \text{ in} = 0.0636 \text{ ft}$$

$$Rea = \frac{de \cdot Ga}{\mu} = 281646.12$$

$$Rea = \frac{0.8}{Cpu} = 22896.18$$

$$Pra = \frac{K}{K} = 0.105$$

$$Pra = \frac{0.33}{K} = 0.472$$

$$\frac{ho}{\theta} = 0.027 \cdot Rea^{0.8} \cdot Pra^{0.33} \cdot (K/de) = 944.85 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$Tw = 198.5 - \frac{(1/71.84)}{1/71.84 + 1/944.85} (202 - 198)$$

$$Tw = 197^\circ \text{F}$$

$$\theta t = 0.99$$

$$\epsilon_o = 1$$

Coeficientes corregidos:

$$hio = 71.84 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$ho = 944.85 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

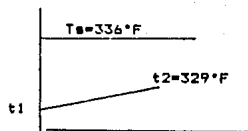
$$Ulimpio = \frac{1}{1/hio + 1/ho + Xw/Km \cdot Do/D} = 50$$

$$K_{\text{t\u00e9rmica del acero}} = 26$$

$$Rd = 0.001 \text{ hft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

$$UD = \frac{1}{1/Uc + Rd} = 47.61 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

Cálculo de LMTD:



$$\text{LMTD} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_s - t_1}{T_s - t_2}} = 71.6049^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{\text{UD LMTD}} = \frac{300673.7}{50 (71.6)} = 111.92 \text{ ft}^2$$

$$L_{\text{tubería}} = \frac{A}{\pi d} = \frac{111.92}{\pi (1.05) (1/12)} = 407$$

Longitud del tramo = 20 ft

$$\text{No. de tramos} = 407/20 = 20.3$$

Caida de presión:  
en tubo

$$f' = 0.01$$

$$\text{Velocidad} = \frac{591370.7}{68.6 * 3600} = 2.40 \text{ ft/s}$$

Para la longitud equivalente:

Son 20 tramos, por lo que se usan 40 codos de 90°

$$40 * 30 * (0.742/12) = 74.2$$

$$L_e = 407 + 74.2 = 481.2 \text{ ft}$$

$$\text{DPt} = \frac{f' * V^2 * L_e * S}{2 * \rho_c * D} = \frac{0.01 (2.40)^2 (481.2) (68.6)}{2 (32.2) (144) (0.0618)} = 3.317 \text{ psi}$$

Caída de presión sección anular:

$$\text{Velocidad vapor} = \frac{157\,000}{15.66 \cdot 3600} = 2.78 \text{ ft/s}$$

$$L_e = 481.2 \text{ ft}$$

$$f' = 0.001$$

$$DP_a = \frac{f' \cdot V^2 \cdot L_e \cdot \rho}{2 \cdot g_c \cdot D} = 1.5 \text{ psi}$$

#### 4.5.5 SELECCION DEL MOLINO MD-01

Las partículas de  $TiO_2$  deben ser molidas para cumplir con los

requisitos de tamaño que va de 500 - 1000 micrones y sedimentarse antes de usarse.

El óxido de titanio ofrece poca resistencia a su desintegración pero presenta aglomeraciones y/o formación de bolas del material pulverizado, por lo que se usa un molino de piedras o rodillos.

Características:

30 % de  $TiO_2$  en suspensión con ETG

La cantidad de  $TiO_2$  necesaria es de 0.1 - 0.6% en relación al DMT

$WTiO_2 = 2287.39 \text{ lb/hr (0.1\%)} = 2.2873 \text{ lb/hr} = 1.038 \text{ Kg/hr}$

Si la masa del ETG = 2.422Kg/hr, entonces la masa total es 3.46 Kg/hr.

CM = Capacidad del molino = 3.46 Kg/hr

E = Energía necesaria por el molino = 0.00692 CV-hr/Tm

$$P = \frac{0.00692 \text{ CV-hr/Tm}}{0.00346 \text{ Tm/hr}} = 1.973 \text{ C.V.} = 2 \text{ HP}$$

#### 4.5.6 DISEÑO DEL TANQUE MEZCLADOR FA-05

G = Gasto = 34.77 ft<sup>3</sup>/hr = 0.98482 m<sup>3</sup>/hr

θR = Tiempo de residencia como tanque alimentador a un reactor = 25 minutos

Factores de corrección del tiempo de residencia:

F1 = por personal bien entrenado = 1.2

F2 = por buena instrumentación = 1.0

θ corregido = 25 (1.2) (1.0) = 30 min.

Condiciones de diseño:

PD = Patmosférica = 0.77 atm = 11.41 lb/in<sup>2</sup>

TD = T<sub>máxima de operación</sub> + 15°C

TD = 160°C + 15°C = 175°C = 347°F

VT = Volumen total del líquido

34.77 ft<sup>3</sup>/hr

VT = ----- (30 min) = 17.38 ft<sup>3</sup> = 0.5 m<sup>3</sup>  
60 min

considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está al 90% del volumen total:

VT = 19.31 ft<sup>3</sup> = 0.555 m<sup>3</sup>

Material del reactor:

Acero al carbón, SA - 129 grado A, con las siguientes características:

S = Esfuerzo máximo permisible = 10000 lb/in<sup>2</sup>

n = Eficiencia por soldadura = 80%

E = Espesor por corrosión = 1/16"

F = Factor con el que se determina el diámetro recomendado del reactor

PD  
F = ----- = 0.02287 in  
C S n

Con F y con el volumen total se lee en A-3 del Apéndice el diámetro.

Diámetro seleccionado = 2.5 ft = 0.762 m = 30 in

capacidad a nivel mínimo

cilindro:

hi/D = 152mm/762mm = 0.1994

A1/AT = 0.1491 de A-4 del Apéndice

f(2e) = 0.1079 de tablas de A-5 del Apéndice

A1 = 0.064 m<sup>2</sup>, V1 = 0.064 L

Cabezas = torresféricas

r = D = 30 in

t = espesor de la pared



$$t = \frac{0.885 \text{ PD } r}{S \cdot n - 0.1 \text{ PD}} = \frac{0.885 (11.41) (30)}{0.8 (10000) - 0.1 (11.41)} = 0.037 \text{ in se redondea al}$$

valor más próximo = 3/16", este valor se comprueba:  
 $icr = 2 \frac{5}{8}'' = 2.625$  de A-6 del Apéndice

$$W = \frac{1}{4} \left[ 3 + \frac{30}{1.875} \right] = 1.75$$

$$t = \frac{11.41 (30) (1.75)}{15992.27} = 0.0374 \text{ in}$$

$$AB = D/2 - icr = 13.125$$

$$BC = D - icr = 28.125$$

$$b = r - \frac{BC^2 - AB^2}{2 (5.125)} = 5.125$$

$$K = \frac{30}{2 (5.125)} = 0.34156$$

$$Vc1 = \frac{\pi K D^3}{6} f(Ze) = \frac{\pi (0.3416) (0.762)^3}{6} (0.1079) = 0.00854 \text{ m}^3$$

Capacidad a nivel máximo

Cilindros:

$$h3/D = 0.15$$

$$A3/AT = 0.0941$$

$$V3 = 0.04291 \text{ m}^3$$

$$V3 = 0.04291 \text{ L}$$

Capacidad entre nivel máximo y mínimos

$$V2 = VT - (V1 + V3)$$

$$V2 = 0.4560 \text{ L} - 0.06471 \text{ L} - 0.04291 \text{ L}$$

$$V2 = 0.348 \text{ L}$$

Cabezas:

$$\frac{h1+h2}{D}$$

$$= 0.85, \text{ por lo tanto de tablas } f(Ze) = 0.93925$$

$$Vc1 + Vc2 = \frac{\pi (0.3416) (0.762)^3}{6} (0.93925) = 0.0743 \text{ m}^3$$

$$Vc2 = 0.06579 \text{ m}^3$$

Finalmente se calcula la longitud del reactor:

$$VT = V2 + Vc2$$

$$0.5 = 0.348 \text{ L} + 0.06579$$

se despeja L

$$L = 1.240 \text{ m} \approx 4.092 \text{ ft}$$

Se comprueba el calculo con la relacion L/D

$$L/D = 1.63$$

RESULTADOS:

Nivel máximo = 1.008 m  $\approx$  3.3 ft  
Nivel mínimo = 0.152 m  $\approx$  0.5 ft  
Nivel normal = 0.513 m  $\approx$  1.68 ft  
Alarma de alto nivel = 0.683 m  $\approx$  2.25 ft  
Alarma de bajo nivel = 0.214 m  $\approx$  0.702 ft  
Altura del tanque = 1.24 m  $\approx$  4.07 ft  
Diámetro del tanque = 0.762 m  $\approx$  2.5 ft

#### 4.5.7 DISEÑO DEL TANQUE SEDIMENTADOR T6-01

La solución de ETG - TiO<sub>2</sub> que sale del molino se pasa a un sistema de sedimentación gravimétrica, en donde se seleccionan las partículas de tamaño requerido. Este tipo de sedimentador es del más antiguo que existe en el mercado.

El diseño para el sedimentador es igual al del tanque de mezclado ya son del mismo tamaño.

$$D \text{ sedimentador} = 0.762 \text{ m}$$

$$L \text{ del sedimentador} = 1.244 \text{ m} \approx 4.07 \text{ ft}$$

$$L/D = 1.25$$

RESULTADOS:

Nivel máximo = 1.008 m  $\approx$  3.3 ft  
Nivel mínimo = 0.152 m  $\approx$  0.5 ft  
Nivel normal = 0.513 m  $\approx$  1.68 ft  
Alarma de alto nivel = 0.683 m  $\approx$  2.25 ft  
Alarma de bajo nivel = 0.214 m  $\approx$  0.702 ft  
Altura del tanque = 1.24 m  $\approx$  4.07 ft  
Diámetro del tanque = 0.762 m  $\approx$  2.5 ft

#### 4.3.8 DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES DE TRANSESTERIFICACION BC-01, BC-02, BC-03, BC-04

Los cuatro reactores son de la misma capacidad

G = Gasto = 57.54 ft<sup>3</sup>/hr

θR = Tiempo de residencia = 33.2658 min ≈ 34

Factores de corrección del tiempo de residencia:

F1 = por personal bien entrenado = 1.2

F2 = por buena instrumentación = 1.0

θcorregido = 34 (1.2) (1.0) = 40.8 min.

Condiciones de diseño:

PD = Poperación + 2Kg/cm<sup>2</sup>

PD = 35 psig + 28.44 psig = 63.44 psig

La presión de trabajo es la presión del aceite de calentamiento en el reactor

TD = Tmáxima de operación + 15°C

TD = 315°C + 15°C = 330°C ≈ 626°F

VT = Volumen total del líquido

57.54ft<sup>3</sup>/hr

VT =  $\frac{57.54 \text{ ft}^3/\text{hr}}{60 \text{ min}} (40.8 \text{ min}) = 39.127 \text{ ft}^3 \approx 1.0108 \text{ m}^3$

considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está al 90% del volumen total:

VT = 43.474 ft<sup>3</sup> ≈ 1.2312 m<sup>3</sup>

Material del reactor:

Acero de bajo carbono y alta aleación, es decir de acero inoxidable, SA - 240 grado 405 de composición nominal Cr-Al, este acero tiene las siguientes características:

S = Esfuerzo máximo permisible = 150000 psi

n = Eficiencia por soldadura = 80%

E = Espesor por corrosión = 1/16"

F = Factor con el que se determina el diámetro recomendado del reactor.

PD  
F =  $\frac{PD}{C S n} = 0.0845 \text{ in}$

Con F y con el volumen total se lee en A-3 del Apéndice el diámetro.

Diámetro seleccionado = 3.5 ft ≈ 1.0668 m

AT = 0.8938 m<sup>2</sup>, VT = 0.8938 L

capacidad a nivel mínimo  
cilindros:

$h1/D = 152\text{mm}/1066.8\text{mm} = 0.14248$   
 $A1/AT = 0.054765$  de A-4 del Apéndice  
 $f(Ze) = 0.0869$ , de tablas de A-5 del Apéndice  
 $A1 = 0.04895\text{m}^2$ ,  $V1 = 0.04895\text{ L}$   
Cabezas = toro esféricas

$r = D = 42\text{in}$   
 $t = \text{espesor de la pared}$

$$t = \frac{0.885 PD r}{S \cdot n - 0.1 PD} = \frac{0.885 (63.44) (42)}{0.8 (15000) - 0.1 (63.44)} = 0.1966 \text{ in se redondea al}$$

valor más próximo  $\approx \frac{1}{8}$ ", éste valor se comprueba  
 $icr = 2 \frac{5}{8} = 2.625$  de A-6 del Apéndice

$$W = \frac{1}{4} \left| 3 + \frac{42}{2.625} \right| = 1.75$$

$$t = \frac{63.44 (42) (1.75)}{24000 - 12.688} = 0.19431 \text{ in}$$

$AB = D/2 - icr = 18.375$   
 $BC = r - icr = 39.375$

$$b = r - \frac{BC^2 - AB^2}{2} = 7.1754$$

$$K = \frac{42}{2(7.1754)} = 0.34168$$

$$Vc1 = \frac{\pi K D^3}{6} f(Ze) = \frac{\pi (0.3416) (1.0668)^3}{6} (0.0869) = 0.01887 \text{ m}^3$$

Capacidad a nivel máximo

Cilindros:  
 $h3/D = 0.15$   
 $A3/AT = 0.0941$   
 $A3 = 0.084106 \text{ m}^3$   
 $V3 = 0.084106 \text{ L}$

Capacidad entre nivel máximo y mínimo:

$V2 = VT - (V1 + V3)$   
 $V2 = 0.8938 \text{ L} - 0.04895 \text{ L} - 0.084106 \text{ L}$   
 $V2 = 0.7608 \text{ L}$

Cabezas:

$h1+h2$   
 $\frac{h1+h2}{D} = 0.85$ , por lo tanto en tablas  $f(Ze) = 0.93925$

$$Vc1 + Vc2 = \frac{\pi (0.3416)^3 (1.0668)}{6} (0.93925) = 0.203962 \text{ m}^3$$

$$Vc2 = 0.18509 \text{ m}^3$$

Finalmente se calcula la longitud del reactor:

$$VT = V2 + Vc2$$

$$1.108 = 0.7608 L + 0.18509$$

se despeja L

$$L = 1.213 \text{ m} = 3.98 \text{ ft}$$

Se comprueba el calculo con la relacion L/D

$$L/D = 3.98/3.5 = 1.137$$

#### RESULTADOS:

$$\text{Nivel máximo} = 0.9772 \text{ m} = 3.21 \text{ ft}$$

$$\text{Nivel mínimo} = 0.152 \text{ m} = 0.5 \text{ ft}$$

$$\text{Nivel normal} = 0.50712 \text{ m} = 1.663 \text{ ft}$$

$$\text{Alcance de alto nivel} = 0.6761 \text{ m} = 2.218 \text{ ft}$$

$$\text{Alcance de bajo nivel} = 0.2113 \text{ m} = 0.6932 \text{ ft}$$

$$\text{Altura del reactor} = 1.108 \text{ m} = 3.635 \text{ ft}$$

$$\text{Diámetro del reactor} = 1.0668 \text{ m} = 3.5 \text{ ft}$$

#### 4.5.9 DISEÑO DE LA TORRE DE DESTILACION BB-01

##### 4.5.9.1 CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE

CARACTERISTICAS DE LA MEZCLA:

$$\rho_{\text{liquido}} = x_{\text{ETB}} \cdot \rho_{\text{ETB}} + x_{\text{MDH}} \cdot \rho_{\text{MDH}}$$

$$\rho_{\text{liq.}} = 0.06199 (67.733 \text{ lb/ft}^3) + 0.938 (47.401 \text{ lb/ft}^3)$$

$$\rho_{\text{liq.}} = 48.6599 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{PM + P}{R + T} = \frac{33.8593 (0.7763)}{(0.7302) (591)} = 0.0609085 \text{ lb/ft}^3$$

PM = Peso molecular de la mezcla en lb/lbmol

P = Presion de trabajo en atmosferas

R = constante de los gases en atm ft<sup>3</sup> / lbmol °R

T = Temperatura de trabajo en °R

ρ<sub>v</sub> = Densidad del vapor en lb/ft<sup>3</sup>

ρ<sub>l</sub> = Densidad del liquido en lb/ft<sup>3</sup>

$$L \left( \frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right) = \frac{757.1517}{1599.83} \left( \frac{0.0609085}{48.599} \right) = 0.0167534$$

Se usa empaque de ceramica Rasching de 1" (25mm), con las siguientes características:

E = Espesor de pared = 3mm

Cf = Factor de empaque = 155

De = 30'

ε = 0.73

ap = 190 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (56) (ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>)

μ MEZCLA ENTRADA = 0.36cp (0.938) + 6cp (0.0619) = 0.70908 cp.

usando la grafica de Leva-Lobo A-9 del Apéndice:

$$J = 1.502$$

B

$$g_c = 4.18 (10)$$

μ = centipoises = cp

G<sub>l</sub> = masa velocidad en la inundación = lb/hr ft<sup>2</sup>

$$\frac{G_l \cdot C_f \cdot J}{\rho_v (G_l - \rho_v) g_c} = 0.32$$

despejando la masa velocidad en la inundación, se encuentra el valor de:

$$G_l = 1326.63015 \text{ lb/hr ft}^2$$

Para la G de operación se trabaja a un 50% de este valor

$$G_{\text{ope}} = 663.315 \text{ lb/hr ft}^2$$

CP en unidades SI

El empaque de porcelana es empleado cuando la solución es neutra o ácida y con solventes orgánicos. No se recomienda con soluciones químicas calientes. Para la selección del empaque ver criterios de selección

$A = \text{area} = \frac{G}{G_1}$ , siendo G el gasto del vapor en lb/hr

$$A = 2.5118 \text{ ft}^2$$

$$D = \text{diámetro de la torre} = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 1.752390 \text{ ft} = 0.5341 \text{ m}$$

#### 6.5.9.2 CALCULO DE LA ALTURA DE LA TORRE

Para determinar la altura de la torre se puede hacer uso de las ecuaciones que involucran coeficientes globales o de película de transferencia de masa, esto es para las ecuaciones que determinan la altura de la unidad de la transferencia de masa. Para poder determinar el número de unidades de transferencia de masa es necesario realizar integraciones; debido a la dificultad que se presenta al estimar estos coeficientes, se usa otro método que es propuesto por Yu y Cull, quienes desarrollaron una ecuación empírica para estimar el número de unidades de transferencia de masa para sistemas en donde la volatilidad relativa no es constante; así mismo D. Cornell propone un método para estimar la altura de la unidad de la transferencia de masa.

$$N_G = \ln \frac{X_D}{X_W} + \frac{2n \alpha_{ag}}{\alpha_{ag} + 1}$$

$\alpha_{ag}$  = Volatilidad promedio del gas

n = Número de platos que pueden obtenerse por el método de Mc. Cabe-Thiele; observando la gráfica este valor es 0.7

$$\alpha_{ag} = \left[ \frac{X_D}{1-X_D} \frac{1-X_W}{X_W} \right]^{1/n}$$

$X_D$  = Fracción mol del destilado

$X_W$  = Fracción mol del residuo

$$\alpha_{ag} = \left[ \frac{0.938}{1-0.938} \frac{1-0.3283}{0.3283} \right]^{1/0.7} = 134.736$$

por lo tanto NOG:

$$NOG = \ln \frac{0.938}{0.3283} + \frac{2(0.7)(134.73)}{135.73} = 2.4395$$

! Si en la separación no es posible, cuanto más arriba de la unidad está a, mayor será el grado de separación

Ahora se procede a calcular la altura de la unidad de transferencia de masa:

$$HOG = HG + a \frac{G_a}{L_a} H$$

Primero se calcula HG:

$$HG = \frac{\tau Scg^{\frac{1}{3}}}{L \left| \frac{\rho g}{\mu} \right|^{0.16} \left| \frac{S_w}{G_l} \right|^{1.25} \left| \frac{\sigma_w}{G_m z} \right|^{0.8} n} \left| \frac{z}{10} \right|^{1/3}$$

$\tau$  = Correlacion de HG dependiendo del tamaño de empaque, esto se muestra en la figura A-9-2 del Apéndice

$Scg$  = Número de Schmidt para el gas

$L$  = Masa velocidad del liquido en lb/hr-ft<sup>2</sup>

$\mu g$  = Viscosidad del gas en lb/ft-hr

$\mu w$  = Viscosidad del agua en lb/ft-hr

$S_w$  = Densidad del agua en lb/ft<sup>3</sup>

$G_l$  = Densidad del liquido en lb/ft<sup>3</sup>

$\sigma_w$  = Tensión superficial del agua a condiciones normales en dinas/cm

$G_m z$  = Tensión superficial de la mezcla a condiciones normales dinas/cm

$x$  = Para anillos rasching = 1.25

$n$  = Para anillos rasching = 0.6

$D$  = Diámetro de la torre en ft

$z$  = Altura de la torre en ft, este valor es un valor supuesto que se comprobará más adelante.

Cálculo del número de Schmidt:

$$Scg = \frac{\mu g}{G_g D_g}$$

$$D_g = DAB = \text{Difusividad del gas} = \frac{0.00407}{(rAB)^2 \Omega} T \left| \frac{1}{PMA} + \frac{1}{PMB} \right|^{1/2}$$

	E/K	r (A°)
MOH	507	3.585
ETG	500	4.780

$$E/K = [507 \cdot 500]^{1/2} = 503.4878$$

A una temperatura de 387°K (197°C) (697.2°R)

$$KT/E = 0.768638$$



$$\Omega = \text{integral de colision} = 1.62$$

$$r_{AB} = \frac{3.585 + 4.78}{2} = 4.1825 \text{ \AA}$$

$$D_{AB} = \frac{0.00407}{17.4433 \cdot 1.62} (697.2^\circ R)^{1/2} \left[ \frac{1}{32} + \frac{1}{62} \right]^{1/2} = 0.00082543 \text{ lbmol/ft}^2\text{hr}$$

$$\xi_m = \xi_{\text{molar gas}} = \frac{\xi}{PM_g} = \frac{0.06090 \text{ lb/ft}^3}{33.8593 \text{ lb/lbmol}} = 0.0017986 \text{ lbmol/ft}^3$$

Para la difusividad volumétrica:

$$D_v = \frac{D_{AB}}{\xi_m} = 0.458918 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

A la temperatura de  $387^\circ K (197^\circ C)$

$$\mu_g = 0.0125 (0.938) + 0.0102 (0.06199) = 0.012357 \text{ cp.} = 0.02991 \text{ lb/ft}^2\text{hr}$$

$$S_{c_g} = \frac{\mu_g}{\xi_g D_v} = 1.06988$$

$$S_{c_g}^{1/2} = 1.03435$$

$$\left| \frac{\mu_g}{\mu_w} \right|^{0.16} = \left| \frac{0.70908 \text{ cp} (2.42)}{1.08} \right|^{0.16} = 1.07689$$

$$\left| \frac{\xi_w}{\xi_l} \right|^{1.25} = \left| \frac{62.37}{48.659} \right|^{1.25} = 1.36384$$

$$\left| \frac{\sigma_w}{\sigma_{mez}} \right|^{0.8} = \left| \frac{72}{34} \right|^{0.8} = 1.825$$

$$L = 757.1517 \text{ lb/hr}$$

$$L_m = \text{Masa velocidad del liquido} = \frac{757.1517 \text{ lb/hr}}{2.4118 \text{ ft}^2} = 313.9363 \text{ lb/hrft}^2$$

Cálculo de HL:

$$HL = T (\xi_c)^{0.15} C (Z/10)$$

C = Factor de corrección para HL a altas velocidades, este se obtiene de la gráfica A-9-3 del Apéndice  
 Sc1 = Número de Schmidt para el líquido  
 T = Correlación para HL

Para el cálculo del número de Schmidt:

$$Sc1 = \frac{DL}{\rho_l D_v}$$

$$DL = \frac{3.21 (10)^{-8} (K PM)^{1/4} T \rho_{\text{molar liq}}}{\mu_{\text{liq}} V_B^n}$$

DL = Difusividad del líquido en lbmol/ft<sup>2</sup>hr  
 K = Parametro de asociación para el disolvente = 1.9  
 ρ<sub>l</sub> = Densidad del líquido en lb/ft<sup>3</sup>  
 D<sub>v</sub> = Difusividad volumétrica del líquido en ft<sup>2</sup>/hr  
 PM = Peso molecular del disolvente en lb/lbmol  
 ρ<sub>molar liq</sub> = a la temperatura de 591°R = 55°C  
 μ<sub>liq</sub> = Viscosidad del líquido en lb/ft<sup>2</sup>hr  
 V<sub>B</sub> = Volumen molar del soluto como líquido a su temperatura normal de ebullición = 1.41 ft<sup>3</sup>/lbmol  
 El solvente es el metanol mientras que el soluto es el etilenglicol.

$$\rho_{\text{molar liq}} = \frac{48.659 \text{ lbmol/ft}^3}{33.859 \text{ lb/lbmol}} = 1.43710 \text{ lbmol/ft}^3$$

$$\mu_{\text{liq}} = 0.70908 (2.42) = 1.715973 \text{ lb/ft}^2\text{hr}$$

$$DL = \frac{3.21 (10)^{-8} (1.9 + 32)^{1/4} (697.2^\circ R) (1.43710)}{1.71593 (1.41)^{0.6}} = 0.00018921 \text{ lbmol/hrft}^2$$

$$D_v = \frac{DL}{\rho_{\text{molar liq}}} = 0.0000827527 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

$$Sc1 = \frac{\mu_{\text{liq}}}{\rho_l D_v} = \frac{1.7159 \text{ lb/ft}^2\text{hr}}{48.659 \text{ lb/ft}^3 (0.00008275 \text{ ft}^2/\text{hr})} = 426.1518$$

$$L_m = 313.9363 \text{ lb/hrft}^2$$

C de la gráfica A-9-3 del Apéndice, que en este caso es el factor de corrección de película de líquido para un 50% de inundación = 0.98  
 T = Para anillos de 1" = 0.04

Ahora ya se tienen los datos suficientes para sustituirlos en las ecuaciones respectivas, el único dato que no se tiene es la altura de la torre, y es precisamente este parámetro el que se supone hasta que el valor de  $z$  supuesto sea igual a la  $z$  calculada, la manera de calcularse  $z$  es con la siguiente ecuación:

$$I = HOG \cdot NOG$$

Se realiza el cálculo para una  $z$  de 10 ft

$$HG = \frac{120 (1.034)}{[(313.9363) (1.0768) (1.3638) (1.825)]^{0.6}} \frac{1.24}{10} \left| \frac{10}{10} \right|^{1/3}$$

$$HG = 4.3729 \text{ ft}$$

$$HL = 0.04 (426.1518)^{0.5} (0.98) \left| \frac{10}{10} \right|^{0.15}$$

$$HL = 0.80922 \text{ ft}$$

Se calcula la pendiente de la línea recta =  $m$

$$\bar{X} = \frac{0.938 + 0.3283}{2} = 0.63315$$

$$s = \frac{s_{av}}{\sqrt{1 + (s_{av} - 1)^2}}$$

$s_{av}$  = Volatilidad relativa promedio

$\bar{X}$  = Fracción mol promedio del líquido

$$m = \frac{134.73}{(1 + 133.73 + 0.6331)^2} = 0.0183595$$

$$HOG = HE + s \frac{G_m}{L_m} H_L$$

$G_m$  = Masa velocidad molar del gas en lbmol/hrft<sup>2</sup>

$L_m$  = Masa velocidad molar del líquido en lbmol/hrft<sup>2</sup>

$$G_m = \frac{22.3617}{2.4118} = 9.2717$$

$s$  = pendiente de la línea de operación

$$L_m = \frac{47.249}{2.4118} = 19.5907$$

$$HOG = 4.0901 + 0.01835 \frac{313.936}{428.641} (0.8092)$$

$$HOG = 4.3729 \text{ ft}$$

Por lo tanto la altura de la torre es:

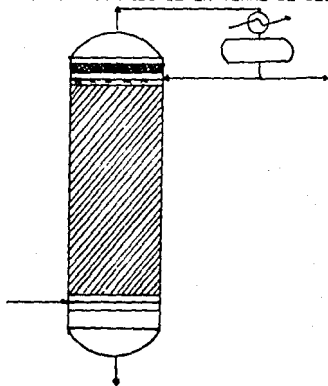
$Z = HOG * NOG = 10.6799 \text{ ft}$  y como la supuesta era 10 ft se hace con otra altura hasta encontrar el valor mas cercano posible.

TABLA DE RESULTADOS

Impureza (ft)	H <sub>0</sub> (ft)	H <sub>L</sub> (ft)	HOG (ft)	Tca/cuajada (ft)
8	3.68924	0.749530	3.40969	9
7	3.82271	0.737060	3.98760	9.4615
6	4.02544	0.722662	4.06429	9.9148
5	4.22198	0.706531	4.22692	10.3115
4.5	4.40674	0.689977	4.32370	10.5
4	4.57790	0.672223	4.37790	10.6799
3	4.73405	0.653650	4.51914	11.02
2	4.87489	0.634338	4.63004	11.3466
1.5	4.99999	0.614399	4.700430	11.72079
1	5.10967	0.593885	4.81518	12.14543
0.5	5.20995	0.572881	4.90356	12.6787
0	5.30504	0.551448	4.94079	14.4925

Por lo tanto la altura de la torre de destilación es de 11 ft

#### 4.5.9.3 CALCULO DEL PESO DE LA TORRE DE DESTILACION.



$$h_{TOTAL} = h_{sd} + h_m + h_{md} + h_{de} + h_e + h_{ec} + h_{liq.} + h_{lcc}$$

$$h_T = 0.1524 + 0.01524 + 0.1524 + 0.1524 + 3.352 + 0.1524 + 0.16 + 0.1524$$

$$h_T = 4.2892 \text{ m} \approx 14.07 \text{ ft}$$

$h_{sd}$  = Altura de separación del domo a la malla separadora

$h_m$  = Espesor de la malla

$h_{md}$  = Altura de separación entre malla y distribuidor

$h_{de}$  = Altura de separación entre distribuidor y empaque

$h_e$  = Altura de empaque

$h_{ec}$  = Altura de separación entre empaque y la alimentación

$h_{liq.}$  = Altura del líquido en el fondo de la torre con un tiempo de residencia de  $\theta = 4 \text{ min.}$

$h_{lcc}$  = Altura entre el líquido en el fondo y la alimentación

Características del equipo:

Material de construcción: Acero inoxidable o de bajo carbono y alta aleación SA -240, grado 405

S = Esfuerzo máximo permisible = 15000 lb/in<sup>2</sup>

Acero inox. = 0.284 lb/ft<sup>3</sup> = 490.755 lb/ft<sup>3</sup>

Cerámica = 45 lb/ft<sup>3</sup>

E = Espacios vacíos = 0.73

La malla separadora evita el paso del líquido que el vapor arrastra de su contacto al domo

A presión atmosférica los recipientes se recomiendan con espesores de 3/16" mínimo, y 1/8" de espesor por corrosión.  
 Espesor total = t = 3/16" + 2/16" = 4/16"

**PESO DE LA TORRE:**

$$W_c = \text{Masa del cilindro} = 2\pi r L \rho_{acero} = 2 (\pi) (1.7523 \text{ft}/2) (14.07) (0.02082 \text{ ft}) (490.7751 \text{b/ft}^3) = 791.43 \text{ lb}$$

$$W_e = \text{Masa de empaque} = \frac{\pi D^2 L}{4} \rho_{empaque} = 0.785 (1.7523)^2 (11) (451 \text{b/ft}^3)$$

$$W_e = 1193.141 \text{ lb}$$

$$W_{liq} = \frac{\pi D^2 L \rho_{liq}}{4} = \frac{\pi (1.7523)^2 (11) (0.73) (62.371 \text{b/ft}^3)}$$

$$W_{liq} = 1207.811 \text{ lb}$$

$$W_{lbE} = \text{Masa del liquido debajo de empaque} = \frac{\pi D^2 L \rho_{liq}}{4}$$

$$W_{lbE} = 0.785 (1.7523)^2 (0.5247) (62.37) = 78.88 \text{ lb}$$

**PESO DEL CASQUETE ESFERICO CON EL LIQUIDO**

$$V_{liq} = \frac{\pi b}{24} (3c^2 + 4b^2) = \frac{\pi (0.29205)}{24} [3(1.7523)^2 + 4(0.29205)^2]$$

$$V_{liq} = 0.365109 \text{ft}^3$$

$$W_{b'} = \text{Peso del casquete esferico con el liquido} = 0.365109 (62.327) = 22.7561 \text{ lb}$$

$$\text{Volumen del liquido considerando el diámetro externo}$$

$$D_{ext} = 1.7523 \text{ ft}$$

$$V_{Total} = 0.38789 \text{ ft}^3$$

$$V_T - V_{liq} = V_{tapa} = 0.38789 - 0.365109 = 0.022786 \text{ ft}^3$$

$$W_{t1} = \text{Masa de la tapa 1} = 0.022386 (0.2841 \text{b/in}^3) (1728 \text{in}^3/\text{ft}^3)$$

$$W_{t1} = 111 \text{b}$$

$$W_{t2} = \text{Masa de las 2 tapas} = 221 \text{b}$$

$$W_{Total} \text{ de la torre} = W_c + W_e + W_{liq} + W_{lbE} + W_{b'} + W_{t2}$$

$$W_{Total} \text{ de la torre} = 3316.081 \text{ lb} = 1504.14 \text{ Kg.}$$

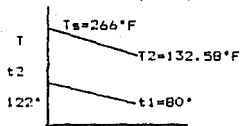
#### 4.5.10 DISEÑO DEL CONDENSADOR - SUBENFRIADOR DE METANOL EA-03

Cálculo de la temperatura del agua Tb

- $Q_1 = \text{Calor para condensar} = 891604.0 \text{ Btu/hr}$   
 $Q_2 = \text{Calor para subenfriar} = 38010.37 \text{ Btu/hr}$   
 $Q_C = \text{Calor para la operación de condensación y subenfriamiento}$   
 $Q_C = 929614.47 \text{ Btu/hr}$   
 $Q_1 = W C_p \Delta T = 891604 = 21127.6(1)(122 - T_b)$   
 $T_b = 80^\circ\text{F} (26.6^\circ\text{C})$

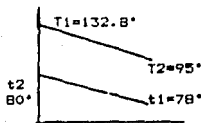
El cálculo de la LMTD se estima por etapas y después se obtiene la DT ponderada,

LMTD en zona 1, flujo a contracorriente



$$\text{LMTD}_1 = \frac{(266-122) - (132.8-80)}{\ln \frac{266-122}{132.8-80}} = 90.9^\circ\text{F}$$

LMTD en la zona 2



$$\text{LMTD} = \frac{(T_1-t_2) - (T_2-t_1)}{\ln \frac{(T_1-t_2)}{(T_2-t_1)}}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(132.8-80) - (95-78)}{\ln \frac{45.8}{17.0}} = 31.5^\circ\text{F}$$

$$\frac{1}{DT_{pond}} = \frac{1}{\text{LMTD}_1} \frac{Q_1}{Q_C} + \frac{1}{\text{LMTD}_2} \frac{Q_2}{Q_C}$$

1	1	891604.0	1	38010.37
DTpon	90.0	929614.47	31.5	929614.47

DTpon = 84.5°F

Se estima U:

Kern (39) recomienda cuando el fluido frío es agua y el fluido caliente es una sustancia orgánica de más de 0.5 cp, para enfriador con una DP permisible de 5 a 10 psia en la corriente que controla (tubos), y un factor de obstrucción de 0.003 una U recomendada = 155

El área de transferencia:

$$AT = \frac{QC + sd}{U DTP} = \frac{929614.47 (1.15)}{155 (84.5)} = 81.5 \text{ft}^2$$

sd = Sobrediseño del 15%

Características del equipo:

Dti = Diámetro interno de los tubos = 3/4"

De = Diámetro externo de los tubos = 1"

Lt = Longitud del tubo = 8 ft, 1086W

af' = Área de flujo por tubo = 0.1963 ft<sup>2</sup>/ft de A-11 del Apéndice

$$N \cdot t = \text{Número de tubos} = \frac{AT}{0.1963(8)} = 52 \text{ tubos}$$

$$aft = \text{Área de flujo total} = \frac{0.182 \text{ in}^2 (52)}{144 (1)} = 0.06572 \text{ ft}^2$$

n = Número de pasos = 1

$$Gt = \text{Masa velocidad por tubos} = \frac{21127.6}{0.0657} = 321628.8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

$$V = \text{Velocidad del agua} = \frac{Gt}{S(3600)} = 1.43 \text{ ft/hr}$$

Con la gráfica de hio A-12 del Apéndice para el agua a su temperatura media de 100°F

y con un factor de corrección de 0.96, el hio corregido es 422.4 Btu/hrft<sup>2</sup>·°F.

Para el cálculo del ho se calcula primero para la zona de subenfriamiento y después para la zona de condensación.



A la temperatura de la mezcla:

PROPIEDADES	MEZCLA
$k$ Btu/hrft <sup>2</sup> *F/ft	0.017269
$C_p$ Btu/lb*F	0.50679
$G$ lb/ft <sup>2</sup> s	44.1318
$\rho$ cp	0.12

Para la zona de subenfriamiento:

$$\delta = \frac{52-51}{5m \cdot (T_2-T_1)} = 0.0006479$$

$h_{o2} = 126.61$  Btu/hrft<sup>2</sup>\*F en la zona de subenfriamiento

$$U_2 = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + ER_d} = \frac{1}{\frac{1}{422.4} + \frac{1}{126.61} + 0.0005}$$

$$U_2 = 92.8 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$A_2 = \frac{Q_2}{U_2 \cdot \Delta T_2} = \frac{38010.37}{92.8(31.5)} = 15 \text{ ft}^2$$

FT = 1 por ser 1 paso

$$NT_2 = \frac{A(12)}{L_t \text{ de } \Pi} = \frac{15(12)}{B(0.75) \Pi} = 9.55 \sim 10 \text{ tubos}$$

Zona de condensación:

Se considera condensación por fuera de tubos horizontales, por lo que se usa la ecuación de Nusselt:

$$r = \text{Masa perimétrica} = 1599.83 / (53.7)^{0.6666} (8) = 14.08$$

$$h_{o1} \left| \frac{pf}{k \cdot l \cdot g} \right|^{1/3} = 1.51 \left| \frac{4r}{pf} \right|^{-1/3}$$

despejando de esta ecuación hoi

$$h_{oi} = 335.02 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{335.02} + \frac{1}{422.4} + 0.0005} = 170.90 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$A_1 = \frac{Q_1 \cdot s_d}{U_i \text{ LMTD}_1} = \frac{891604 (1.15)}{170.9 (90.9)} = 66 \text{ ft}^2$$

$$NT_2 = \frac{A (12)}{L_t \text{ do } \pi} = \frac{66(12)}{8 (0.75) \pi} = 42 \text{ tubos}$$

El parámetro de convergencia es el área de tal modo que la suma del área de la zona de subenfriamiento más el área de la zona de condensación debe ser igual al área de transferencia calculada anteriormente.

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 &= A_T \\ 66 + 15 &= 81.5 \\ 81 &\approx 81.5 \end{aligned}$$

#### 4.5.11 DISEÑO DEL TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO FA-03

Este tanque es el que recibe al condensado de la torre de destilación.

Características del fluido:

G = Gasto = 1599.83 lb/hr

PMMEZCLA = 33.85931b/lbmol

SMEZCLA = 49.37821b/ft<sup>3</sup>

RR:

-Para tanque que actúa como acumulador de reflujo = 5 min

-Tanque que recibe el producto basándose en el reflujo = 3 min

-Si el producto se manda a almacenamiento = 2 min.

RTtotal = 10 min.

factores:

Buena instrumentación = 1.0

Personal calificado = 1.2

RR = 12 min.

PD = Patm = 11.41psia

TD = 122°F (50°C)

VT = 6.4799ft<sup>3</sup>

Considerando que el volumen del líquido está al 90% del volumen total

VT = 7.2ft<sup>3</sup>

Equipo:

Material: Acero al carbono SA-129, Grado A

S = 10000 lb/in<sup>2</sup>

n = 80%

C = 1/16"

F = 0.02207in

D recomendado = 2ft  $\approx$  0.6096 m  $\approx$  24in de A-3 del Apéndice

AT = 0.29186 m<sup>2</sup>

VT = 0.29186 L

Capacidad a nivel mínimo

Cilindro:

hi/D = 0.2493

AI/AT = 0.1944 de A-4 del Apéndice

f(Ze) = 0.155127 de A-5 del Apéndice

A1 = 0.05673 m<sup>2</sup>

V1 = 0.05673 L

r = 24in

Espesor de la pared:

t = 0.0303 in, el próximo superior = 3/16"

Se comprueba el espesor:

icr = 1/2 de A-6 del Apéndice

W = 1.75

t = 0.0299in

Se calcula b:

b = 4.1002in

K = 0.3416

Vc1 = 0.00628m<sup>3</sup>

h3/D = 0.15

A3/AT = 0.0941

A3 = 0.02745 m<sup>2</sup>  
V3 = 0.02745 L  
Capacidad entre nivel máximo y mínimo:  
V2 = VT - (V1 + V3)  
V2 = 0.20767 L  
h1 + h2  
----- = 0.85  
D  
f(Ze) = 0.93925  
Vc1 + Vc2 = 0.03805 m<sup>3</sup>  
Vc2 = 0.03177 m<sup>3</sup>  
Longitud:  
VT = V2 + Vc2  
0.1835 = 0.20767 L + 0.03177  
L = 0.73059 m ≈ 2.3970 ft  
L/D = 1.1985

#### RESULTADOS:

Nivel máximo = 0.51816 m ≈ 1.7 ft  
Nivel mínimo = 0.132 m ≈ 0.5 ft  
Nivel normal = 0.31 m ≈ 1.017 ft  
Altura alto nivel = 0.4145 m ≈ 1.36 ft  
Altura del tanque = 0.73059 m ≈ 2.4 ft  
Diámetro del tanque = 0.6096 m ≈ 2.0 ft

#### 4.5.12 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE MOH FB-01

Este tanque almacena MOH recuperado de la torre de destilación. El volumen a manejar es de 30000 litros que es el volumen que posee la pipa que lo transporta, para este fin se dispone de dos tanques de almacenamiento de 15000 litros cada uno.

##### Características del fluido:

Maneja destilado de ETG (1.5429mol/hr) y MOH(23.345mol/hr)

WMEZCLA = 842.7183 lb/hr

PMMEZCLA = 33.8591b/lbmol

SMEZCLA = 49.3782 lb/ft<sup>3</sup>

T OPE = 35°C = 95°F

P OPE = atmosférica = 11.41 lb/in<sup>2</sup>

Vlíquido = 530 ft<sup>3</sup> = 15m<sup>3</sup>

G = Gasto = 17.066 ft<sup>3</sup>/hr

TD = Tdiseño = 35°C + 15°C = 50°C = 122°F

PD = Patm = 11.41 psia = 590 mmHg

VT = 530 ft<sup>3</sup>

Considerando que el volumen del líquido está al 90% del VT

VT = 588.5 ft<sup>3</sup>

##### Equipo:

Material: Acero al carbón SA-129, grado A.

S = Esfuerzo máx. permisible = 10000 lb/in<sup>2</sup>

n = Eficiencia = 80%

C = Espesor por corrosión = 1/16"

$F = \frac{PD}{C S n} = 0.02287 \text{ in}$

D recomendado = 8ft = 2.438 m = 96 in de A-3 del Apéndice

$AT = \frac{\pi D^2}{4} = 4.669 \text{ m}^2$

VT = 4.669 L

Capacidad a nivel mínimo:

Cilindros:

h1/D = 0.0623

f(Ze) = 0.011 de A-5 del Apéndice

A1/AT = 0.026 de A-4 del Apéndice

A1 = 0.1213 m<sup>2</sup>

V1 = 0.1213 L

Cabezas:

r = 96

0.885 PDr

$t = \frac{r}{S_n} = 0.1211 \text{ in}$

S<sub>n</sub> = 0.1PD

Tomando el espesor superior próximo = 5/16"

comprobando el espesor:

icr = 4 3/4 = 4.75 de A-6 del Apéndice

W = 1.767  
t = 0.0756 in

Calculo de b:  
b = 13.25  
K = 0.34

$$Vc1 = \frac{\pi * K * D^3}{6} f(Ze) = 0.0283 \text{ m}^3$$

$$h3/D = 0.15$$

$$A3/AT = 0.0941$$

$$A3 = 0.439 \text{ m}^2$$

$$V3 = 0.439 \text{ m}^3$$

Capacidad entre nivel máximo y mínimo:

$$V2 = VT - (V1 + V3)$$

$$V2 = 4.669 \text{ L} - 0.1213 \text{ L} - 0.439 \text{ L}$$

$$V2 = 4.099 \text{ L}$$

$$h1+h2$$

$$----- = 0.85$$

D

$$f(Ze) = 0.93925$$

$$Vc1 + Vc2 = 2.42 \text{ m}^3$$

$$Vc2 = 2.39 \text{ m}^3$$

Longitud:

$$VT = V2 + Vc2$$

$$V2 = 4.099 \text{ L} + 2.39$$

$$L = 3.075 \text{ m} \approx 10 \text{ ft}$$

$$L/D = 1.26$$

#### RESULTADOS:

Nivel máximo = 2.767 m = 9.078 ft  
Nivel mínimo = 0.152 m = 0.5 ft  
Nivel normal = 1.509 m = 5.147 ft  
Alarma alto nivel = 2.086 m = 6.844 ft  
Alarma bajo nivel = 0.853 m = 2.798 ft  
Altura del tanque = 3.075 m = 10.0 ft  
Diámetro del tanque = 2.438 m = 8.0 ft

$$V = 588.5 \text{ ft}^3$$
$$Q = \frac{V}{t} = \frac{588.5 \text{ ft}^3}{17.066 \text{ hr}} = 34.48 \text{ hr}$$
$$Q = 17.066 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

#### 4.5.13 SELECCION DEL FILTRO FD-01

La filtración es la separación de sólido de un líquido y se efectúa haciendo pasar el líquido a través del medio poroso.

El agente deslustrante es el TiO<sub>2</sub>, las especificaciones de tamaño están entre 500 - 1000 micrones.

El filtro se usa en la salida de los reactores de transesterificación para eliminar las partículas del óxido; el filtro a usar es precapa de vacío, este es recomendado para suspensiones con menos de 20 g/l en un periodo de succión de 5 minutos y que no formen torta de por lo menos 3 mm.

La selección del filtro se llevó a cabo mediante hojas de fabricante, A-13 del Apéndice.

##### Características del filtro:

Tipo = precapa

Para un % de sólidos en base seca que va de 1 a 0.1, la velocidad de formación es: < 1 cm/min, y la velocidad de filtración está entre 50 - 5000 lt/m<sup>2</sup>hr.

G = Gasto a filtrar = 1379.92 l/hr = 48.7261 ft<sup>3</sup>/hr

Se elige 1% de sólidos en base seca

Velocidad de filtración = 500 l/hr m<sup>2</sup>

$$\text{Area del filtro} = \frac{G}{\text{vel.}} = \frac{1379.92}{500} = 2.7598 \text{ m}^2 = 29.695 \text{ ft}^2$$

Largo del filtro = 0.915 m = 3.0 ft  
Diámetro del filtro = 0.915 m = 3.0 ft

El vacío recomendado para soluciones con pequeño porcentaje de sólidos va de 5 - 15 cm Hg, según hojas de fabricante se elige:

Bomba de vacío de 10 cm Hg = 100 torr  
Velocidad de la bomba = 1750 rpm  
Potencia del motor = 3 Hp  
Largo de la bomba = 23 in = 1.91 ft  
Ancho = 9 in = 0.75 ft  
Peso de la bomba = 43 Kg = 94.8 lb  
Flujo máximo de la bomba = 41 m<sup>3</sup>/hr = 1447.7 ft<sup>3</sup>/hr

4.5.14 DISEÑO DE LOS REACTORES DE POLICONDENSACION  
 BC-05, BC-06, BC-07, BC-08

Los primeros cuatro reactores tienen el mismo tamaño.  
 El método empleado es el mismo que el usado para los reactores de transesterificación.

G = Gasto = 48.726 ft<sup>3</sup>/hr

θ<sub>1-4</sub> = 108.65 min

Factores de corrección del θ:

F1 = Personal bien entrenado = 1.2

F2 = Buena instrumentación = 1.0

θ<sub>corregido</sub> = 100.38 min.

Condiciones de diseño:

PD = Pope + 2Kg/cm<sup>2</sup>

PD = 35 psig + 28.44 psig = 63.44 psig

TD = T<sub>op</sub> + 15°C

TD = 315°C = 626°F

VT = Volúmen total del líquido = 105.88 ft<sup>3</sup> = 2.998 m<sup>3</sup>

Considerando que el volúmen del líquido es el 90% del volúmen total

VT = 117.64 ft<sup>3</sup> = 3.331 m<sup>3</sup>

Material del reactor:

Acero de bajo carbono alta aleación SA-24 grado 405, que posee las siguientes características:

S = Esfuerzo máximo permisible = 15000 lb/in<sup>2</sup>

n = Eficiencia por soldadura = 0.8

C = 0.0625 in"

F = Factor que junto con el volúmen se lee en gráfica para determinar el diámetro del recipiente

$$F = \frac{PD}{C S n} = 0.0845 \text{ in}^{-1}$$

leyendo en A-3 del Apéndice el diámetro seleccionado es 4.5 ft  
 = 1.3716 m = 54 in

AT = Área total = 1.4775 m<sup>2</sup> = 15.89 ft<sup>2</sup>

VT = 1.4775 L

Capacidad a nivel mínimo

Cilindro:

h<sub>i</sub>/D = 152mm/1371.6mm = 0.1108 con este valor en tablas se encuentra

f(2e) = 0.03363 A-5 del Apéndice

A<sub>1</sub>/AT = 0.0602 de A-4 del Apéndice

A<sub>1</sub> = 0.08894 m<sup>2</sup>

V<sub>1</sub> = 0.08894 L

r = D = 54 in



Espesor de la pared:

$$t = \frac{0.885 \cdot PD \cdot r}{5n - 0.1PD} = 0.25278 \text{ in, tomando el valor mas proximo de tablas } t = 5/16''$$

Comprobando el espesor:

icr = 3 % de A-6 del Apéndice

$$W = \frac{1}{4} \left[ 3 + \frac{r}{icr} \right] = 1.7690$$

$$t = \frac{PD \cdot r \cdot W}{25n - 0.2PD} = 0.2526 \text{ in}$$

$$AB = D/2 - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$b = r - BC^2 - AB^2 = 9.1495$$

$$K = 2b / 54 = 0.33887$$

$$Vc1 = \frac{\pi \cdot K \cdot D^3}{6} f(Ze) = 0.0154 \text{ m}^3$$

$$h3 = 0.15$$

$$A3/AT = 0.0941$$

$$A3 = 0.1390 \text{ m}^3$$

$$V3 = 0.1390 \text{ L}$$

Capacidad entre nivel máximo y mínimo:

$$V2 = VT - (V1 + V3)$$

$$V2 = 1.4775 \text{ L} - 0.08894 \text{ L} - 0.1390 \text{ L}$$

$$V2 = 1.24956 \text{ L}$$

Cabezas:

$$h1+h2$$

$$= 0.85$$

$$f(Ze) = 0.93925$$

$$Vc1 + Vc2 = \frac{\pi \cdot K \cdot D^3}{6} f(Ze) = 0.43 \text{ m}^3$$

$$Vc2 = 0.41463 \text{ m}^3$$

Longitud del reactor:

$$VT = V2 + Vc2$$

$$2.998 = 1.2495 \text{ L} + 0.41462$$

$$L = 2.0675 \text{ m} = 6.7835 \text{ ft}$$

$$L/D = 1.507$$

**RESULTADOS:**

Nivel máximo = 1.86075 m = 6.10 ft  
Nivel mínimo = 0.152 m = 0.5 ft  
Nivel normal = 1.025 m = 3.363 ft  
Área por alto nivel = 1.367 m<sup>2</sup> = 4.48 ft<sup>2</sup>  
Área por bajo nivel = 0.42718 m<sup>2</sup> = 1.40 ft<sup>2</sup>  
Altura del reactor = 2.0675 m = 6.78 ft  
Diámetro del reactor = 1.3716 m = 4.5 ft

**4.5.14.1 DISEÑO DEL QUINTO REACTOR DE POLICONDENSACION BC-09**

G = 48.7261 ft<sup>3</sup>/hr  
θR = 120min  
Factores de corrección del θR  
F1 = 1.2  
F2 = 1.0  
θcorregido = 144 min.

**Condiciones de diseño:**

PD = 63.44 psig  
TD = 295°C = 563°F  
VT = 3.3118 m<sup>3</sup> = 117.15 ft<sup>3</sup>

**Material del reactor:**

Acero de bajo carbono alta aleación SA-240 grado 405

S = 15000 psi  
n = 0.8  
C = Espesor por corrosión = 0.0625 in

F = 0.0845 in<sup>-1</sup>  
Diámetro seleccionado = 4.5 ft = 1.3716 m = 54 in de A-3 del Apéndice

AT = 1.4775 m  
VT = 1.4775 L  
h1/D = 0.1108  
f(Ze) = 0.0033638 de A-3 del Apéndice  
A1/AT = 0.0602 de A-4 del Apéndice  
A1 = 0.08894 m<sup>2</sup>  
V1 = 0.08894 m<sup>3</sup>  
Cabezas:  
r = 54 in  
t = espesor de la pared = 0.25278 in , se elige el próximo superior = 5/16"

se comprueba éste espesor:

W = 1.7694  
icr = 3% de A-6 del Apéndice  
t = 0.252 in  
AB = 54/2 = 3.25  
BC = 54 = 3.2  
b = 9.1495  
K = 0.33997  
Vc1 = 0.154 m<sup>3</sup>  
h3 = 0.15

A3 = 0.1390 m<sup>2</sup>  
V3 = 0.1390 L  
Capacidad entre nivel máximo y mínimo:

V2 = 1.24956 L  
h1 + h2  
----- = 0.85

D  
Vc2 = 0.4146 m<sup>3</sup>  
Longitud:

VT = V2 + Vc2  
3.3118 = 1.24956 L + 0.4146  
L = 2.3185m ≈ 7.60 ft  
L/D = 1.69

#### RESULTADOS:

Nivel máximo = 2.0866 m ≈ 6.844 ft  
Nivel mínimo = 0.152 m ≈ 0.5 ft  
Nivel normal = 1.160 m ≈ 3.8 ft  
Alarma alto nivel = 1.5476 m ≈ 5.07 ft  
Alarma bajo nivel = 0.4836 m ≈ 1.588 ft  
Altura del reactor = 2.3185 m ≈ 7.60 ft  
Diámetro del reactor = 1.5716 m ≈ 5.14 ft

#### 4.5.15 DISEÑO DEL CONDENSADOR BARMETRICO DE ETG CB-01

Se diseña el condensador barométrico de ETG, de acuerdo a los principios que presenta en su artículo Harlam Hoff (28) en el Chemical Engineering; este dimensionamiento se hace de acuerdo a una relación empírica que permite 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 se determina con L/D que va de 3 a 5 dependiendo del tamaño del condensador. La L/D se toma como 3.

Se utiliza ETG frío a contacto directo para condensar el ETG vapor. El condensador barométrico es preferible cuando el ETG es escaso o donde hay dificultad para que el vapor entre por la parte superior.

$$W_{\text{vapor}} = \frac{P_H}{359} \left( \frac{T_H}{T} \right)^{1.16} \frac{P}{P_H} = \frac{62 (492)(0.09671)}{359 (661.11)(14.7)} = 0.0000455 \text{ lb/ft}^3$$

P de trabajo = 5 mmHg = 0.09671 atm.

G = Gasto = 13995.466 ft<sup>3</sup>/min

Con el gasto y la densidad se encuentra en tablas un diámetro para el tubo de la entrada de vapor de 6 in = 15.24 cm

Wc = masa del condensado = 4149.85 lb/hr (1hr/60min) (ft<sup>3</sup>/631b) (7.48 gal/ft<sup>3</sup>) = 8.211 gal/min.

\* El diámetro para la entrada del ETG es de 2" = 5 cm, se recomienda una velocidad de flujo de 5.10 ft/s.

\* Se recomienda que sea mayor el diámetro de la pierna que el diámetro del tubo de entrada de ETG frío.

\* Diámetro de la pierna = 6" = 15.24 cm

De la relación del diámetro del tubo de vapor al diámetro del condensador:

$$\frac{D_v}{D_c} = 0.2$$

$$D_c = \frac{D_v}{0.2} = 30 \text{ in} = 76.2 \text{ cm}$$

L = Altura del cuerpo del condensador = 3 D = 90 in = 2.286 m

#### 4.5.16 DISEÑO DEL TANQUE DE RECEPCIÓN DE ETG QUE SALE DEL CONDENSADOR BAROMÉTRICO FA-04

El tanque opera a vacío y es horizontal.

G = Gasto = 4859.8491b/hr

$\xi = 74.84 \text{ lb/ft}^3$

Condiciones de trabajo:

PD = Pabs.vacío = 760 mmHg  $\approx 14.7 \text{ psia a vacío.}$

TD = Tope. + 15°C = 215°C  $\approx 419^\circ\text{F}$

QR = Para tanque de balance que recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control = 15 min.

Personal experimentado = 1.0

Instalación normal = 1.2

QR = 18 min.

VT = 19.48ft<sup>3</sup>

Considerando que el volumen del líquido está al 90% del volumen total.

VT = 21.644 ft<sup>3</sup>

Equipo:

Material: Acero de bajo carbono y alta aleación SA-240, Grado 405.

S = 15000lb/in<sup>2</sup>

n = 80%

C = 0.0625"

F = 0.0176in<sup>-1</sup>

D recomendado = 2.5 ft  $\approx 0.762 \text{ m} \approx 30 \text{ in de A-3 del Apéndice}$

AT = 0.4560 m<sup>3</sup>

VT = 0.4560 L

Capacidad a nivel mínimo

Cilindro:

h1/D = 0.1994

A1/AT = 0.1419 de A-4 del Apéndice

A1 = 0.0647 m<sup>2</sup>

V1 = 0.0647 L

f(2 $\phi$ ) = 0.103042 de A-5 del Apéndice

Cabezas:

r = 30 in

Espesor de la pared : t = 0.0325

Tomando el próximo superior: 3/16"

Comprobando el espesor:

icr = 1 7/8" de A-6 del Apéndice

W = 1.75

t = 0.03216 in

Para b:

b = 5.125

K = 0.34168

Vci = 0.0081 m<sup>3</sup>

Capacidad a nivel maximo:

$$h3 = 0.15$$

$$A3/AT = 0.0941$$

$$A3 = 0.04290 \text{ m}^2$$

$$V3 = 0.0429 \text{ L}$$

Capacidad entre nivel maximo y minimo

Cilindros:

$$V2 = VT - (V1 + V3)$$

$$V2 = 0.3484 \text{ L}$$

Cabezas:

$$h1 + h2$$

$$\text{-----} = 0.85$$

D

$$f(Ze) = 0.93925$$

$$Vc1 + Vc2 = 0.0743299 \text{ m}^3$$

$$Vc2 = 0.066229 \text{ m}^3$$

Longitud:

$$VT = V2 + Vc2$$

$$0.5517 = 0.3484 \text{ L} + 0.066229$$

$$L = 1.3934 \text{ m} \approx 4.5718 \text{ ft}$$

$$L/D = 1.828$$

RESULTADOS:

$$\text{Nivel maximo} = 0.6477 \text{ m} \approx 2.12 \text{ ft}$$

$$\text{Nivel minimo} = 0.152 \text{ m} \approx 0.5 \text{ ft}$$

$$\text{Nivel normal} = 0.388 \text{ m} \approx 1.274 \text{ ft}$$

$$\text{Alarea alto nivel} = 0.518 \text{ m} \approx 1.7 \text{ ft}$$

$$\text{Alarea bajo nivel} = 0.161 \text{ m} \approx 0.528 \text{ ft}$$

$$\text{Altura del tanque} = 1.3934 \text{ m} \approx 4.57 \text{ ft}$$

$$\text{Diametro del tanque} = 0.762 \text{ m} \approx 2.5 \text{ ft}$$

#### 4.5.17 DISEÑO DEL CAMBIADOR DE ETG RECUPERADO EA-04

Características del equipo:  
Cambiador de haz de tubos-coraza

Lt = 14ft, 12BGW

Dext= 1"

Pitch triangular = 1 1/2"

Patrón de flujo:

Fluido del lado coraza = ETG por poseer el peor coeficiente de transferencia de calor

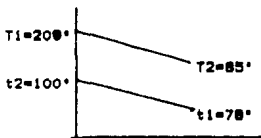
Fluido lado tubos = agua, por ser más incrustante

DP permis. lado tubo = 10 psi

DP permis. coraza = 10 psi

WETG = masa del ETG a enfriar = 4859.8491b/hr

Calculo de la LMTD



$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(200 - 100) - (85 - 78)}{\ln \frac{200 - 100}{85 - 78}} = 34.972^\circ F$$

FT = Factor de corrección para LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 5.22$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = 0.180$$

Se elige de 2-4, dos pasos por coraza y cuatro por tubos, para FT=0.95.

Cálculo de U:  
Lado tubos

Vtaqua = 3 ft/seg

Gt = Masa velocidad del lado tubos =  $V_s = 3 (62.37) (0.992) (3600) = 668207.23 \text{ lb/hrft}^2$

$$\text{Ret} = \frac{d_i G_t}{\mu} = \frac{0.782/12 (668207.23)}{0.65 (2.42)} = 27682.66$$

$$\text{Ret} = \frac{0.8}{\text{Cp } \mu} = \frac{3579.0384}{1 (0.65) (2.42)}$$

$$\text{Pr}_t = \frac{0.33}{K} = \frac{4.4285}{0.356}$$

$$\text{Pr}_t = 1.6328$$

Coefficiente sin corregir:

$$\frac{h_{io}}{\theta} = \frac{0.027}{d_i} (12) (K) (\text{Ret})^{0.8} (\text{Pr}_t)^{0.33} \left(\frac{d_i}{d_o}\right) = 674.0519 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

Lado envolvente:

$$\text{deq} = \text{Diámetro equivalente} = \frac{0.74}{12} = 0.06 \text{ ft}$$

$G_s = \text{se elige tentativamente} = 300000 \text{ lb/hrft}^2$

$$\text{Re}_s = \frac{\text{deq } G_s}{\mu} = \frac{0.06 (300000)}{3.5 (2.42)} = 2125.147$$

$$\text{Re}_s = \frac{0.55}{\text{Cp } \mu} = \frac{67.61826}{0.58 (3.5) (2.42)}$$

$$\text{Pr}_s = \frac{0.33}{K} = \frac{32.1084}{0.153}$$

$$\text{Pr}_s = 3.1418$$

ho sin corregir:

$$\frac{h_o}{\theta} = 0.36 \frac{K}{\text{de}} \text{Re}_s^{0.55} \text{Pr}_s^{0.33} = 193.76 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$$T_w = \bar{t}_w + \frac{1/h_{io}}{1/h_{io} + 1/h_o} (\bar{T}_m - \bar{t}_w) = 100.7615 \text{ F}$$



$T_w$  = Temperatura de la pared

$\bar{t}_w$  = Temperatura del agua promedio

$\bar{T}_m$  = Temperatura del ETG promedio

$$G_t = \frac{\left| \begin{array}{c|c} \mu_{\text{agua}} & 0.14 \\ \hline \mu & \end{array} \right|}{\left| \begin{array}{c|c} 0.65 & 0.14 \\ \hline 0.65 & \end{array} \right|} = 1$$

$$G_s = \frac{\left| \begin{array}{c|c} \mu_{\text{ETG}} & 0.14 \\ \hline \mu & \end{array} \right|}{\left| \begin{array}{c|c} 3.5 & 0.14 \\ \hline 5 & \end{array} \right|} = 0.9512$$

Coefficientes corregidos:

$h_{10} = 674.0519 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$

$h_o = 184.30 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$

$$U_{\text{limpio}} = \frac{1}{\frac{1}{674.051} + \frac{1}{184.30}} = 144.7282 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$$

$R_d$  usando agua de enfriamiento tratada: 0.002

$U_{\text{diseño}} = 112.2397 \text{ Btu/hrft}^2 \cdot \text{F}$

$$A = \frac{Q \cdot s_d}{UD \text{ LMTD FT}} = \frac{363273.712 (1.15)}{112.2397 (34.97) (0.95)} = 112.038 \text{ ft}^2$$

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{A (12)}{\pi \text{ do } L} = \frac{112.038 (12)}{\pi (1) (14)} = 30.56 \text{ tubos}$$

De A-14 del Apéndice con 32 tubos el diámetro de la coraza =  $D_s = 10''$

$$a' \text{ ft} = \frac{W_t}{G_t} = \frac{16512.441}{668207.23} = 0.02471 \text{ ft}^2$$

$a' \text{ ft}$  = de A-11 del Apéndice = 0.003326  $\text{ft}^2$

$N^{\circ}$  de pasos por tubo:

$$N_{\text{pt}} = \frac{a' \text{ ft}}{a' \text{ ft}} = 7.429 \text{ tubos por paso}$$

$$N_{\text{p}} = \frac{N^{\circ} \text{ tubos}}{N_{\text{pt}}} = \frac{30.56}{7.429} = 4.113 \approx 4 \text{ que fueron los que se especificaron al principio del diseño.}$$

Se comprueba la longitud:

$$L = \frac{A}{\pi \text{ do } N^* t} = \frac{112.038 (12)}{\pi (1) (30.86)} = 14.03 \text{ ft}$$

Espaciamiento de manamparas:

$$\text{afs} = \frac{W_s}{G_s} = \frac{4859.849}{300000} = 0.01619 \text{ ft}^2$$

$$C = \text{claro} = P_t - \text{do} = 0.25''$$

$P_t$  = pitch triangular de 16''

$$B = \frac{\text{afs} * 144 * P_t}{D_s C} = 1.166 \text{ se aproxima a } 2$$

Caída de presión en tubos:

$$f = 0.001$$

$$DP_t = \frac{f * G_t^2 * L * N_p}{10} = \frac{0.001 (668207.23)^2 (14) (4)}{10} = \frac{5.22(10) * \theta_t * d_i * S}{5.22(10) (1) (0.992) (0.782/12)}$$

$$DP_t = 6.969 \text{ lb/in}^2$$

Caída de presión en coraza:

$$N+1 = \frac{12 * L}{B} = 84$$

$f$  = factor de fricción por lado coraza para haz de tubos con deflectores segmentados 23%,  $f = 0.003$

$$DP_s = \frac{f * G^2 (N+1) * D_s}{10} = \frac{0.003(300000)^2 (84) (10/12)}{10} = \frac{5.22(10) * d_e * S_g * \theta_s}{5.22(10) (0.06) (1.2) (0.952)}$$

$$DP_s = 5.2822 \text{ lb/in}^2$$

#### 4.5.18 DISEÑO DE LOS CONDENSADORES BAROMETRICOS DE AGUA CB-02, CB-03.

En estos condensadores se condensa el vapor de agua que proviene de los eyectores. Considerando que los tres condensadores operan bajo las mismas condiciones de flujos de vapor y agua, serán del mismo tamaño.

Se maneja 480 lb/hr de vapor saturado a 100 psig absolutos y 480 gpm de agua fría a 85°F.

\* El diámetro del tubo de la entrada del agua fría es de 6 in, IFS, cedula 40, con una velocidad de flujo de 5.12 ft/s.

\* El diámetro del tubo de la entrada del vapor saturado es de 6 in, IPS, cedula 40.

Con el diámetro del tubo que conduce agua fría a la entrada del condensador se selecciona el diámetro del tubo de la pierna barométrica, así si el diámetro del tubo de entrada es de 4" o mayor se selecciona un diámetro igual.

\* Diámetro de la pierna barométrica = 6 in = 15.24 cm.

De la relación del diámetro del tubo del vapor al diámetro del condensador:

Dv

-- = 0.2

Dc

Dv

Dc = --- = 30 in = 76.2 cm

0.2

Altura = H = 3D = 90 in = 2.286 m

#### 4.5.19 PREDIMENSIONAMIENTO DE LA TOLVA DE PET TV-02

Esta lleva PET semisólido que sale del tren de policondensación al extrusor.

Se diseña para 4 horas de operación; el material de construcción es de acero al carbón.

P = atmosférica = 11.41 lb/in<sup>2</sup>  
T = atmosférica = 68°F  
WPET = 2227.05 lb/hr  
SPET = 1.37  
SPET = 85.4469 lb/ft<sup>3</sup>  
V = Volumen del material sólido

$$V = \frac{WPET}{SPET} = 26.05 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Por 4 horas:  
VT = 104.2 ft<sup>3</sup>

Cálculo del cono:

Altura del cono:

$$h = \frac{\text{cat.op} \cdot D/2}{\text{tanga}} = \frac{5.1966}{0.578} = 5.1966 \text{ ft} = 1.581 \text{ m}$$

Suponiendo D = 6ft, r=radio = 3 ft

Volumen del cono:

$$V_{co} = \frac{1}{3} \pi r^2 h = \frac{1}{3} \pi (5.1966) (3)^2 = 49.0 \text{ ft}^3 = 1.387 \text{ m}^3$$

Cálculo del cilindro:

Volumen del cilindro:

$$V_c = VT - V_{co} = 104.2 - 49.0 = 55.285 \text{ ft}^3$$

Altura del cilindro:

$$h_c = \frac{V_c (4)}{\pi D^2} = 1.95535 \text{ ft} = 0.595 \text{ m}$$

Boquilla superior de la tolva de 1 ft de diámetro.

Relación L/D

$$L/D = \frac{1.95535 + 5.2}{6} = 1.19$$

#### 4.5.20 SELECCION DEL EXTRUSOR ET-01

La extrusion o churreado, es el procedimiento que consiste en forzar un material en estado plastico a pasar por un orificio apropiado, con objeto de producir continuamente un cuerpo de una seccion transversal uniforme deseada.

En el extrusor se calientan trozos semisolidos de material hasta que se reblandezcan y fundan en una masa continua que toma forma del molde.

Existen dos metodos de extrusion, en este caso se elige la extrusion continua, en donde se usa un tornillo de Arquimedes para suministrar la presion, este proceso se usa cuando las presiones son bajas y las temperaturas no exceden de 300°C (572°F).

Este extrusor comprende:

El cilindro de extrusion, el tornillo sin fin, que gira dentro del cilindro, la matriz unida al extremo delantero del cilindro para proporcionar el orificio para la extrusion. Se cuenta con un soporte para el producto extruido que sale todavia blando y deformable de la boquilla y para enfriarlo y transportarlo.

##### Material:

Acero torneado interiormente  
Material de calentamiento = Aceite de calentamiento tipo Dowtherm  
Rango de temperaturas de trabajo = 150°C-250°C (302°F-500°F)  
Temperatura de extrusion = 250°C (482°F)  
Estabilidad de la temperatura de extrusion = regular  
Consistencia de la masa en la extrusion = semifundida  
Masa de extrusion total en un dia = 1011.08 Kg/hr (2227.05 lb/hr)  
Diametro de los churros = 1 cm  
Largo de los churros = 3 cm

#### 4.5.21 SELECCION DEL SECADOR DE PET RF-01

Cuando se deseca un sólido se producen dos procesos fundamentales y simultáneos, la transmisión de calor para evaporar el líquido y la transferencia de masa en humedad interna y el líquido a evaporar, de tal forma que la rapidez del proceso está determinada por la intensidad de cada uno de estos.

En el caso del PET es necesario controlar la humedad por ser un polímero higroscópico; ya que si es alta (50 ppm), ocasiona que la velocidad de cristalización sea mayor a la adecuada, además de afectar la apariencia física del producto final de PET.

Se usa un secador directo, es decir que utiliza gas caliente en contacto directo con el sólido, el secador es horizontal con tamiz o tela transportadora en el cual una capa de material húmedo se transporta mientras pasa aire caliente en forma ascendente.

Características del material a secar:

$S_s$  = Carga = 1368.85 kg/m<sup>3</sup>. (85.4469 lb/ft<sup>3</sup>)

F = Masa = 1010.208 kg/hr (2227.09 lb/hr)

Según el material a secar y el secador a usar se especifican las siguientes características:

Forma del material = Churreada

Contenido de humedad inicial = 0.01 Kg/Kg sólido seco

Contenido de humedad final = 0.0001

Temperatura del aire a la entrada = 88°C (190.4°F)

Altura de la capa = L = 6.3 cm

Velocidad del aire = 55 m/min

Con A, y el tiempo de desecación y usando la gráfica de A-15 del Apéndice se obtienen las siguientes características:

$$A = \frac{F}{S_s \cdot L} = 11.7142 \text{ m}^2/\text{hr}$$

Tiempo experimental de desecación = 20 min

$L_m$  = Longitud del material a secar = 3 cm

$D_m$  = Diámetro del material a secar = 1 cm

$L_s$  = Longitud del secador = 6.3 m

Tamaño almas de malla = 30 mallas

#### 4.5.22 SISTEMA DE AGITACION

##### 4.5.22.1 AGITADOR EN TANQUE DE MEZCLADO

La agitación se lleva a cabo en el tanque de mezclado del ETG con los catalizadores, y por las características físicas de densidad y viscosidad en esta mezcla que se requieren flujos turbulentos. Se calcula la potencia necesaria para el agitador de este tanque

Características de la mezcla:

ETG - catalizadores

Temperación = 320°F  $\approx$  160°C

Operación = 11.411 lb/in<sup>2</sup>

WETG = 2193.069 lb/hr

SETG = 63 lb/ft<sup>3</sup>  $\approx$  1.01 g/cm<sup>3</sup>

$\mu$  = 1cp  $\approx$  2.42lb/fthr

Características del tanque:

D = 2.5 ft

L = 3.675 ft

L/D = 1.47

h<sub>l<sub>nn</sub></sub> = altura del líquido a nivel normal = 0.5136 m  $\approx$  1.685ft

Tipo de agitador:

El agitador es de impulsor marino de 3 hojas, o también conocido como hélice de 3 palas, con un paso de hélice igual a 2.

En la literatura se dan una serie de curvas dependiendo del tipo de agitador, con las cuales se tienen una serie de parámetros que involucrados en las ecuaciones de Reynolds y de Froude encontramos la potencia del agitador de A-16 del Apéndice.

Relaciones:

S1 = Dt/Da

S2 = E/Da

S3 = L/Da

S4 = W/Da

S5 = J/Dt

S6 = H/Dt

Da = Diámetro del impulsor o rodete

Dt = Diámetro del tanque

E = Altura del rodete sobre el fondo del tanque

L = Longitud de las palas del rodete

W = Ancho de las palas del rodete

J = Ancho de las placas deflectoras

H = Altura del líquido en el tanque

Para el impulsor:

S1 = Dt/Da = Para tanques con agitador hélice = 3.3

Da = Dt/3.3 = 0.7575 ft  $\approx$  0.2309 m

S2 = 1

$$E = 1 \text{ (Da)} = 0.2309 \text{ m}$$

$$S_6 = H/Dt = 0.7 \text{ m}$$

Se elige la velocidad de giro del impulsor de 600 rpm

$n$  = revoluciones por segundo = 1500 rpm / 60 min = 25 rps

$$NRe = \frac{n \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} = 13.175 \text{ (10)}$$

con este numero se lee en A-16 del Apendice para obtener  $\theta$

$$\theta = \frac{NPo}{NFr^m} = 0.7$$

NPo = Número de potencia

NFr = Número de Froude

$m$  = valor que depende del NRe y constantes del agitador

$$g = 32.3 \text{ ft/s}^2$$

$$NFr = \frac{n^2 \cdot Da}{g} = \frac{(25)^2 \cdot (0.7575)}{32.2} = 14.70$$

$$a = 1.7$$

$$b = 18$$

$$m = \frac{a - \log NPo}{b} = 0.2155$$

$$\theta = \frac{NPo}{NFr^m} \text{ despejando NPo}$$

$$NPo = 0.3618$$

finalmente la potencia es:

$$P = \frac{NPo \cdot n^3 \cdot Da^5}{g} = 2798.58 \text{ lbf ft/seg}$$

$$P = 5.0 \text{ Hp}$$



#### 4.5.22.2 AGITADORES EN REACTORES DE TRANSESTERIFICACION

##### Características:

WETG = 2193.069 lb/hr

WDMT = 2287.39 lb/hr

SETG = 63 lb/ft<sup>3</sup>

SDMT = 66.611 lb/ft<sup>3</sup>

MEZCLA = 63.90 lb/ft<sup>3</sup>

μMEZCLA = 1.1 cp

Tope = 320°F (160°C)

Pope = 11.411 psia

##### Características del tanque

D = 3.3 ft = 1.0668m

L = 1.213 m = 3.98 ft

h<sub>l<sub>1</sub></sub> = altura del líquido a nivel normal = 1.6638ft = 0.5071m

##### Tipo de agitador:

Agitador de hélice de 3 palas, con paso por hélice de 211 sin deflectores.

S1 = 3.3

Da = 1.0606 ft = 0.3232 m

S2 = 1

E = 1.0606 ft = 0.3232 m

Se elige la velocidad de giro del impulsor como 800 rpm

$$n = \frac{800 \text{ rpm}}{60} = 13.33 \text{ rps}$$

$$NRe = \frac{Da^2 n^5}{\mu} = 12.99652 (10)^5$$

φ = 0.5 de A-16 del Apéndice

$$NFr = \frac{n^3 Da}{g} = 5.855$$

m = - 0.2451

NPo = 0.3294

P = 2073.392

P = 3.769 Hp

#### 4.5.22.3 AGITADORES EN REACTORES DE POLICONDENSACION

Para esta etapa el sistema de agitación debe favorecer las características del polímero de formación, las propiedades de este polímero se desvían de los fluidos ideales llamados Newtonianos, es decir de aquellos cuyas propiedades dependen del tiempo, este fluido corresponde a los no Newtonianos o pseudoplásticos cuyas propiedades no dependen del tiempo; para estos fluidos cuando disminuye la viscosidad aparente aumenta la proporción de la tensión cortante.

Tipo de impulsor:

Impulsor turbina de 6 palas sin placas deflectoras que maneja un fluido de  $\rho = 86.09 \text{ lb/ft}^3$

Para fluidos no Newtonianos:

$D_a = \text{diámetro del impulsor} = 30\% - 50\% D_{\text{tanque}}$

$D_t = \text{diámetro del tanque} = 4.5 \text{ ft} \approx 1.3716 \text{ m}$

$L = \text{longitud del reactor} = 1.025 \text{ m} \approx 3.363 \text{ ft}$

$D_a = 50\% D_t = 2.25 \text{ ft}$

La velocidad de giro del impulsor = 150rpm

$$n = \frac{150}{60} = 2.5 \text{ rps}$$

$$NRe = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu_{ap}} = 33.36$$

$NPo = 3$  de A-17 del Apéndice

$$P = \frac{NPo^3 n^5}{g} = 7226.87$$

$$P = 13.130 \text{ Hp}$$

#### 4.6 FILOSOFIA BASICA DE OPERACION

La filosofía de operación es la forma de operar controlando el proceso, por tal razón se determinan las variables de cada equipo a controlar y el proceso más adecuado para realizar este control.

La función de la planta de PET grado ingeniería, es la producción de 2227.048 lb/hr de PET mediante la polimerización del dimetil tereftalato con etilenglicol

Desde el punto de vista de operación y control, la planta se divide en cuatro secciones.

- 1) Sección de acondicionamiento de las materias primas.
- 2) Sección de la transesterificación
- 3) Sección de la policondensación
- 4) Sección de terminado

- 1) Sección de acondicionamiento de las materias primas.

Esta sección tiene por objeto que las dos corrientes, de DMT y ETG, estén en forma líquida a una temperatura de 160°C, lo que se logra con la fusión del DMT, y el calentamiento del ETG; así mismo en esta sección se mezclan los catalizadores y el agente opacificante con el ETG.

Los equipos principales de esta sección son: Fundidor, cambiador de calor del ETG.

\* Fundidor FA-01.

- Temperatura

En el tanque fundidor se controla la temperatura, esto es para lograr la fusión del DMT y lograr una temperatura tal que permita llevar a cabo la reacción de transesterificación y lograr una alta conversión, esto se logra controlando el flujo del vapor saturado que pasa por el enchaquetamiento

- Flujo de salida

El flujo que va al domo del primer reactor de la transesterificación se opera controlando la cantidad recirculada en el tanque fundidor

\* Cambiador de calor EA-01.

- Temperatura

Esta variable se controla con el flujo de vapor saturado que va por lado tubo, esto es para alcanzar la temperatura a la que se alimentará al reactor de transesterificación.

## 2) Sección de la transesterificación

Esta sección tiene por objeto producir 2964.88 lb/hr del intermediario bis(2-hidroxiethyl)-tereftalato.

El equipo en esta sección es: Reactores de transesterificación, torre de destilación, condensador-subenfriador, tanque de reflujo.

\* Reactores de transesterificación BC-01 al BC-04.

- Temperatura.

La variable principal a controlar es la temperatura, ya que es necesario tener temperaturas que no disminuyan la velocidad de reacción, éste factor es importante para lograr mayor pureza en el policondensado, esto se logra controlando el flujo de salida de MOH-ETG que sale de la torre de destilación, y por el flujo del aceite de calentamiento, esta temperatura permite disolver el DMT no disuelto y además ejerce una influencia más favorable en la reacción. la velocidad de reacción alta se tiene, arriba de 175°C, en la que tiene un completo desprendimiento de MOH.

- Exceso de ETG

Se debe operar controlando el exceso de ETG en cada reactor, lo que se logra a su vez con el flujo que llevan las recirculaciones de MOH-ETG en cada reactor, este exceso permite que la reacción se desvíe del equilibrio a la reacción de glicol-éster.

- Presión

Es importante operar a presión atmosférica durante la reacción de transesterificación, por lo que se controla con los flujos de entrada y salida en los reactores.

- Tiempo de reacción

El tiempo de reacción se favorece si se tiene un buen control en las variables anteriores

\* Torre de destilación BB-01.

- Temperatura

En la torre de destilación la variable a controlar es la temperatura de salida de la mezcla ETG-MOH, que va al reactor de transesterificación, lo cual se logra controlando los flujos que entran y salen de la torre, como la alimentación, el reflujo, los fondos.

- Presión

La presión en la torre de destilación es controlada en el tanque acumulador de reflujo por medio de un desfogue.

\* Condensador-subenfriador EA-03

- Temperatura

En este equipo se controla la temperatura de la mezcla de salida, lo que se lleva a cabo por medio de un control del flujo del agua de enfriamiento.

3) Sección de la policondensación

La finalidad de esta sección es producir 2227.048 lb/hr de PET grado ingeniería.

Los equipos en esta sección son: Reactores de policondensación, eyectores y condensadores barométricos.

\* Reactores de policondensación BC-05 al BC-09.

- Temperatura

La temperatura determina la duración de la policondensación y el grado de ésta por lo que se controla con el flujo que circula de aceite de calentamiento.

El límite de trabajo es, una temperatura mayor que la del punto de fusión del PET (260°C) y menor a la temperatura de descomposición del mismo (290°C).

- Flujo de ETG desprendido

En los reactores de policondensación se deben de operar controlando la cantidad que se desprende de etilenglicol, lo que se logra controlando el vacío en cada uno de ellos, a su vez el vacío se controla por el flujo de vapor en los eyectores.

La disminución de la presión causa que el punto de ebullición en el ETG liberado baje y el volumen del fundido aumente creando una tendencia a formar espuma, por lo que se logra el vacío poco a poco, evitándose el desprendimiento del BHET. El vacío logrado es antes de que el fundido adquiera la temperatura de reacción requerida.

- Temperatura del fundido

La temperatura del fundido, se controla con el tiempo en el cual el fundido es descargado y debe ser tal que prevenga la solidificación del fundido por el alto punto de fusión del PET, por ello el medio de calentamiento es un aceite con gran capacidad de calor.

- Presión

La evacuación es llevada para asegurar que la presión en el reactor de policondensación sea uniformemente reducida en un periodo de tiempo definido.

- Tiempos de reacción

Así mismo es importante mantener agitada la mezcla para disminuir los tiempos de reacción y asegurar mejor calidad en el producto, lo que se logra con el control de las variables anteriores.

\* Filtro precapa FD-01.

- Presión

En el filtro se debe operar controlando la presión de vacío por medio de la bomba de vacío.

\* Condensadores barométricos de ETB CB-01.

- Presión

Los condensadores barométricos se deben operar controlando el flujo de entrada de ETG, lo que se lleva a cabo con válvulas de control.

\* Tanque de recepción del ETG FA-04.

- Presión

En el tanque de recepción de ETG se opera controlando la presión

4) Sección de terminado y orientación.

Esta sección tiene por finalidad darle al PET las especificaciones requeridas de humedad y forma.

La etapa de orientación se lleva a cabo mediante un calentamiento seguido de un estirado, obligando que las moléculas se acomoden teniendo una orientación biaxial. Aquí se presentan enlaces tridimensionales, que forman estructuras irregulares y rígidas.

No se lleva el PET a su temperatura de fusión, pues el PET presenta una reacción de degradación térmica en la que el producto es acetaldehído, que aunque no es tóxico, en exceso altera algunas propiedades del polímero.

Los equipos en esta sección son el secador y el extrusor.

\* Secador FF-01.

- Temperatura

El secador opera con el control de la humedad de salida del PET lo que se efectúa con el control de la temperatura de desecación.

- Flujo de aire

Este flujo de aire caliente se controla para tener la temperatura de desecación.

\* Extrusor ET-01.

- Tamaño de churros

En el extrusor se opera controlando el tamaño especificado de los churros de PET, lo cual se logra con un control en la presión aplicada al tornillo sin fin.

- Temperatura

Se controla la temperatura de la extrusión del PET para asegurar una perfecta biorientación, de lo contrario temperaturas arriba de la establecida para la extrusión ocasionan la reacción de degradación térmica del polímero.

#### 4.7 CRITERIOS GENERALES DE SELECCION

El criterio es la base sobre la cual se va a seleccionar y diseñar el equipo de proceso, es decir porque seleccionamos este equipo y este proceso, y en que nos basamos para dimensionar el equipo.

##### 4.7.1 Criterios para la selección del proceso continuo

Estos son: por ser un proceso más económico que el intermitente, el producto es de mejor calidad y existe un ahorro adicional en materias primas.

En el proceso se utiliza una columna de destilación, pues permite tener altas temperaturas, menor tiempo de reacción y mayor pureza en el policondensado, además de que evitamos la sublimación del DMT. El método de fundido fue elegido por el menor tiempo de formación de la solución DMT-ETG, y por lo tanto menor tiempo de residencia del DMT-ETG en los reactores.

##### 4.7.2 Criterio para la selección del catalizador

El catalizador usado, permite que tanto la transesterificación como la policondensación se efectúen en tiempos cortos, además evita las reacciones laterales y asegura alta viscosidad y alto punto de fusión, dando un producto de condensación claro. No estimula las degradaciones térmicas del políester fundido de alta viscosidad.

Los criterios empleados para el diseño del equipo de procesos para la planta de PET grado ingeniería se tomaron en base a la literatura, algunos de ellos están basados en la experiencia.

##### 4.7.3 Criterios para la selección de la torre de destilación de empaque

FACTORES QUE DEPENDEN DEL SISTEMA	EMPAQUE	PLATOS
Si hay tendencia a formar espuma	x	—
Si hay sólidos disueltos	—	x
Si maneja fluidos corrosivos	x	—
Si la capacidad es pequeña	x	—
Si los fluidos son sensibles a la temperatura	x	—
Si los componentes tienen puntos de ebullición cercanos	x	—
Si los fluidos son muy viscosos (más de 5 cp)	x	—
FACTORES QUE DEPENDEN DEL MODO OPERATIVO		
Si la operación es intermitente	x	—
Si la resistencia a la transferencia de masa es controlada por la fase gaseosa	x	—
Si es controlada por la fase líquida	—	x
Si se requieren de altas variaciones en flujo de líquido o gas	—	x



Si la exactitud de diseño es crítica	---	x
Si no se desea retención del líquido en la columna	x	---
Si se desea mantener baja la caída de presión	---	x
<b>FACTORES QUE DEPENDEN DE LA NATURALEZA FISICA</b>		
Si se espera limpieza frecuente	---	x
Si el peso de la columna es crítico	x	---
Si se requieren extracciones laterales	---	x
Si el diámetro de la columna es menor de 2 ft	x	---

La selección de la columna empacada fue por trabajar con una columna pequeña de 1.7 ft de diámetro, además la fase controlante es la gaseosa, no se desea retención del líquido en la columna y una caída de presión mínima, además en el diseño se utilizaron ecuaciones empíricas.

#### 4.7.3.1 Criterios para la selección del empaque anillos rasching

Para la selección del empaque se hizo la siguiente comparación:

**Anillos Rasching:** económicos y eficientes, se ajustan al servicio que se requiere, soportan grandes cargas sobre sí mismo, se colocan al azar, canalizan al líquido y lo dirigen a las paredes

**Sillas Berl:** Son muy eficientes y de elevados costos, se aprietan y forman puntos secos, la caída de presión unitaria es baja, se raspan con facilidad, altos puntos de inundación

**Intalox:** Muy eficientes y de costos elevados, poco apretamiento y dan una alta inundación, caída de presión baja, se raspan con facilidad

**Anillos Pall:** De elevados costos, proporcionan baja caída de presión, altos límites de inundación, son frágiles.

#### 4.7.4. Criterios para la selección del sistema de vacío

Al igual que en la torre de destilación se hace una comparación con los equipos para determinar las ventajas de uno sobre los demás

##### INSTALACION

###### Eyector

Por su simplicidad de diseño, mano de obra y piezas no móviles es económico

###### Bomba mecánica

Requiere de mayores costos ya que posee mayor mantenimiento y es necesario una buena cimentación

###### Bomba de anillo líquido

Altos costos por cimentación

##### VACIO

###### Eyector

Hay fluctuaciones en el vacío ya que las calderas no lo alimentan en forma constante

###### Bomba mecánica y Bomba de anillo líquido

Proporcionan un vacío constante

##### SUSTANCIAS CORROSIVAS

###### Eyector

Los sanejan sin problemas siempre y cuando se tenga un material de construcción adecuado para ello

###### Bomba mecánica

Los sanejan sin problemas siempre y cuando se tenga un material de construcción adecuado para ello

Bomba de anillo líquido  
Trabajan adecuadamente ya que se disuelve en el líquido de servicio, este es una de las ventajas de trabajar con este equipo

#### RECUPERACION DE SOLVENTES

Eyector  
No lo recuperan ya que se mezcla con el vapor y el agua

Bomba de anillo líquido  
Se recupera fácilmente

#### OPERACION CON HUMEDAD

Eyector  
Pueden operar sin problemas alguno

Bomba mecánica  
No operan, por ello se requiere de trampas en la entrada

Bomba de anillo líquido  
Manejan cualquier cantidad

#### CAPACIDADES

Eyector  
Pueden manejar flujos hasta 28000 l/min

Bomba mecánica  
Manejan flujos hasta de 3000 l/min

Bomba de anillo líquido  
Manejan flujos hasta 200000 l/min

#### MANEJO DE IMPUREZAS

Eyectores  
Las manejan sin problemas

Bombas mecánicas  
No operan con ellas

Bombas de anillo líquido  
Operan sin problemas

La selección de eyectores como sistema de vacío fue por la capacidad de trabajo y el vacío tan grande que se requiere, además por el bajo costo de mantenimiento y facilidad para manejar impurezas.

#### 4.7.5 Criterios para la selección del condensador barométrico

Bajo costo inicial  
Bajo costo de instalación  
Menor cantidad de agua para una condición de vacío  
Menor área requerida para el intercambio  
Poco mantenimiento  
Se fabrican con materiales resistentes a la corrosión  
Su descarga barométrica abierta suministra una operación segura sin válvula de seguridad

La comparación se hizo con el condensador de superficie estos se emplean cuando es necesario aprovechar el vapor que se condensa o cuando se incluye condensables distintos del vapor de agua; mientras que los condensadores barométricos se utilizan cuando el condensable es principalmente vapor de agua y cuando se asegura la llegada del vapor de agua al condensador.

#### 4.7.6 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

##### 4.7.6.1 Tanques y recipientes

Para tanques y recipientes como tanque de mezclado, tanque de almacenamiento de MOH, acumulador de reflujo, tanque de recepción del ETG, fundidor de DMI, y reactores, se siguió el mismo criterio de diseño, el tiempo de residencia; con el cual se determinó el volumen del recipiente y el diámetro del mismo; el parámetro con el cual se considera un buen diseño es con la relación L/D, la L/D seleccionada fue 1-2. Además se diseñaron estos tanques y recipientes con cabezas toro esféricas, ya que los diámetros son menores de 15 ft y las presiones de trabajo son menores a 100 psig. Los tiempos de residencia están tomados en base al servicio que realizan.

##### 4.7.6.2 Condensador de metanol EA-03.

Para el condensador de metanol, se siguieron algunos criterios para su diseño, se consideraron dos zonas en el condensador, la de condensación y la de subenfriamiento, por lo cual se obtuvieron coeficientes globales de transferencia de energía y áreas para cada zona, el diseño se comprueba con la suma de áreas que debe ser igual al área total de transferencia; la corriente a condensar va por lado coraza, pues se considera una condensación por fuera de tubos, y el agua por lado tubos.

Para el cálculo del coeficiente de condensación se usó la ecuación de Nusselt para tubos horizontales y a régimen laminar.

##### 4.7.6.3 Cambiador de calor de ETG EA-01.

Para el cambiador de tubo y coraza se diseñó con el método evolutivo, en el que se supone las masas velocidades de los fluidos y se comprueban con las caídas de presión.

Para este cambiador de calor, las caídas de presión tanto en lado tubos como coraza son de 5 lb/in<sup>2</sup>, el patrón de flujo fue por lado coraza el ETG por tener el peor coeficiente de transferencia de calor, y por lado tubos el vapor a contracorriente.

##### 4.7.6.4 Enfriador de ETG EA-04.

El método de diseño de este enfriador fue por el método evolutivo en el que se supone la masa velocidad de los fluidos y se comprueba con las caídas de presión.

En el enfriador, el fluido que va por tubos es el agua, mientras el ETG va por coraza ya que es el que controla, y posee el peor coeficiente de calor, dichos fluidos van a contracorriente; la máxima caída de presión por tubos y coraza es de 5 lb/in<sup>2</sup>.

#### 4.7.6.5 Torre de destilación BB-01.

La torre de destilación se diseñó como una torre empacada con anillos Raschig de cerámica de 1", para el cálculo del diámetro se realizó siguiendo las gráficas propuestas por Leva-Lobo; para el cálculo de la altura se siguió el método propuesto por Yu y Coull, por medio de una ecuación empírica que estima el número de unidades de transferencia de masa en sistemas en donde la volatilidad relativa no es constante, así mismo se siguió la ecuación propuesta por D. Cornell para obtener la altura de la unidad de transferencia de masa.

#### 4.7.6.6 Condensadores barométricos CB-01.

Para los condensadores barométricos el criterio de diseño fue la relación del diámetro de entrada del vapor al diámetro del cuerpo del condensador, con este valor se determinó la altura del condensador; siendo la relación de 3, estas relaciones fueron propuestas por Harlam Hoff, considerando una operación a contacto directo.

#### 4.7.6.7 Sistema de vacío.

El sistema de vacío es el sistema de eyección de cuatro etapas, el método para determinar los flujos a manejar en el sistema se siguió el método gráfico: Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. (Ludwig).

#### 4.7.6.8 Sistema de agitación.

En el sistema de agitación el criterio de diseño fue primeramente el tipo de fluido manejado; en la transesterificación se maneja un fluido Newtoniano mientras que en la policondensación es no Newtoniano; la velocidad de giro del agitador y el tipo del agitador, el parámetro que nos determina si se ha hecho una buena elección de estos últimos es con la potencia suministrada del líquido.

El tipo de agitador elegido para los reactores de transesterificación y mezclado fue seleccionado para un flujo axial, es decir que se generan corrientes paralelas al eje del agitador y operan a altas velocidades, con fluidos poco viscosos.

En el agitador de los reactores de policondensación se usó otro criterio que fue para fluidos no Newtonianos, se usa un impulsor turbina de 6 palas que impulsan al fluido en forma radial, operan a bajas velocidades y con fluidos muy viscosos.

#### 4.7.6.9 Selección de las tolvas TV-01 y TV-02.

El criterio seguido para el diseño de las tolvas es el tiempo de operación, que en ambos casos es de 4 horas; se calcula el volumen y altura del cilindro y del cono para obtener el tamaño de las tolvas, comprobando estos con la relación L/D.

#### 4.7.6.10 Selección del transportador TT-01.

Este transportador se eligió por la operación continua que realiza. El transportador es horizontal y maneja un fluido que no es abrasivo y corre libremente, se siguió para especificar su potencia, un método empírico; para su especificación fue necesario determinar el tipo de material manejado y la distancia a transportar.

#### 4.7.6.11 Selección del secador FF-01.

Para la selección del secador se considera una operación continua; el diseño de los secadores está basado en las aplicaciones industriales, se requiere de ensayos experimentales, por tal razón el método empleado para su especificación es el método gráfico.

#### 4.7.6.12 Selección del filtro FD-01.

El filtro es un filtro precapa debido a la operación continua que realiza, además de que se trabaja con una suspensión de sólidos finos y dispersados, las características de tamaño del filtro se eligió de acuerdo al área de filtración, estas características se obtuvieron por hojas de fabricantes.

#### 4.7.6.13 Selección del molino MD-01

El criterio de selección del molino fue las características del sólido a moler, como su apemasamiento y el y tamaño de partículas requerido.

#### 4.7.6.14 Selección del extrusor ET-01.

El tipo de extrusor seleccionado se hizo en base a la operación continua que debe de realizar y a los límites de temperatura de trabajo para manejar al PET.

#### 4.8 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

##### 4.8.1 AGUA

###### 4.8.1.1 SERVICIO Agua de enfriamiento

CONDICIONES DE SUMINISTRO 80°F, 60 lb/in<sup>2</sup>

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL
EA-03	Condensador de MOH	50.45 ft <sup>3</sup> /hr
EA-04	Enfriador de ETG	264.749 ft <sup>3</sup> /hr
EE-01, EE-02,EE-03	Condensadores barométricos	66.5361 ft <sup>3</sup> /hr

###### 4.8.1.2 SERVICIO Agua potable

CONDICIONES DE SUMINISTRO 68°F

###### 4.8.1.3 SERVICIO Agua de servicios y sanitarios

CONDICIONES DE SUMINISTRO 14.22 lb/in<sup>2</sup>, 68°F

###### 4.8.1.4 SERVICIO Agua contraincendio

CONDICIONES DE SUMINISTRO 170 lb/in<sup>2</sup>, 68°F

#### 4.8.2 VAPOR SATURADO

##### 4.8.2.1 SERVICIO Vapor saturado

CONDICIONES DE SUMINISTRO 100 lb/in<sup>2</sup>, 327°F

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL
FA-01	Fundidor de DMT	1939.98 ft <sup>3</sup> /hr
EA-01	Cambiador de calor de ETG	2012.41 ft <sup>3</sup> /hr
EY-01,EY-02 EY-03,EY-04	Eyectores	2136.05 ft <sup>3</sup> /hr

#### 4.8.3 COMBUSTIBLE

##### 4.8.3.1 SERVICIO Aceite de calentamiento tipo Dowtherm

CONDICIONES DE SUMINISTRO 600°F, 35 lb/in<sup>2</sup>

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO NORMAL	
BC-01,BC-02 BC-03,BC-04	Reactores de transesterificación	5766	lb/hr
BC-05,BC-06 BC-07,BC-08 BC-09	Reactores de policondensación	3492	lb/hr
ET-01	Extrusor		

##### 4.8.3.2 SERVICIO Combustible

CONDICIONES DE SUMINISTRO 220psig, 85°F,  $\epsilon=0.35$

El gas natural es usado para suministrar la energía requerida a los medios de calentamiento.

#### 4.8.4 GASES INERTES

##### 4.8.4.1.SERVICIO Nitrogeno

CONDICIONES DE SUMINISTRO 68°F, lb/in<sup>2</sup>

#### 4.8.5 AIRE

##### 4.8.5.1 SERVICIO Aire caliente

CONDICIONES DE SUMINISTRO 190.66°F

CLAVE EQUIPO

FF-01 Secador

##### 4.8.5.2. SERVICIO Aire comprimido

CONDICIONES DE SUMINISTRO 125 lb/in<sup>2</sup>, 100°F

Elemento básico usado en el sistema de instrumentación, con un consumo aproximado de 50. ft<sup>3</sup>/min



## 5.0 ANALISIS ECONOMICO

### 5.1 ESTIMACION DE LA INVERSION

#### 5.1.1 Activos fijos

La evaluación económica se lleva a cabo a pesos constantes de Marzo de 1991.

El costo del equipo fue dado por fabricante, además del obtenido del departamento de costos del Instituto Mexicano del Petróleo, estos costos son calculados en base a las características del equipo, como el diámetro, área, capacidad, potencia, tipo de material etc.

EQUIPO	CARACTERISTICAS	COSTO(\$)
Torre de destilación	A = 2,418 ft D = 1,523 ft Espesor rasching de cerámica ht = 14,07 ft, Mt = 3316,18 lb Acero inoxidable	32 136000
Proveedor: DELTA S.A. de C.V. México D.F. Tel:5240719 (Equipo nacional)		
Condensador de REH	Tubos y coraza A = 81,5 ft 52 tubos, 3/4", 1080N 1/8" ft, P=1 Acero al carbón	2 704000
Proveedor: EQUIPOS INDEXTABLES. (ASPE-TEMA) México D.F. Tel:3583728 (Equipo nacional)		
Tanque de azulado	P= at. D=347 F (175°C) D=2,5 ft, L=4 ft L/D=1,6 Acero al carbón SA-129	2 822000
Proveedor: KARTHEL. México D.F. Tel:5883494 (Equipo nacional)		
Tolva de DMT	VT=367,158 ft D=4 ft, D=6 ft Acero al carbón	532000
Proveedor: SVIROPO MEXICANA S.A. de C.V. México D.F. Tel:2564221 (Equipo de importación por UL, siendo SVIROPO distribuidora)		
Transportador	Tipo horizontal distancia = 6,4 ft D = 1,35 ton/hr CV = 1,025, motor = 1/2 hp Material clase "A"	17 390000
Proveedor: INDUCA. México D.F. Tel:5344543 (Equipo nacional)		
CC de ETG	Tubo tipo A = 11,42 ft No. tramos = 67 Di. tubo = 3/4" Cad. 80 Tubo out. 11" Cad. 40 L = 20 ft. Acero al carbón	17 770000

Proveedores: EQUIPOS INOVIDABLES. (ASPE-TEPA) México D.F. Tel:3583728  
(Equipo nacional)

Reactor de transesterificación (4)	VI= 39.127ft3 RR= 40.8min D=3.5ft, L=3.98ft L/D=1.13 Acero de bajo carbono SA=240, grado 405	82 560000
------------------------------------	---	-----------

Proveedores: TERMOFLUX. Reactores para la industria química, México.D.F. Tel: 8550251 (Equipo nacional)

Reactor de policondensación (4)	VI=17.64ft3 RR=130.36min D=4.5ft, L=6.783ft L/D=1.5 Acero de bajo carbono SA=240, grado 405	115 680000
---------------------------------	--	------------

Proveedores: TERMOFLUX. Reactores para la industria química, México.D.F. Tel: 8550251 (Equipo nacional)

S <sup>o</sup> Reactor de policondensación	VI= 129.93ft3 RR=144min D=4.5ft, L=7.60ft L/D=1.69 Acero de bajo carbono SA=240, grado 405	31 680000
--	---	-----------

Proveedores: TERMOFLUX. Reactores para la industria química, México.D.F. Tel: 8550251 (Equipo nacional)

Agitadores:

Fundidor	Tipohélice 3 palas Agitador tipo axial n=800 rpm P= 3.9 Hp	8 450000
----------	---	----------

Tanque mezclador	Tipohélice de 3 palas Agitador de flujo axial n=800rpm P= 3.84 Hp	6 760100
------------------	--	----------

Transesterificación (4)	Tipohélice de 3 palas Agitador flujo axial n=800rpm P= 3.769 Hp	27 841000
-------------------------	--	-----------

Policondensación (5)	Tipoturbina de 6 palas sin placa deflectora Flujo no Newtoniano n=150rpm P= 13.139 Hp	79 673000
----------------------	---	-----------

Proveedores: Philadelphia gear de México, s.a. Edo.México. Tel:3724033  
(Equipo nacional)

Secador de banda	Tipos transportador y circulación atrevesada 6x42.01ft, L=6.9 a Secador 20 sin	173 830200
------------------	---	------------

Proveedores: Fleischmann S.A. de C.V. México D.F. Tel:6063538 (Equipo nacional)

Eyectores con sus condensadores	4 etapas P= 0.350 Hp 12 lb/aire/hr 40 lb vapor/lb/aire	74 429300
---------------------------------	---	-----------

Proveedores: ASTEC DE MEXICO S.A. México D.F. Tel: 2667499 (Equipo nacional)

Tanque de almacenamiento MOH (2) VT=598.5ft3  
BR = 3in  
D=8ft, L=10ft  
L/D=1.25  
Acero al carbón  
SA-129, grado A

28 167000

Proveedor: Ingeniería y Equipo de proceso S.A. de C.V. México D.F. Tel: 528505. (Equipo nacional)

Tanque de almacenamiento de refugio VT=6,479ft3  
BR=12in  
D=21ft, L=2.397ft  
L/D=1.198  
Acero al carbón  
SA-129, grado A

770000

Proveedor: Ingeniería y Equipo de proceso S.A. de C.V. México D.F. Tel: 528505. (Equipo nacional)

Filtro (2) Tipo: placa  
A=29.695ft  
B=3ft, L=3ft  
Prac: 100micras  
Pomba = 5 Hp

55 433000

Proveedor: Grupo Mexicana S.A. de C.V. Planta en M.L.. Oficina en México D.F. Tel: 5456873. Importado por BELTECH ENGINEERING S.L.P.

Sedimentador Tipo: gravedad  
B=38.16 in/hr  
D = 2.5ft, L=4ft  
Acero al carbón  
SA-129, grado A

2 822000

Proveedor: KARTHEL, México D.F. Tel: 9883494 (Equipo nacional)

Molino Tipo: bolas  
Finura: 500-1000micras  
P = 1.973 hp

820900

Proveedor: HIDRATEC PROCESOS E INGENIERIA S.A. México D.F. Tel: 8771389. Importado por FITZ MILL.

CC ETS después del barométrico Tubos y coraza  
A=112.03ft  
30.36inches  
4 piezas por tubo  
L=14ft, D=20in, D=1"  
Acero al carbón

16 230000

Proveedor: EQUIPOS INDIIDABLES. (AGNE-TEMA) México D.F. Tel: 3383728 (Equipo nacional)

Tanque de recepción el ETS VT= 21,644ft3  
BR = 18in  
D = 2.1ft, L=4.57ft  
L/D=1.628  
Acero de bajo carbono  
alta alineación SA-240  
grado 408

1 592000

Proveedor: KARTHEL, México D.F. Tel: 9883494 (Equipo nacional)

Tanque fundidor de DNI	D=3.5ft, L=5.0177ft L/D=1.4336 Acero al carbón austénitico SA-240	2 826000
---------------------------	--	----------

Proveedor: KARTHEL, México D.F. Tel:583494 (Equipo nacional)

**Bombas:**

2 bombas filtro	P = 3 Hp	7 616000
2 bombas DNI		
3 reactor	P = 1 Hp, 4.281 gpc	4 325200
2 bombas ETB		
al CC	P = 1 Hp, 4.339 gpc	4 325200
2 bombas		
ETB recepción	P = 1 Hp, 4.339 gpc	4 325200
2 bombas MOH-ETB		
al reactor	P = 1 Hp, 1.70 gpc	4 325200
2 bombas MOH-ETB		
tanque de almacen.	P = 1 Hp, 2.127 gpc	4 325200
2 bombas rotatorias para llevar al PET	3.297 gpc	6 581700

Proveedor: COMERCIAL TOSA S.A. de C.V. Puebla, México Tel: 45-424122 (Equipo nacional)

Condensador barométrico de ETB	A = 4.90 ft V = 61.507 ft <sup>3</sup> Ø pierna = 6in L = 7.300 ft L/D = 3	2 424000
--------------------------------------	--	----------

Proveedor: EQUIPOS INDIUDABLES. (ASME-TEMA) México D.F. Tel:3583728 (Equipo nacional)

Tolva que lleva PET al extrusor	VT = 04.2ft <sup>3</sup> Ø dia = 4hr Ø = 6ft Acero al carbón	241430
---------------------------------------	---	--------

Proveedor: SVIROPO MEXICANA S.A. de C.V. México D.F. Tel:2564221 (Equipo de importación por UL, siendo SVIROPO distribuidora)

Peletizador: 2000000

Proveedor: importado. Precio dado por Grupo Primes S.A. de C.V. Lomas Verdes Maucalpan, México. Tel:3937199 Fax:3628116

Extrusor	Tipos continuo tornillo Arquimedes	50 000000
----------	---------------------------------------	-----------

Proveedor: Producto importado. Precio dado por el departamento de costos del IHP

**COSTO TOTAL DEL EQUIPO = \$ 871 677 630.0**

Se toma un 10% del costo del equipo para misceláneos de equipo mecánico como motores

**Inversión total = \$ 960 845 393**

Para determinar el activo fijo se uso el método de estimación de costos del manual de diseño de procesos químicos, José Girai.UNAM el método tiene una exactitud del 15%

llo se cuenta con una empresa importadora.

a) Inversion = \$ 960 845 393

b) Costos de equipo instalado ( $a \cdot 1.43$ ) = \$ 1374 008 912

Este concepto incluye costos de mano de obra, cimientos, soportes, gastos de construcción y otros actores directamente relacionados con el montaje del equipo.

c) Tubería del proceso para una planta que maneja sólido-fluido (60% de b) = \$ 822 405 347

En el cual tomamos en cuenta no solo la tubería del proceso sino también los accesorios.

d) Instrumentación automática (bien instrumentado, 20% de b) = \$ 274 801 782

Se considera una alta instrumentación pues se requiere de un control muy alto en el proceso para obtener un producto de alta calidad.

e) Desarrollo del terreno y construcciones, considerando una planta toda a cubierto (100% de b) = \$ 1374 008 912

f) Costo del edificio para oficinas (30% de b) = \$ 412 202 674

i) Servicios auxiliares considerando grandes adiciones (25% de b) = \$ 343 502 228

j) Líneas exteriores, considerando líneas largas (25% de b) = \$ 343 502 228

k) Costo de aislamiento (5% de b) = \$ 68 700 445

l) Costo total de la planta física =  $b+c+d+e+f+g+h+i+j+k$  = \$ 5013 132 528

m) Ingeniería y construcción, considerando alta complejidad (60% de l) = \$ 3007 879 517

n) Contingencias, para un proceso tipo firme (20% de l) = \$ 1002 626 506

o) Factor de tamaño, para una planta comercial grande (5% de l) = \$ 250 656 626

p) Costo total de la planta ( $l+m+n+o$ ) = \$ 9274 295 177

Se incluyen costos de transporte = \$ 600 000 000 , costo del terreno = \$ 400 000 000 , costo del mobiliario, equipo de oficina y servicios generales = \$ 50 000 000, así como costo de equipo de laboratorio = \$ 50 000 000

Costo total de la planta, capital o activo fijo = \$ 10374 300 000  
= 1.03743 E+10

### 5.1.2 Activos diferidos

Dentro de este concepto se incluyen normalmente regalías, ingeniería básica y de detalle, honorarios a contratistas y gastos de prueba y arranque, se contabilizó = \$ 1037 340 000

## 5.2 ESTIMACION DE COSTOS

### 5.2.1 Costos directos de producción

Estos están dados por:

- Costos de materia prima
- Costos de servicios auxiliares
- Costos de mantenimiento
- Costos de mano de obra directa
- Costos de supervisión
- Costo de materiales para mantenimiento
- Costos de materiales para servicios auxiliares
- Laboratorio

### 5.2.2 Costos indirectos de producción

Están dados por:

- Pagos diversos
- Gastos diversos
- Costo de empaque

### 5.2.3 Gastos fijos de producción

Están dados por:

- Seguro de planta
- Depreciación
- Amortización
- Impuestos locales

### 5.2.4 Gastos generales

Dados por:

- Gastos administrativos (salarios del personal)
- Gastos de venta
- Gastos de distribución y mercadeo
- Gastos de investigación

El costo total del producto es la suma de costos directos de producción, de costos indirectos de producción, de costos fijos y de gastos generales.

### 5.2.5 Gastos de financiamiento

- Nafin

### 5.2.1 Costos directos de producción:

#### Costos de materia prima

MATERIA PRIMA	PRECIO 2 \$/Ton
ETB	2378854
DNT	3303940
TiO	6740080
ACETATO DE CDB-LiTO	23920700
TRIOXIDO DE ANTIMONIO	7599110

#### Costos de servicios auxiliares

SERVICIO	COSTO 3
VAPOR SATURADO	17425.1 \$/ton
AGUA ENFRIAMIENTO	172 \$/m <sup>3</sup>
ACEITE DE CALENTAMIENTO	36.30 \$/lb
COMBUSTIBLE	70000 \$/10000 m <sup>3</sup>
E.E	31.35 \$/KWH

#### Costos de mantenimiento

Para obtener el costo de mantenimiento debe considerarse tamaño y características de la planta, ya que dependiendo de estos factores se considera el costo desde un 3 a un 10% de la inversión fija, para este proyecto se considera un 6% del activo fijo: \$ 621 261 930

#### Costo de mano de obra directa

La mano de obra directa lo constituyen obreros y personal calificado, para la evaluación se toma como base el salario mínimo en la zona en que se instala la planta.

**COSTO DE MATERIA PRIMA**

ANO	COSTO ETB	COSTO DMT	COSTO TIO	COSTO AC. COM	COSTO TRIOI.	COSTO M.P. TOTAL
1996	1.134E+10	1.646E+10	36329031.2	76667826	39743345	2.794E+10
1997	1.231E+10	1.782E+10	39159864.8	82287268	43686974	3.03E+10
1998	1.326E+10	1.97E+10	41923297.6	83745797	46430562	3.254E+10
1999	1.42E+10	2.05E+10	44754131.2	94965179	49699179	3.497E+10
2000	1.515E+10	2.192E+10	47190560.1	101423768	53041788	3.73E+10
2001	1.61E+10	2.332E+10	50749371.6	107643150	56383396	3.963E+10
2002	1.704E+10	2.469E+10	53111630.4	114101739	59633014	4.196E+10
2003	1.799E+10	2.606E+10	55342664	120321121	62996822	4.429E+10
2004	1.894E+10	2.744E+10	55942664	126779710	66340230	4.663E+10
2005	1.894E+10	2.744E+10	55942664	126779710	66340230	4.663E+10
2006	1.894E+10	2.744E+10	55942664	126779710	66340230	4.663E+10

**SERVICIOS AUXILIARES**

ANO	COSTO VAPOR	COSTO AGUA ENF.	COSTO ACEITE	COSTO COMBUST	COSTO E.C.	TOTAL SERV. AUX
1996	51903070	13887934	76660794	12354821	45727268	150333987
1997	53796045	15045277	81524070	1384389	49337874	165386605
1998	60087019	16202583	86560525	4413958	53348479	180612564
1999	64578994	17339907	91969926	5443526	57159025	196311437
2000	68670969	18517237	97760223	6473094	60969691	212333213
2001	72967943	19674361	103908348	7502543	64780276	228623512
2002	77254918	20831861	109436786	8532211	68390907	245844898
2003	81546893	21999716	11539426	10618000	72401508	262837852
2004	85838667	23146547	12163316	12591368	76212144	280402242
2005	85838667	23146547	12163316	12591368	76212144	280402242
2006	85838667	23146547	12163316	12591368	76212144	280402242



El salario de obreros por día es de \$ 11 000.00 y el del personal calificado por día es de \$ 20 000.00

#### Costo de supervisión

Actualmente el sueldo de un supervisor más prestaciones es en promedio \$ 2 200 000 por mes.

#### Costo de materiales para mantenimiento

Un valor aproximado para este costo de un 20% del valor del costo de mantenimiento. \$ 124 500 000

#### Costo de materiales para servicios auxiliares

Se toma un valor igual al del costo de mantenimiento

#### Laboratorio

En este caso el control de calidad del PET es de gran importancia, ya que se debe verificar que el producto terminado cumpla totalmente con las especificaciones previamente definidas. Se estima este costo como un 20% del costo de mano de obra.

#### 5.2.2 Gastos indirectos de producción

##### Pagos diversos

Los pagos diversos se encuentran constituidos por los siguientes conceptos:

- Seguro social
- Impuestos de los empleados
- Seguro de grupo
- Pensiones

Para obtener un valor de este punto se considera un 15% del valor de la mano de obra directa.

##### Gastos diversos

Los gastos diversos se encuentran constituidos por los gastos generados en otros departamentos que influyen en la producción indirectamente, y por las instalaciones de recreo y alimentación; el valor de los gastos puede considerarse desde un 50% a un 100% del valor del costo directo de mano de obra, en este caso se considera un 80% del costo de mano de obra directa.

COSTO DE MANO DE OBRA DIRECTA

AÑO	OBROS	#/día	%A	COSTO MDO	PERSONAL CF	#/día	%A	COSTO PERS.CALL	TOTAL MDO
1996	18	11000	3630000	65340000	5	20000	6600000	33000000	98340000
1997	20	11000	3630000	72500000	5	20000	6600000	33000000	105500000
1998	23	11000	3630000	81700000	6	20000	6600000	33000000	114700000
1999	24	11000	3630000	89700000	6	20000	6600000	33000000	122700000
2000	24	11000	3630000	87100000	6	20000	6600000	33000000	120100000
2001	26	11000	3630000	94380000	6	20000	6600000	33000000	127380000
2002	29	11000	3630000	105770000	7	20000	6600000	33000000	138770000
2003	30	11000	3630000	108900000	8	20000	6600000	33000000	141900000
2004	30	11000	3630000	108900000	8	20000	6600000	33000000	141900000
2005	30	11000	3630000	108900000	8	20000	6600000	33000000	141900000
2006	30	11000	3630000	108900000	8	20000	6600000	33000000	141900000

COSTO DE SUPERVISION

AÑO	Nº. SUPERV	SAL/MES	SAL/A	COSTO TOTAL
1996	4	2200000	26400000	105600000
1997	4	2200000	26400000	105600000
1998	4	2200000	26400000	105600000
1999	4	2200000	26400000	105600000
2000	5	2200000	26400000	132000000
2001	5	2200000	26400000	132000000
2002	5	2200000	26400000	132000000
2003	5	2200000	26400000	132000000
2004	5	2200000	26400000	132000000
2005	5	2200000	26400000	132000000
2006	5	2200000	26400000	132000000

AÑO	MANO OB. TOTAL	MANTENIM.	COSTO MATERIALES	LABORATOR.
1996	98340000	621261930	621261930	19668000
1997	105500000	621261930	621261930	21170000
1998	114700000	621261930	621261930	22680000
1999	122700000	621261930	621261930	24180000
2000	120100000	621261930	621261930	25680000
2001	127380000	621261930	621261930	27180000
2002	134660000	621261930	621261930	28680000
2003	141900000	621261930	621261930	30180000
2004	141900000	621261930	621261930	31680000
2005	141900000	621261930	621261930	33180000
2006	141900000	621261930	621261930	34680000

COSTOS INDIRECTOS DE PRODUCCION

ANO	PMOB DIVERSOS \$/A	GASTOS DIVERSOS \$/A	EMPAQUE \$/A	IND.PROD \$/A
1996	63921000	78672000	5.936E+09	6.079E+09
1997	68640000	84486000	6.414E+09	6.567E+09
1998	75799500	92664000	6.891E+09	7.099E+09
1999	80008500	98472000	7.362E+09	7.54E+09
2000	82268000	101376000	7.832E+09	8.016E+09
2001	91371000	112444000	8.31E+09	8.514E+09
2002	98433500	12174000	8.783E+09	9.002E+09
2003	105105000	129360000	9.725E+09	9.959E+09
2004	105105000	129360000	9.725E+09	9.959E+09
2005	105105000	129360000	9.725E+09	9.959E+09
2006	105105000	129360000	9.725E+09	9.959E+09

### Costo de empaque

Para el costo de empaque se considera un 20% del costo directo de producción

### 5.2.3 Gastos fijos de producción

#### Seguro de planta.

El seguro de planta es algo indispensable para obtener un valor aproximado; éste se considera un 1% de la inversión total fija.

\$ 103 743 000

#### Depreciación

Representa la disminución en el valor de mercado de un activo sobre un periodo de tiempo.

Es importante señalar que el terreno a pesar de ser un activo fijo no puede ser depreciado.

Conforme a la ley del I.S.P., se establecen los siguientes porcentajes de deducción anual (respecto a la inversión):

Maquinaria y equipo	9%
Obra civil y estructura	5%
Transporte	20%
Mobiliario y equipo de oficinas	10%
Equipo de laboratorio	10%

Depreciación	\$
Maquinaria y equipo	95 839 826
Obra civil y estructura	89 083 118
Transporte	120 009 000
Mobiliario y equipo de oficinas	5 000 000
Equipo de laboratorio	5 000 000

Total \$ 314 922 944

#### Amortización

Es un concepto muy similar al de depreciación solo que se aplica a activos diferidos, los cuales no sufren desgaste pero si una obsolescencia.

Conforme a la ley del I.S.P. se establece un 10% de deducción anual.

\$ 103 743 000

GASTOS FIJOS DE PRODUCCION

	ARO SEGURO DE LA PLANTA	DEPREC.	AMORTIZAC.	IMPUESTOS LOCALES	GASTOS FIJOS
1996	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
1997	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
1998	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
1999	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2000	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2001	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2002	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2003	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2004	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2005	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113
2006	103543655	314922944	103543566	26179948	548190113

## **Impuestos locales**

El pago anual del impuesto predial es 1.2% del valor catastral del terreno incluyendo edificaciones. El costo es de \$ 26 179 948

### **5.2.4 Gastos generales**

#### **Gastos administrativos**

Los gastos administrativos estan dados por los salarios del personal administrativo y el de los empleados.

#### **Gastos de venta**

Los gastos administrativos absorberán los gastos de venta, ya que el mismo personal calificado se hace cargo de las actividades de ventas.

#### **Gastos de distribución y mercadeo**

Dentro de estos gastos se consideran gastos de representación, planeación y desarrollo, se considera un 70% del costo indirecto de producción.

#### **Gastos de investigación**

Los gastos de investigación se consideran como un 20% del costo directo de operación.

**GASTOS DE ADMINISTRACION**

	No. PERSONAS	SUELDO MENSUAL \$	SUELDO ANUAL \$	TOTAL ANUAL \$	TOTAL 1996 \$
SECRETARIA	5	120,000	1,440,000	7,200,000	2,372,000,000
PERS. CALIF.	6	160,000	1,920,000	11,520,000	
LABORATORISTA	3	80,000	960,000	2,880,000	
COCINERO	1	500,000	600,000	1,200,000	
AYUDANTE DE COCINERO	2	350,000	420,000	840,000	
VIGILANTES	5	4,000	48,000	288,000	
VENEDORES	6	600,000	7,200,000	47,200,000	
CHOFERES	6	400,000	4,800,000	288,000	

**GASTOS GENERALES**

AÑO	BASTOS ADMN. \$	MERCADER \$	INVESTIB. \$	BASTOS GRALES. \$
1996	337200000	4.255E+09	5.936E+09	1.053E+10
1997	337200000	4.597E+09	6.414E+09	1.133E+10
1998	337200000	4.941E+09	6.891E+09	1.213E+10
1999	337200000	5.278E+09	7.363E+09	1.298E+10
2000	337200000	5.611E+09	7.832E+09	1.378E+10
2001	337200000	5.96E+09	8.31E+09	1.461E+10
2002	337200000	6.303E+09	8.783E+09	1.543E+10
2003	337200000	6.642E+09	9.252E+09	1.623E+10
2004	337200000	6.971E+09	9.723E+09	1.703E+10
2005	337200000	6.971E+09	9.723E+09	1.703E+10
2006	337200000	6.971E+09	9.723E+09	1.703E+10

**COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION**

AÑO	COSTO M.P.	COSTO SERV. AUX.	COSTO MANTENIM.	MHO OB. DIRECTA	COSTO SUPERV.	COSTO MAT. S.A.	COSTO MAT. MNT.	LABORATOR	COSTOS DIRECTOS
1996	2.794E+10	150333897	621261930	98340000	105600000	621261930	124252356	19668000	2.966E+10
1997	3.03E+10	165256665	621261930	105600000	105600000	621261930	124252356	21126000	3.297E+10
1998	3.264E+10	189612564	621261930	112800000	105600000	621261930	124252356	43166000	3.442E+10
1999	3.497E+10	213211437	621261930	123090000	105600000	621261930	124252356	46180000	3.673E+10
2000	3.73E+10	232815113	621261930	126720000	132000000	621261930	124252356	52440000	3.916E+10
2001	3.963E+10	258225113	621261930	140580000	132000000	621261930	124252356	61160000	4.153E+10
2002	4.194E+10	285466786	621261930	151870000	132000000	621261930	124252356	69840000	4.397E+10
2003	4.429E+10	312617653	621261930	161700000	132000000	621261930	124252356	77400000	4.62E+10
2004	4.663E+10	340422742	621261930	161700000	132000000	621261930	124252356	82400000	4.86E+10
2005	4.663E+10	340422742	621261930	161700000	132000000	621261930	124252356	82400000	4.86E+10
2006	4.663E+10	340422742	621261930	161700000	132000000	621261930	124252356	82400000	4.86E+10

**COSTO TOTAL DEL PRODUCTO**

AÑO	COSTOS DIRECTOS	IND. PROD	PASTOS F.FJOS	PASTOS BIBLES.	PASTOS FINANC	TOTAL PRODUCTO
1996	2.966E+10	6.079E+09	348190113	1.053E+10	1.073E+10	5.757E+10
1997	3.207E+10	6.367E+09	348190113	1.133E+10	5.333E+09	5.587E+10
1998	3.443E+10	7.057E+09	348190113	1.213E+10	0	5.47E+10
1999	3.679E+10	7.747E+09	348190113	1.293E+10	0	5.765E+10
2000	3.916E+10	8.014E+09	348190113	1.373E+10	0	6.191E+10
2001	4.153E+10	8.314E+09	348190113	1.461E+10	0	6.52E+10
2002	4.397E+10	9.002E+09	348190113	1.542E+10	0	6.896E+10
2003	4.62E+10	9.489E+09	348190113	1.623E+10	0	7.252E+10
2004	4.86E+10	9.757E+09	348190113	1.703E+10	0	7.614E+10
2005	4.86E+10	9.757E+09	348190113	1.703E+10	0	7.614E+10
2006	4.86E+10	9.757E+09	348190113	1.703E+10	0	7.614E+10

**VENTAS PET**

AÑO	VENTA T/A	MPET M/T	VENTAS NETAS	VENTAS DIARIAS
1996	4800	12000000	5.74E+10	174545453
1997	5200	12000000	6.24E+10	189695909
1998	5600	12000000	6.72E+10	203533344
1999	6000	12000000	7.2E+10	218181818
2000	6400	12000000	7.68E+10	233333333
2001	6800	12000000	8.16E+10	247777777
2002	7200	12000000	8.64E+10	261818182
2003	7600	12000000	9.12E+10	276333333
2004	8000	12000000	9.6E+10	290909091
2005	8000	12000000	9.6E+10	290909091
2006	8000	12000000	9.6E+10	290909091



### 5.2.5 Gastos de financiamiento.3

La institución que otorgara el crédito para este proyecto es Nafin (Nacional Financiera), pero no en forma directa sino a través de un intermediario financiero; El programa seleccionado del financiamiento es el de "Desarrollo Tecnológico", este programa de apoyo financiero cubre todas las etapas de la cadena tecnológica, desde la definición clara de ideas y propósitos de los proyectos hasta la puesta en el mercado de los bienes y servicios, como son:

#### INVESTIGACION

- \* Planeación tecnológica
- \* Diagnostico y pronostico tecnologicos
- \* Selección de alternativas tecnologicas
- \* Negociación de transferencia de tecnología y asistencia técnica
- \* Propiedad industrial
- \* Asimilación, adaptación e innovación tecnologicas
- \* Capacitación de técnicos para garantizar una adecuada asimilación tecnológica

#### DESARROLLO Y COMERCIALIZACION

- \* Tecnología de diseño
- \* Tecnología de producto
- \* Tecnología de maquinaria, equipo, mecanismos y sistemas
- \* Tecnología de proceso
- \* Tecnología de operación
- \* Tecnología de pruebas
- \* Tecnología de mantenimiento
- \* Proveedores
- \* Programas de servicios a clientes
- \* Programas de ingeniería de manufactura
- \* Programas de software de manufactura
- \* Plantas piloto cuando se trate de innovación tecnológica

Los proyectos y programas integrales de desarrollo tecnológico que Nafin ofrece son:

- Creación, instalación y operación de departamentos de investigación y desarrollo o de empresas tecnológicas
- Fortalecimiento de centros de investigación tecnológica
- Programas de comercialización de las tecnologías desarrolladas en el país
- Crédito al comprador de tecnología y prototipo de origen nacional
- Equipamiento y operación de firmas de ingeniería y consultoría nacional.

5 Programa de apoyo crediticio. Nacional Financiera S.N.C. Mayo 1981

En forma paralela se pueden financiar:

- \* Sueldos y salarios del personal asignado al proyecto
- \* Programas integrales de aseguramiento de la calidad
- \* Equipo de laboratorio de control de calidad
- \* Asesorias para auditorias de calidad
- \* Capacitacion de tecnicos y obreros
- \* Estudios para el establecimiento de sistemas de operacion que incrementen la productividad en la industria

#### ESQUEMA FINANCIERO

Nafin puede aportar hasta el 80% del total del presupuesto estimado del proyecto, la empresa debe aportar siempre, un minimo del 20% de dicho presupuesto; el monto máximo de los financiamientos que otorgue Nafin es variable en función de los activos totales de los programas de fomento. El plazo máximo del crédito es de trece años, con el periodo de gracia que sea necesario; en cuanto a la tasa de interes Nafin cobrará al intermediario financiero, equivalente a Cetes 6 menos cinco puntos y la máxima aplicable por el intermediario al usuario final será el equivalente a Cetes, indice relativo al rendimiento de los certificados de la Tesoreria de la Federacion.

Las garantias que este programa ofrece son:

De riesgo de crédito a favor de los intermediarios financieros:

Hasta el 70% del monto del capital e intereses ordinarios de los créditos que conceda a las empresas para los propósitos de este programa.

De riesgo tecnológico a los adquirentes de la tecnología nacional:

Nafin cubrirá hasta el 70% de la pérdidas económicas netas en que incurran las empresas adquirentes por fallas imputables a tecnologías y prototipos desarrollados en México. Las amortizaciones de intereses y capital son mensuales en moneda nacional.

Para este proyecto el préstamo solicitado es el 46% de la inversión fija, con una participación de la empresa del 30% y con la participación de un socio minoritario con el 24%.

El periodo de gracia otorgado por Nafin a este proyecto específicamente es de 3 años, es decir se iniciará la construcción de la planta en 1992, de tal forma que para 1995 ya este totalmente construida y lista para operar con la capacidad fijada que será del 40% de la capacidad total, para 1996 se iniciarán los pagos del préstamo y de los intereses que se generen por éste a Nafin, se ha hecho el estudio económico, con el cual se ha podido determinar 2 años para pagar este préstamo, durante 1996 y 1997, obteniendo cero utilidades para el primer año y bajas para el segundo.

La forma de pago seleccionada fue la condicional es decir que los pagos son variables a valor presente con los que la empresa tiene la ventaja de limitar sus pagos periódicos a la cantidad derivada de aplicar un porcentaje de sus ventas.

Se tomó en Abril de 1991 es de 10.36

## JUSTIFICACION DE LA INVERSION

El proyecto de inversion que recibe el respaldado financiero debe contribuir en:

- \* Incrementar la competitividad de la planta industrial
- \* Crear fuentes permanentes de empleo productivo
- \* Desconcentracion industrial de las zonas mas favorecidas por el desarrollo economico
- \* Control de la contaminacion y reduccion del consumo de agua y energia.
- \* Apoyar el crecimiento y desarrollo de los parque tecnologicos 7

7 Los Parques Industriales se refieren unicamente a los reconocidos por la Senefi que se encuentran con registro vigente

## FINANCIAMIENTO

462IMV  
4.844E+09PAGOS  
INTERESTOTAL  
DE PAGO

	ene	feb	mar	abr	may	jun	jul	ago	sep	oct	nov	dic	TOTAL 1997
PAGOS	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	2.423E+09
INTERES	896489147	859134537	821779968	784425378	747076789	704718199	672381810	635007020	597632431	560297841	522943252	485588662	8.292E+09
TOTAL DE PAGO	1.098E+09	1.061E+09	1.024E+09	986342078	948987489	911632899	874278310	836923720	799569131	762214541	724659952	687305362	1.072E+10

	ene	feb	mar	abr	may	jun	jul	ago	sep	oct	nov	dic	TOTAL 1998
--	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	---------------

PAGO  
INTERES

TOTAL

PAGO	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	201916700	2.423E+09
INTERES	448234073	410879483	373524894	336170304	298815715	261461125	224108536	186751946	149397357	112042767	74688178	37333588	2.913E+09
TOTAL	650150773	612796183	575441594	538087004	500732415	463377825	426023236	388668646	351314057	313959467	276604878	239250288	5.336E+09

### 5.3 CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la inversión necesaria para poder iniciar las operaciones de la empresa de acuerdo a las políticas de clientes, inventarios establecidos y las necesidades de efectivo por las erogaciones a realizar.

Está compuesto por los siguientes puntos:

- Efectivo en caja	30 días de sueldo y salarios
- Inventarios de materia prima	7 días de materia prima a costo de compra
- Producto en proceso	10% de la materia prima en inventario
- Producto terminado	15 días de producto terminado
- Cuentas por cobrar	30 días de venta
- Cuentas por pagar	7 días de materia prima en inventario

## CAPITAL DE TRABAJO

AÑO	EFFECTIVO EN CAJA	INV.DE M.P.	PRODUCTO EN PROCESO	PRODUCTO TERMINADO	TOTAL INVENTAR	CUENTAS I PAGAR	CUENTAS I DEBITAR	CAPITAL TRABAJO
1996	18540000	593288956	59336086	2.129E+09	2.28E+09	4.154E+09	3.055E+09	1.701E+09
1997	19.000000	642679367	64287777	2.297E+09	3.072E+09	4.3E+09	3.209E+09	1.833E+09
1998	31100000	675594391	67578138	2.764E+09	3.242E+09	4.846E+09	3.564E+09	1.982E+09
1999	20760000	741786294	74197263	2.83E+09	3.863E+09	5.197E+09	3.818E+09	2.097E+09
2000	23320000	781181250	78118125	2.76E+09	3.68E+09	5.536E+09	4.073E+09	2.274E+09
2001	24780000	840622612	84062261	2.962E+09	3.913E+09	5.884E+09	4.377E+09	2.554E+09
2002	25770000	890078117	89007812	3.13E+09	4.13E+09	6.731E+09	4.582E+09	2.400E+09
2003	26760000	939526678	93952663	3.29E+09	4.357E+09	6.577E+09	4.836E+09	2.616E+09
2004	25700000	989774633	98977463	3.461E+09	4.579E+09	6.923E+09	5.091E+09	2.743E+09
2005	26700000	989774633	98977463	3.461E+09	4.579E+09	6.923E+09	5.091E+09	2.743E+09
2006	26700000	989774633	98977463	3.461E+09	4.579E+09	6.923E+09	5.091E+09	2.743E+09

## 5.4 CRITERIOS DE EVALUACION

### 5.4.1 ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA

El estado de resultados tiene como finalidad establecer un riguroso control sobre cada uno de los recursos y las obligaciones del negocio, mostrar de una forma clara las operaciones que la empresa efectúe en el ejercicio fiscal, se podrá prever el futuro de la empresa, además de que presenta la situación financiera del negocio.

El formato para el Estado de Resultados Proforma es el recomendado por Nafin, contenido dentro de la demás información solicitada respecto a la situación económica-financiera de la empresa que deberá ser anexado junto con el resumen ejecutivo, la información general del solicitante, la información del proyecto tecnológico y del mercado.

## ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA

AÑO	VENTAS NETAS	MATERIAS PRIMAS	SERVICIOS AUXILIAR.	MANO DE OBR.	SUPERVIC.	MANUTENIM.	COSTO MAT.S.A.	COSTO MAT.MANT.
1996	5.75E+10	2.797E+10	15033887	98140000	105600000	621261930	621261930	124252786
1997	6.24E+10	3.03E+10	165386605	105600000	105600000	611261930	621261930	124252786
1998	6.73E+10	3.254E+10	180612564	114000000	105600000	621261930	621261930	124252786
1999	7.2E+10	3.497E+10	193311437	120900000	105600000	621261930	621261930	124252786
2000	7.65E+10	3.73E+10	212381513	126700000	120000000	621261930	621261930	124252786
2001	8.16E+10	3.96E+10	233678512	140500000	120000000	621261930	621261930	124252786
2002	8.64E+10	4.19E+10	245436498	151400000	120000000	621261930	621261930	124252786
2003	9.12E+10	4.42E+10	267537852	161700000	120000000	621261930	621261930	124252786
2004	9.6E+10	4.66E+10	284022242	161700000	120000000	621261930	621261930	124252786
2005	9.6E+10	4.66E+10	284022242	161700000	120000000	621261930	621261930	124252786
2006	9.6E+10	4.66E+10	284022242	161700000	120000000	621261930	621261930	124252786

	LABORATOR	COSTO IND.PROD	GASTOS FIJOS	GASTOS GUALES.	GASTOS FINANCI.	TOTAL EGRESOS	UTILIDAD OPERACION	IMPUESTOS	REPARTO UTILIDAD.	UTILIDAD META
1996	19668000	6.079E+09	548190113	1.053E+10	1.073E+10	5.76E+10	0.945E+09	0.3972908	0.094593	0.450466
1997	21120000	6.567E+09	548190113	1.135E+10	5.334E+09	5.587E+10	6.333E+09	2.743E+09	633174474	3.113E+09
1998	23166000	7.059E+09	548190113	1.217E+10	0	5.47E+10	1.3E+10	5.450E+09	1.3E+09	6.238E+09
1999	24818000	7.54E+09	548190113	1.298E+10	0	5.785E+10	1.415E+10	5.943E+09	1.415E+09	6.193E+09
2000	25344000	8.016E+09	548190113	1.378E+10	0	6.151E+10	1.529E+10	6.423E+09	1.529E+09	7.541E+09
2001	26116000	8.514E+09	548190113	1.461E+10	0	6.53E+10	1.64E+10	6.89E+09	1.64E+09	7.678E+09
2002	27094000	9.002E+09	548190113	1.542E+10	0	6.886E+10	1.754E+10	7.347E+09	1.754E+09	8.42E+09
2003	27340000	9.489E+09	548190113	1.623E+10	0	7.25E+10	1.868E+10	7.846E+09	1.868E+09	8.967E+09
2004	27340000	9.976E+09	548190113	1.703E+10	0	7.614E+10	1.986E+10	8.343E+09	1.986E+09	9.534E+09
2005	27340000	9.976E+09	548190113	1.703E+10	0	7.614E+10	1.986E+10	8.343E+09	1.986E+09	9.534E+09
2006	27340000	9.976E+09	548190113	1.703E+10	0	7.614E+10	1.986E+10	8.343E+09	1.986E+09	9.534E+09



#### 5.4.2 FLUJO NETO DE EFECTIVO

Este es un método usado para evaluar proyectos de inversión, también se le conoce como flujo de efectivo descontado, tiene dos variantes que son: la tasa interna de retorno y el valor presente neto. El método de flujo de efectivo consideran el valor del dinero en el tiempo.

El flujo neto de efectivo se calcula de la siguiente manera:

$$FNE = UN + D - AF - AD - DCT$$

FNE = Flujo neto de efectivo

UN = Utilidad neta

D = Depreciación

AF = Activo fijo

AD = Activo diferido

DCT = Incremento del capital de trabajo

FLUJO NETO DE EFECTIVO

AÑO	UTILIDAD NETA	DEPREC. \$	ACTIVO FIJO	ACTIVO DIFERIDO	CAPITAL TRABAJO	INCREMENTO CAP. TRAB. NETO	DEFECTIVO
1995	0	0	1.001E+10	1.001E+09	0	0	-1.1E+10
1996	0.288755	298775302	0	0	4.372E+09	4.372E+09	-4.37E+09
1997	3.135E+09	298775302	0	0	4.439E+09	87000000	3.367E+09
1998	6.425E+09	298775302	0	0	4.512E+09	73000000	6.451E+09
1999	6.78E+09	298775302	0	0	4.622E+09	311000000	6.78E+09
2000	7.341E+09	298775302	0	0	5.133E+09	310000000	7.339E+09
2001	7.981E+09	298775302	0	0	5.446E+09	313000000	7.867E+09
2002	8.427E+09	298775302	0	0	5.798E+09	317000000	8.413E+09
2003	8.973E+09	298775302	0	0	6.011E+09	315000000	8.826E+09
2004	9.541E+09	298775302	0	0	6.379E+09	309000000	9.531E+09
2005	9.541E+09	298775302	0	0	6.379E+09		

### 5.4.3 VALOR PRESENTE NETO

Este es un método de flujo de efectivo descontado para evaluar proyectos de inversión, es este se emplea una tasa mínima requerida por la administración; mediante esta tasa de rendimiento deseada, los futuros flujos de efectivo son descontados al presente.

Se va a conocer el valor neto del proyecto al tiempo del período que se está evaluando, con una tasa mínima atractiva que se mantiene constante y referida al valor actual.

Se determinó una tasa mínima atractiva del 12%, la cual está constituida por un 9% de interés y un 3% de riesgo. Cuando el valor presente neto es mayor que la inversión original, el proyecto es atractivo.

$$VPN = \sum_{n=0}^n \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

VPN = Valor presente neto

FNE<sub>n</sub> = Flujo neto de efectivo en el año

i = tasa de recuperación mínima atractiva 12%

n = número de años

El valor presente neto es igual a \$ 1.593E10, con lo cual se comprueba que el proyecto es atractivo ya que la inversión es de \$ 1.0374E+10

Para visualizar mejor el resultado analizaremos de la siguiente manera:

Si la suma de estos valores presentes excedieran al total de la inversión inicial, entonces la tasa de rendimiento descontada del proyecto de inversión supera la tasa de rendimiento mínima deseada, por lo que se recomienda su aprobación, si por el contrario, la suma de los valores presentes calculados fuera inferior al costo del proyecto, entonces el proyecto no ofrecería ni siquiera la tasa de rendimiento mínima deseada.

Este método se considera superior al método de la tasa interna de retorno, porque eliminamos las interpolaciones tediosas que caracterizan al método de la tasa interna de retorno, y se facilitan las evaluaciones de los proyectos cuando estos generan flujos netos anuales de efectivos desiguales. Este método no proporciona una tasa de rendimiento específica que nos permita compararlas con las otras alternativas o para jerarquizar los proyectos de inversión aceptables.

VALOR PRESENTE NETO

AÑO	No AÑO	EFFECTIVO NETO	VPN
1995	0	-1.1E+10	-1.1E+10
1996	1	-4.07E+09	-3.64E+09
1997	2	3.367E+09	2.684E+09
1998	3	6.451E+09	4.592E+09
1999	4	6.787E+09	4.501E+09
2000	5	7.37E+09	4.158E+09
2001	6	7.867E+09	3.956E+09
2002	7	8.413E+09	3.806E+09
2003	8	8.96E+09	3.617E+09
2004	9	9.531E+09	3.437E+09

#### 5.4.4 TASA INTERNA DE RETORNO

Este método al igual que el valor presente neto reconoce el valor del dinero en el tiempo. Este implica la obtención de una tasa de rendimiento anual constante aplicada a la inversión no recuperada del proyecto existente al inicio del año, es decir representa la tasa de interés que iguala los futuros flujos de efectivo descontados o netos con la inversión inicial del proyecto.

$$\sum_{n=0}^{\infty} \frac{FNE_n}{(1+TIR)^n} = 0$$

La tasa interna para este proyecto es del 16%

Si la tasa interna de retorno es mayor a la tasa mínima de rendimiento requerida por el método del valor presente neto el proyecto es viable, como en este caso.

## TASA INTERNA DE RETORNO

ANO	No	ANO	EFFECTIVO	14%	TIR	16%	TIR	18%	TIR
			METD						
1995	0		-1.1E+10		1.321E+10		-1.1E+10	1.079E+10	
1996	1		-4.07E+09	0.877	-3.57E+09	0.862	-3.51E+09	0.847	-3.45E+09
1997	2		3.367E+09	0.769	2.589E+09	0.743	2.503E+09	0.718	2.418E+09
1998	3		6.451E+09	0.673	4.354E+09	0.641	4.135E+09	0.609	3.929E+09
1999	4		8.767E+09	0.592	4.006E+09	0.552	3.730E+09	0.518	3.492E+09
2000	5		7.329E+09	0.519	1.934E+09	0.476	1.689E+09	0.437	1.505E+09
2001	6		7.867E+09	0.456	1.567E+09	0.41	1.272E+09	0.37	1.011E+09
2002	7		8.413E+09	0.4	3.365E+09	0.354	2.878E+09	0.314	2.442E+09
2003	8		8.949E+09	0.351	3.149E+09	0.306	2.733E+09	0.266	2.362E+09
2004	9		9.331E+09	0.308	2.936E+09	0.263	2.507E+09	0.223	2.144E+09

TIR

8.671E+09

### 5.4.3 PUNTO DE EQUILIBRIO 8

Es el punto de actividad (volumen de ventas) donde el total de los ingresos y el total de los gastos son iguales, esto es cuando no hay utilidad ni pérdida, para este proyecto el punto de equilibrio es de 4800 T/A

$$\text{VENTAS} = \text{GASTOS VARIABLES} + \text{GASTOS FIJOS} + \text{UTILIDADES}$$

$$120000001 = 9,63561 + 1,124E10 + 0$$

$$I = \frac{1,1248E10}{2,36E6} = 4789$$

8 También se lo llama "punto de rentabilidad"  
El punto de equilibrio obtenido corresponde para el plazo del financiamiento de 2 años

### 5.5 ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Es una técnica por medio de la cual se puede determinar que tan sensible es un proyecto, comparado con los factores que puedan variar mas fácilmente contra el valor estimado original.

Los resultados de dichas variaciones se presentan en graficas. Los factores elegidos son referidos a dos indicadores economicos, el valor presente neto y la tasa interna de retorno.

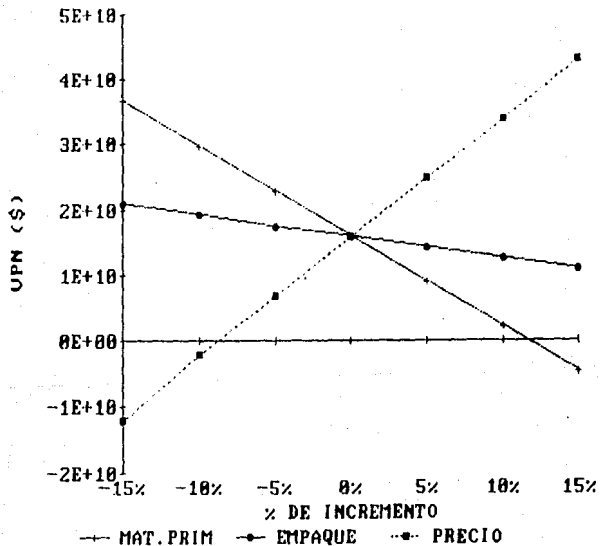
#### RESULTADOS DEL ANALISIS DE SENSIBILIDAD

MATERIA PRIMA	I	VPN	TIR
	-15	3.665E10	31
	-10	2.976E10	25
	-5	2.287E10	21
	0	1.598E10	18
	5	9.099E9	11
	10	2.116E9	6
	15	-4.790E9	2
EMPAQUE			
	-15	2.089E10	19
	-10	1.727E10	18
	-5	1.365E10	17
	0	1.003E10	16
	5	6.417E9	14
	10	2.831E9	12
	15	1.096E10	13
PRECIO			
	-15	-1.120E10	0
	-10	-2.405E9	0
	-5	4.893E9	9
	0	1.593E10	16
	5	2.496E10	23
	10	3.400E10	29
	15	4.303E10	35

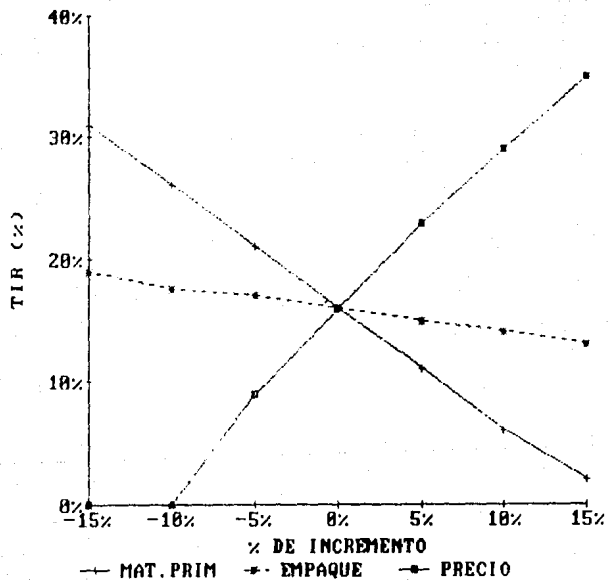
Lo anterior nos indica que el factor que más afecta a la economía de la empresa es el precio y en menor grado el empaque



ANALISIS DE SENSIBILIDAD  
VALOR PRESENTE NETO



ANALISIS DE SENSIBILIDAD  
TASA INTERNA DE RETORNO



### 5.6 DETERMINACION DEL PLAZO PARA EL PAGO DEL FINANCIAMIENTO

El análisis anterior es el correspondiente para un pago de financiamiento realizado en el menor tiempo posible, es decir dos años, el punto de equilibrio, el valor presente neto y la tasa interna de retorno, así como el análisis de sensibilidad han sido determinados para esta consideración; sin embargo se ha hecho un análisis para determinar el punto óptimo en el cual el proyecto resulta más atractivo considerando diferentes tiempos para el pago del financiamiento; los puntos de comparación son en cada uno la tasa interna de retorno, el valor presente neto y el punto de equilibrio las alternativas que consideramos a distintos tiempos para el pago de este préstamo fueron para 10, 7, 6, 5, 4 y 2 años, los resultados obtenidos se muestran a continuación:

TIEMPO PARA PAGAR EL FINANCIAMIENTO AÑOS	VALOR PRESENTE NETO	TIR	P. EQUILIBRIO
	\$	%	%
10	9,678E9	11	4280
7	1,344E10	13	4085
6	1,524E10	15	3825
5	1,632E10	17	3616
4	1,806E10	18	3396
2	1,593E10	16	4800

Lo anterior demuestra que la opción de 4 años para pagar el préstamo por financiamiento es la mejor ya que la tasa interna de retorno es mayor que la tasa mínima deseada y mayor que cualquiera de las alternativas estudiadas; el valor presente neto resulta muy superior a la inversión del proyecto y el punto de equilibrio es 45% de la capacidad máxima, lo anterior nos demuestra que es más conveniente pagar en 4 años el préstamo por financiamiento que en diez ya que los intereses a pagar en este último plazo resultan ser tan elevados que no nos ofrece un proyecto viable ya que ni siquiera estamos logrando superar la tasa mínima deseada para el proyecto, además el punto de equilibrio es elevado ya que tendríamos que producir no menos del 54% de la capacidad máxima de la planta.

Si analizamos la opción para dos años, a pesar de que la tasa interna de retorno es del 16% y el valor presente neto mayor a la inversión realizada para el proyecto, el punto de equilibrio es muy alto es decir se debe tener una producción mayor del 60% de la capacidad total para generar utilidades, pues los gastos de financiamiento son muy altos en estos dos años.

## 6.0 HOJAS DE ESPECIFICACIONES



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: TT-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
TRANSPORTADOR

SERVICIO: Alimentar dióxido de terrefalato sólido al fundidor

TIPO: Tornillo sin fin

POSICION: Horizontal

MATERIAL A MANEJAR: Sólido no abrasivo, ligero de clase "A"

TEMPERATURA DE FUSION: 286°F      MASA: 2300lb/hr

DENSIDAD DE BULTO: 25lb/ft<sup>3</sup>      TAMARO DE GRANULOS: 1/8" a 1/4"

TEMPERATURA DE OPERACION: 68°F

CARACTERISTICAS DEL TRANSPORTADOR

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero al carbón

CAPACIDAD: 2300 ft<sup>3</sup>/min

LONGITUD: 6 ft

POTENCIA DEL MOTOR: 1.5 HP



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: TV-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
TOLVA

SERVICIO: Alimentar dimetil tereftalato al transportador

POSICION: Vertical FORMA: Cilindrica

TIPO DE FLUIDO: Dimetil tereftalato sólido MASA: 2287 lb/hr

DENSIDAD: DE BULTO: 25 lb/ft<sup>3</sup>

TEMPERATURA DE OPERACION: 68°F PRESION DE OPERACION: Atm

DIMENSIONES CILINDRO: VOLUMEN: 320 ft<sup>3</sup> DIAMETRO: 8 ft LONGITUD: 11 ft

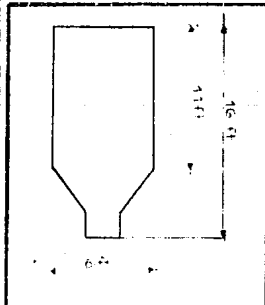
DIMENSIONES CONO: VOLUMEN: 50 ft<sup>3</sup> DIAMETRO: 6 ft LONGITUD: 5 ft

VOLUMEN TOTAL: 370 ft<sup>3</sup>

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero al carbón

AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FA-01

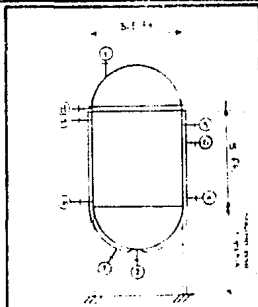
HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA TANQUE  
DE FUNDIDO

SERVICIO:	Fundir diacetil tereftalato	POSICION:	Vertical
TIPO DE FLUIDO:	Diacetil tereftalato sólido	MAZA:	6862 lb/hr
DENSIDAD:	DE BULTO: 25 lb/ft <sup>3</sup>	LIQUIDO:	87 lb/ft <sup>3</sup>
TEMPERATURA:	OPERACION: 320°F	DISERO:	347°F
PRESION:	OPERACION: Atm	DISERO:	11.41lb/in <sup>2</sup>
MEDIO DE CALENTAMIENTO:	Acete tipo Dowtherm	TEMPERATURA:	600°F

PRESION:	35 lb/in <sup>2</sup>
DIMENSIONES:	DIAMETRO: 3.5 ft LONGITUD: 5 ft
NIVEL NORMAL:	2.5 ft MAXIMO: 4.5 ft MINIMO: 0.5 ft
ALARMA:	ALTO NIVEL: 3.5 ft BAJO NIVEL: 1 ft
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	CASCARON: SA-240 grado 405 CABEZAS: SA-240 grado 405

TIPO DE CABEZAS:	Torresféricas
CORROSION:	CASCARON: 7/16" CABEZAS: 7/16"
AISLAMIENTO:	S1
RECUBRIMIENTO INTERNO:	No
CLARO DE LA CHAQUETA:	1/2"
CALOR INTERCAMBIADO:	380140 Btu/hr

BOQUILLAS		
NUM.	SERVICIO	TAMARO
1	Alimentación del DMT	4"
2	Salida del DMT	2"
3	Recirculación	2"
4	Conexión de servicio	2"
5A/B	Indicador de nivel	1 1/2"
6	Entrada a. calentam.	1"
7	Salida a. calentam.	1"
8	Tapa bridada	3.5"





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: EA-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
CAMBIADOR DE CALOR

SERVICIO: Calentamiento del etilenglicol TIPO: Doble tubo

FLUIDO	ANULAR	TUBOS
	Vapor saturado	Etilenglicol
MASA lb/hr	454	2193
VISCOSIDAD cp	0.015	2.5
DENSIDAD RELAT.	0.25	1.1
CP Btu/lb*F	0.8	0.52
CONDUCTIV. Btu/*Fft/ft	0.20	0.15
TEMPERATURA ENTRADA *F	336	68
TEMPERATURA SALIDA *F	336	329
MASA VELOCIDAD lb/hrft <sup>2</sup>	157000	800000
CAIDA DE PRESION PERM. lb/in <sup>2</sup>	5	5
CAIDA DE PRESION REAL lb/in <sup>2</sup>	1.5	3
AREA DE FLUJO ft <sup>2</sup>	0.0029	0.003
COEFICIENTE INDIV. TRANSF. Btu/hr ft <sup>2</sup> *F	945	72
CARACTERISTICAS DEL EQUIPO:		
DIAMETRO DEL TUBO INT: 3/4" CED.40		
DIAMETRO DEL TUBO EXT: 1 1/2" CED.80		
No. TRAMOS: 20 LONGITUD DE TUBOS: 20 ft		
LMTD: 72 *F		
CALOR INTERCAMBIADO: 400674 Btu/lb		
AREA DE TRANSFERENCIA: 120 ft <sup>2</sup>		
COEFICIENTE TOTAL DISEÑO: 50Btu/hrft <sup>2</sup> *F		
FACTOR ENSUCIAMIENTO: 0.001hrft <sup>2</sup> *F/Btu		





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: MO-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
MOLINO

SERVICIO: Reducir el tamaño de partículas del óxido de Titanio

TIPO: Bolas o rodillo

MATERIAL A MOLER: Óxido de titanio a granel

TAMAÑO DE PARTICULA REQUERIDA: 500 - 1000 micrones

MEDIO PARA MOLER: Etilenglicol líquido MASA: 5.5 lb/hr

CARACTERISTICAS DEL SOLIDO: Presenta aglomeraciones y forma bolas del material pulverizado

CAPACIDAD: MAX/MIN: 6 lb/hr / 2.3 lb/hr

POTENCIA DEL MOTOR: 2 HP

SOLIDO: No abrasivo

MATERIAL REQUERIDO: Acero Inoxidable



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FA-05

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA TANQUE  
DE MEZCLADO

SERVICIO: Mezclar etilenglicol con catalizadoras POSICION: Vertical

TIPO DE FLUIDO: Etilenglicol liquido FLUJO: 35 ft<sup>3</sup>/hr

TEMPERATURA: OPERACION: 320°F DISEÑO: 347°F

PRESION: OPERACION: Atm DISEÑO: 11.41 lb/in<sup>2</sup>

DIMENSIONES: DIAMETRO: 2.5 ft LONGITUD: 4 ft

NIVEL NORMAL: 2 ft MAXIMO: 3.5 ft MINIMO: 0.5 ft

ALARMA: ALTO NIVEL: 2.5 ft BAJO NIVEL: 1 ft

MATERIAL DE CONSTRUCCION: CASCARON: SA-129 grado A CABEZAS: SA-129 grado A

TIPO DE CABEZAS: Torisféricas

CORROSION: CASCARON: 3/16" CABEZAS: 3/16"

AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No

AGITADOR: TIPO: Marino 3 hojas

DIAMETRO: 9" MOTOR HP/RPM: 5/1750

BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMARO
------	----------	--------

1	Entrada de ETG	2"
---	----------------	----

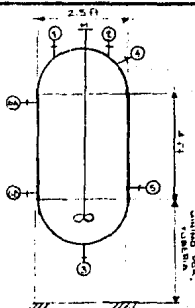
2	Entrada de catalizad.	4"
---	-----------------------	----

3	Salida de la mezcla	4"
---	---------------------	----

4	Entrada baño	8"
---	--------------	----

5	Conexion de servicio	2"
---	----------------------	----

6A/B	Indicador de nivel	1 1/2"
------	--------------------	--------





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE:BB-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA TORRE  
DE DESTILACION

SERVICIO: Separación de metanol del etilenglicol POSICION: Vertical

TIPO DE FLUIDO: Líquido metanol-etilenglicol FLUJO: 27044 ft<sup>3</sup>/hr

TEMPERATURA: DEL FONDO: 309°F DOMO: 234°F

PRESION: OPERACION: Atm DIGERO: 3 Kg/cm<sup>2</sup>

DIAMETRO TORRE: 2 ft

ALTURA DE LA TORRE: 14 ft ALTURA EMPACADA: 11 ft

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero inoxidable SA-240 405

TIPO DE CABEZAS: Torisféricas

CORROSION PERMISIBLE: CASCARON: 1/8" CABEZAS: 1/8"

AISLAMIENTO: SI

RECUBRIMIENTO INTERNO: No

CARACTERISTICAS DEL ENPAQUE

TIPO: Anillos rasching 1"

MATERIAL: Cerámica

PESO DEL CILINDRO: 791 lb

PESO DEL ENPAQUE: 1193 lb

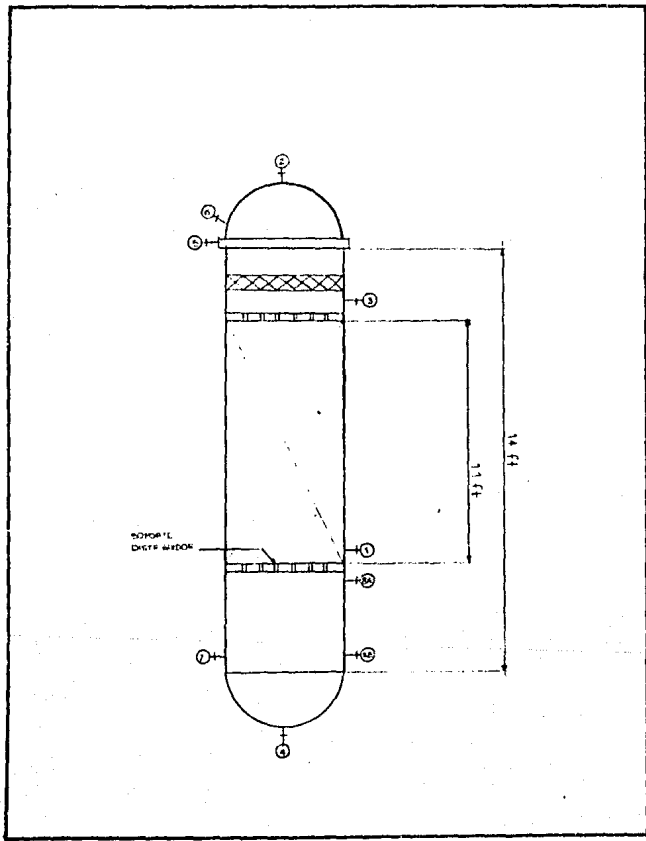
PESO DEL LIQUIDO: 1207 lb

PESO DE LAS TAPAS: 22 lb

BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMARO
1	Entrada de vapor	3"
2	Salida de destilado	3"
3	Reflujó	1"
4	Salida de líquido	2"
5	Tapa bridada	24"
6	Entrada mano	3"
7	Conexión servicio	3"
8	Instrumentos nivel	1 1/2"

Ver anexo





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FA-03

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
ACUMULADOR DE REFLUJO

SERVICIO: Recibir condensado que proviene de torre de destilación

POSICION: Horizontal

TIPO DE FLUIDO: liquido mezcla etanol-etilenglicol FLUJO: 20272 ft<sup>3</sup>/hr

TEMPERATURA: OPERACION: 95°F DISEÑO: 122°F

PRESION: OPERACION: Atm DISEÑO: 11.41 lb/in<sup>2</sup>

DIMENSIONES: DIAMETRO: 2 ft LONGITUD: 2.5 ft

NIVEL: NORMAL: 1 ft MAXIMO: 2 ft MINIMO: 0.5 ft

ALARMA: ALTO NIVEL: 1.5 ft

MATERIAL DE CONSTRUCCION: CASCARON: SA-129 grado A CABEZAS: SA-129 grado A

TIPO DE CABEZAS: Torisféricas

CORROSION: CASCARON: 3/16" CABEZAS: 3/16"

AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No

BOQUILLAS

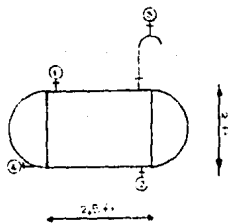
NUN.	SERVICIO	TAMANO
------	----------	--------

1	Entrada de condensado	3"
---	-----------------------	----

2	Salida de condensado	3"
---	----------------------	----

3	Desfogue	3"
---	----------	----

4	Conexion servicio	2"
---	-------------------	----





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE:FB-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA TANQUE  
DE ALMACENAMIENTO

SERVICIO:	Almacenamiento de metanol	POSICION:	Vertical		
TIPO DE FLUIDO:	Metanol liquido	VOLUMEN:	509 ft <sup>3</sup>		
TEMPERATURA:	OPERACION: 95°F	DISEÑO:	122°F		
PRESION:	OPERACION: Atm	DISEÑO:	Atm		
DIMENSIONES:	DIAMETRO: 8 ft	LONGITUD:	10 ft T-T		
NIVEL NORMAL:	5ft	MAXIMO:	9 ft	MINIMO:	0.5 ft
ALARMA:	ALTO NIVEL: 7ft	BAJO NIVEL:	2ft		
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	CASCARON:	SA-129 grado A	CABEZAS:	SA-129 grado A	

TIPO DE CABEZAS: Torisféricas

CORROSION: CASCARON: 1/16" CABEZAS: 1/16"

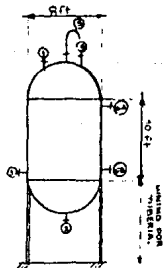
AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No

BOQUILLAS

NUM. SERVICIO TAMAÑO

1	Entrada de metanol	3"
2	Salida de metanol	3"
3	Conexión servicio	2"
4	Entrada hombre	20"
5	Venteo	3/4"
6	A/B Indicador nivel	10"





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FD-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
FILTRO

SERVICIO: Separar agente opacificante y catalizador del producto obtenido en la transesterificación

TIPO: Rotatorio continuo FLUJO: 50 ft<sup>3</sup>/hr

PRECAPA: Requerida

SOLIDO A SEPARAR: Oxido de titanio/acetato de cobalto

TAMANO: 500-1000 micrones

APELMAZAMIENTO DEL SOLIDO: SI

% DE SOLIDOS: 2%

CARACTERISTICAS PRELIMINARES DEL FILTRO

AREA: 30 ft<sup>2</sup> DIAMETRO: 3 ft LARGO: 3 ft VACIO: 100 mmHg

BOMBA: 8.2 gpm POTENCIA: 3 HP RHP: 1750



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: BC-07/08

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
REACTOR

SERVICIO: Llevar a cabo la reacción de policondensación POSICION: Vertical  
TIPO DE FLUIDO: BHET/PET FLUJO: 49 ft<sup>3</sup>/hr  
TEMPERATURA: OPERACION: 530°F DISEÑO: 620°F  
PRESION: OPERACION: 5 mm Hg DISEÑO: EXT. CHAQUETA/VACIO 83/11.41 lb/in<sup>2</sup> a vacio  
MEDIO DE CALENTAMIENTO: Aceite tipo Dowtherm TEMPERATURA: 600°F  
PRESION: 35 lb/in<sup>2</sup>  
DIMENSIONES: VOLUMEN: 120 ft<sup>3</sup> DIAMETRO: 4.5 ft LONGITUD: 7 ft  
NIVEL: NORMAL: 3.5 ft MAXIMO: 6 ft MINIMO: 0.5 ft  
ALARMA: ALTO NIVEL: 4.5 ft BAJO NIVEL: 1.5 ft  
MATERIAL DE CONSTRUCCION: CASCARON: SA-240 grado 405 CABEZAS: SA-240 grado 405  
TIPO DE CABEZAS: Tori-esféricas  
CORROSION: CASCARON: 5/16" CABEZAS: 5/16"  
AISLAMIENTO: SI RECUBRIMIENTO INTERNO: No  
CHAQUETA: PRESION OPERACION: 35 lb/in<sup>2</sup> PRESION DISEÑO: 63 lb/in<sup>2</sup>

CLARO DE LA CHAQUETA: 1/2"

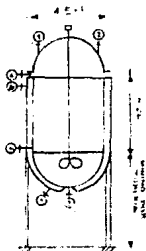
CALOR INTERCAMBIADO: 17085 Btu/hr / 7159 Btu/hr

AGITADOR: TIPO: Impulsor turbina de 6 paletas

DIAMETRO AGITADOR: 2 ft MOTOR: 13 HP

BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMAO
1	Alimentación del BHET	4"
2	Salida de Etilenglicol	2"
3	Salida del PET	4"
4	Tapa brida	52"
5	Conexión servicio	2"
6	Entrada aceite calen.	1"
7	Salida aceite calen.	1"







UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: BC-09

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
REACTOR

SERVICIO:	Etapa final de la polimerización	POSICION:	Vertical
TIPO DE FLUIDO:	BHET/PET	FLUJO:	49 ft <sup>3</sup> /hr
TEMPERATURA:	OPERACION: 530°F	DISEÑO:	620°F
PRESION:	OPERACION: 0.5 mm Hg	DISEÑO: EXT. CHAQUETA/VACIO	63/11.41 lb/in <sup>2</sup> vacio
MEDIO DE CALENTAMIENTO:	Aceite tipo Dowtherm	TEMPERATURA:	600°F
PRESION:	35 lb/in <sup>2</sup>		
DIMENSIONES:	VOLUMEN: 130 ft <sup>3</sup>	DIAMETRO:	4.5 ft
	LONGITUD:	8 ft	
NIVEL NORMAL:	4 ft	MAXIMO:	7 ft
	MINIMO:	0.5 ft	
ALARMA:	ALTO NIVEL: 5 ft	BAJO NIVEL:	1.6 ft
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	CASCARON: SA-240	grado 405	CABEZAS: SA-240 grado 405
TIPO DE CABEZAS:	Torlesféricas		
CORROSION:	CASCARON: 5/16"	CABEZAS:	5/16"
AISLAMIENTO:	S1		
RECUBRIMIENTO INTERNO:	No		
CHAQUETA:	PRESION OPERACION: 35 lb/in <sup>2</sup>	PRESION DISEÑO:	83 lb/in <sup>2</sup>

CLARO DE LA CHAQUETA: 1/2"

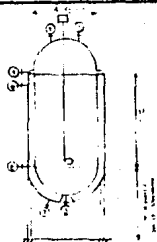
CALOR INTERCAMBIADO: 2850 Btu/hr

AGITADOR: TIPO: Impulsor turbina de 8 palas

DIAMETRO AGITADOR: 2 ft MOTOR: 13 HP

BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMARO
1	Alimentación del BHET	4"
2	Salida de Etilenglicol	2"
3	Salida del PET	4"
4	Tapa brida	5/8"
5	Conexión servicio	2"
6	Entrada aceite calent.	1"
7	Salida aceite calent.	1"





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: CB-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
CONDENSADOR BAROMETRICO

SERVICIO: Condensar etilenglicol a contacto directo

TIPO: Condensador barométrico o de rocío

GASTO DEL VAPOR: 14000ft<sup>3</sup>/hr DENSIDAD DEL VAPOR: 0.0008lb/ft<sup>3</sup>

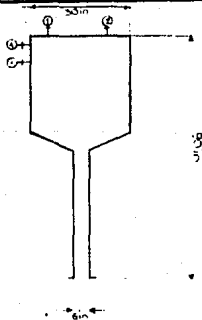
MASA DEL LIQUIDO: 4150 lb/hr DENSIDAD DEL LIQUIDO: 83 lb/ft<sup>3</sup>

DIAMETRO DE LA PIERNA: 6" DIAMETRO CUERPO DEL CONDENSADOR: 30"

ALTURA DEL CUERPO DEL CONDENSADOR: 90"

BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMARO
1	Entrada de vapor	2"
2	Entrada de liquido	2"
3	Conexion servicio	2"
4	Entrada mano	6"





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FA-04

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA TANQUE  
DE RECEPCION

SERVICIO: Recolectar etilenglicol que sale del condensador POSICION: Horizontal

TIPO DE FLUIDO: Etilenglicol liquido FLUJO: 85 ft<sup>3</sup>/hr

TEMPERATURA: OPERACION: 392°F DISEÑO: 419°F

PRESION: OPERACION: 0.5 mm Hg DISEÑO: 11.41lb/in<sup>2</sup>a vacio

DIMENSIONES: DIAMETRO: 2.5 ft LONGITUD: 5 ft

NIVEL NORMAL: 1 ft MAXIMO: 2 ft MINIMO: 0.5 ft

ALARMA: ALTO NIVEL: 1.5 ft BAJO NIVEL: 0.5 ft

MATERIAL DE CONSTRUCCION: CASCARON: SA-240 grado 405 CABEZAS: SA-240 grado 240

TIPO DE CABEZAS: Torisféricas

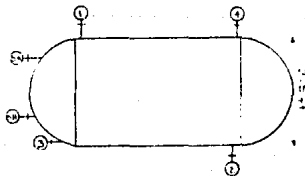
CORROSION: CASCARON: 3/16" CABEZAS: 3/16"

AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No

#### BOQUILLAS

NUM.	SERVICIO	TAMARO
1	Alimentación	2"
2	Descarga	3"
3	Conexión servicio 2"	
4	Entrada mano	6"
SA/B	Indicador nivel	14"





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: EA-04

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
CAMBIADOR DE CALOR

SERVICIO: Enfriar etilenglicol	TIPO: tubo y coraza	
	CORAZA	TUBOS
FLUIDO	Agua de enfriamiento	Etilenglicol
MASA lb/hr	18520	4900
VISCOSIDAD cp	0.85	3.5
DENSIDAD RELAT.	1	1.2
CP Btu/lb°F	1	0.58
CONDUCTIV. Btu/°ft/ft	0.35	0.15
TEMPERATURA ENTRADA °F	78	200
TEMPERATURA SALIDA °F	100	85
MASA VELOCIDAD lb/hrft <sup>2</sup>	300000	870000
CAIDA DE PRESION PERM. lb/in <sup>2</sup>	10	10
CAIDA DE PRESION REAL lb/in <sup>2</sup>	5	7
AREA DE FLUJO ft <sup>2</sup>	0.018	0.025
COEFICIENTE INDIV. TRANSF. Btu/hr ft <sup>2</sup> °F	184	875
CARACTERISTICAS DEL EQUIPO:		
DIAMETRO TUBOS: 1" 12BGW	DIAMETRO CORAZA: 10"	
PITCH: Triangular 1/4"		
No. PASOS: CORAZA: 2 TUBOS: 4		
LONGITUD DE TUBOS: 14 ft		
LMTD: 35°F		
CALOR INTERCAMBIADO: 363300 Btu/lb		
AREA DE TRANSFERENCIA: 112 ft <sup>2</sup>		
COEFICIENTE TOTAL DISEÑO: 112 Btu/hrft <sup>2</sup> °F		
FACTOR ENSUCIAMIENTO: 0.002hrft <sup>2</sup> °F/Btu		



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: EY-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
EYECTOR

SERVICIO: Producir el vacío requerido en el tren de policondensación

VACIO REQUERIDO: MAXIMO: 15 mm Hg MINIMO: 0.5 mm Hg

FLUIDOS A MANEJAR: Vapor de etilenglicol / incondensable

TEMPERATURA DE CONDENSACION DEL ETILENGLICOL: 392°F

% DE INCONDENSABLE: 2% Volumen

SOLIDOS PRESENTES: No

FLUIDO CORROSIVO: Aire

NUMERO DE ETAPAS: 4 NUMERO DE CONDENSADORES BARMETRICOS: 2

FLUIDO MOTRIZ DISPONIBLE: Vapor saturado PRESION: 100 lb/in<sup>2</sup> MASA: 400 lb/hr

MEDIO CONDENSANTE DISPONIBLE: Agua TEMPERATURA: 85°F FLUJO: El requerido



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: TV-02

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
TOLVA.

SERVICIO: Alimentar polietilen tereftalato al extrusor

POSICION: Vertical FORMA: Cilindrica

TIPO DE FLUIDO: Polietilen tereftalato solido MASA: 2227 lb/hr

DENSIDAD: DE BULTO: 85 lb/ft<sup>3</sup>

TEMPERATURA: OPERACION: 68°F DISEÑO: 68°F

PRESION: OPERACION: Atm DISEÑO: 11.41lb/in<sup>2</sup>

DIMENSIONES CILINDRO: VOLUMEN: 55 ft<sup>3</sup> DIAMETRO: 6ft LONGITUD: 2 ft

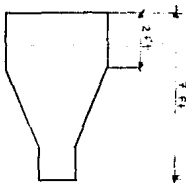
DIMENSIONES CONO: VOLUMEN: 50 ft<sup>3</sup> DIAMETRO: 6 ft LONGITUD: 5 ft

VOLUMEN TOTAL: 104 ft<sup>3</sup>

MATERIAL DE CONSTRUCCION: Acero al carbon

AISLAMIENTO: No

RECUBRIMIENTO INTERNO: No





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: ET-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
EXTRUSOR

SERVICIO: Dar la forma final al PET grado ingeniería

TIPO: Continuo de tronillo

MASA A EXTRUIR: 2227 lb/hr DENSIDAD ESPECIFICA: 1.38 VISCOSIDAD: 142 350

TEMPERATURA: FUSION: 500°F DE DESCOMPOSICION: 554°F DE EXTRUSION: 482°F

MATERIAL A EXTRUIR: PET semifundido, sólido no abrasivo

MATERIAL DEL EXTRUSOR: Acero torneado interiormente

TORNILLO: ARQUIMEDES DIAMETRO: 9"

AISLAMIENTO: Si

ESTABILIDAD DE LA TEMP. DE EXTRUSION: Constante

MEDIO DE CALENTAMIENTO: Aceite de calentamiento tipo Dowtherm

ESPESOR DE LA CHAQUETA DE CALENTAMIENTO: 1/2"



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA: POLIETILEN TEREFTALATO  
GRADO INGENIERIA  
LOCALIZACION: ESTADO DE PUEBLA  
CLAVE: FF-01

HOJA DE ESPECIFICACIONES  
DE PROCESO PARA  
SECADOR

SERVICIO: Eliminar la humedad del Polietilen tereftalato grado ingenieria

TIPO: Tunel continuo con banda

MATERIAL A SECAR: PET grado ingenieria      MASA A SECAR: 2227 lb/hr

DENSIDAD: 65 lb/ft<sup>3</sup>      FORMA DEL MATERIAL A SECAR: Cilindrica

LONGITUD MAXIMA DEL MATERIAL: 2.5 in

HUMEDAD INICIAL: 0.01 lb/lbsoi.seco      HUMEDAD FINAL: 0.0001 lb/lbsoi.seco

MEDIO: Aire caliente      TEMPERATURA: 180°F      VELOCIDAD: 180 ft/min

CARACTERISTICAS DEL SECADOR

TIEMPO DE SECADO: 20 min      LONGITUD: 23 ft      ALTURA: 3 ft      ANCHO: 3 ft



## 7.0 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

EL PET es un plástico de ingeniería que se obtiene por la reacción de policondensación del dimetil tereftalato con el etilenglicol; es un plástico relativamente nuevo no solo en México sino en todo el mundo; se considera como el resultado de los avances y tendencias tecnológicas a nivel mundial.

La gran diversidad de aplicaciones en donde se requiere de alta resistencia a la tensión, al corte, a la compresión, al impacto, a la flexión, alta rigidez así como a las propiedades eléctricas, químicas que posee, aunado con sus propiedades de superficie lo hacen ser un plástico con gran crecimiento y sustituto de muchos usados actualmente.

Es importante señalar, que el PET grado ingeniería ha presentado algunas dificultades desde su aparición, por lo que no se le ha permitido tener una demanda acelerada en México, básicamente debido al costo relativamente alto, por lo que los fabricantes nacionales de productos en donde se requiere de estos plásticos por sus características, han utilizado otra materia prima que a pesar de no dar las ventajas que dan los plásticos de ingeniería, se han utilizado, la primera razón de este alto costo, en el PET grado ingeniería se ha debido a que es un resina suministrada por importación, aumentado por las tarifas arancelarias ya que se pagan aranceles preferenciales; la segunda razón que ha evitado el acelerado crecimiento del PET grado ingeniería ha sido el desconocimiento de la materia, de sus propiedades y por tal razón de sus ventajas, no solo por parte del consumidor final sino del mismo fabricante de productos finales.

A pesar de ello las perspectivas de crecimiento para el PET grado ingeniería en México son muy favorables debido al gran número de aplicaciones, en mercados tan grandes y esenciales como el automotriz, enseres domésticos y eléctrico-electrónico.

Existe disponibilidad de las materias primas en México para la obtención del PET grado ingeniería, ya que ambas materias primas son producidas internamente, y más aun los aumentos experimentados en últimas fechas de la capacidad instalada y producción permiten que el proyecto sea fácilmente ejecutable en mediano plazo (1995).

Existen tres rutas para producir PET grado ingeniería, la que parte del ácido tereftálico y etilenglicol, la que parte del ácido tereftálico y el óxido de etileno y la última la que parte del dimetil tereftalato y etilenglicol, esta última es la estudiada en este trabajo; la ruta del ácido tereftálico también es una buena opción pero se prefirió la del dimetil tereftalato por tener mayores rendimientos en la reacción, por las condiciones de operación, como presión y temperatura así como los menores tiempos de reacción. La ruta del ácido tereftálico y óxido de etileno no se ha implementado a escala industrial por dar muy bajos rendimientos de reacción, por la presión tan grande de operación, por el medio de la reacción y por el catalizador altamente corrosivo. Se realizó el análisis económico de las rutas de procesamiento para la obtención del PET grado ingeniería, solo entre la del ácido tereftálico etilenglicol y

la del dimetil tereftalato etilenglicol, resultando en costos de inversión mayor esta última en un 3%, para la capacidad de producción de 8 mil toneladas anuales, los costos de producción para esta ruta son menores un 23% para esta misma capacidad.

Las principales etapas en la producción del PET grado ingeniería son la transesterificación, en la cual se debe tener un estricto control en las condiciones de operación para lograr el mayor grado de conversión, como en la temperatura, presión atmosférica, exceso del etilenglicol, cantidad adecuada del catalizador, y del agente opacificante; la segunda etapa es la policondensación al igual que la anterior el control en la operación implica el vacío logrado, la temperatura, la cantidad de catalizador; y la última etapa es la de terminación o bicristalización, que comprende la extrusión de la resina, en donde se da orientación a las moléculas para formar enlaces tridimensionales, lo que da la rigidez a la estructura.

Los principales mercados del PET grado ingeniería son E.U. Europa Occidental y Japón, siendo E.U. el mayor. Las aplicaciones en estas regiones son en su mayoría para el área electrónico-electrónica, automotriz y partes de maquinaria. En E.U. el crecimiento de este plástico ha sido acelerado desde su aparición a la fecha lo que ha permitido lograr una producción tan grande como su capacidad instalada, en los últimos años se ha importado una mínima cantidad del PET grado ingeniería de Europa Occidental, y se espera un mayor crecimiento en los próximos años; en el caso de Japón, cuando se empezó a utilizarlo, las temperaturas de moldeo para la fabricación de los productos, finales eran altas, sin embargo a últimas fechas este crecimiento ha aumentado y en forma sorprendente, pues incluso es el mercado que mayor crecimiento ha registrado, ya que se utilizan otros materiales que permiten menores temperaturas de moldeo. En Europa Occidental se han registrado cifras conservadoras de consumo del PET grado ingeniería.

Una de las razones de este estudio fue que no existe una planta de PET grado ingeniería en México ni se tienen noticias de proyectos al respecto; y por lo tanto se consideró atractivo realizar tal proyecto, sin embargo con el estudio de mercado se conocieron las empresas que a pesar de que no lo fabrican en México, y si en el país de su origen, se encargan de importarlo y que aunque con bajos volúmenes esto es una competencia para nuestro proyecto, tal es el caso de General Electric, Basi, Bayer, Celanese Mexicana y Du Pont.

Los problemas a solucionar para la incursión de este proyecto son la falta de tecnología a nivel nacional, que con la nueva política económica mexicana la compra de esta tecnología en un futuro resultará sencilla.

El otro problema, es el apoyo financiero para este proyecto, si bien es cierto el fomento industrial y el apoyo a estas empresas a crecido, y la inversión extranjera y nacional ha aumentado, la

participación de los inversionistas que actualmente lo hacen con un porcentaje de la inversión a las empresas mexicanas aumentara, gracias a la futura apertura comercial mexicana y en general al cambio politico-economico que se está registrando en nuestro país.

Existen en Mexico politicas de apoyo para este tipo de proyecto, como son, la politica arancelaria, que propone una disminucion, y en un futuro la eliminacion) de los aranceles de importacion lo que permitira un crecimiento en el consumo de esta resina, pues actualmente se pagan aranceles preferenciales, otra de las politicas adoptadas por el gobierno mexicano es la de fomento industrial y apoyo a empresas, asi como las politicas economicas internas, el control del Estado en algunos sectores industriales y sociales que servirán como canal de apertura de mercados para los plasticos de ingeniería.

Se considera que para el proyecto de la producción de este plástico, la posibilidad de incursionar en el es baja, a menos de que se cuente con el respaldo tecnologico de alguna empresa lider como General Electric, Basf o Du Pont.

En Mexico existe personal capacitado que con asesoria adicional pueden incursionar en proyectos de esta naturaleza, en areas como control del equipo de procesos, control en las condiciones de operacion, automatizacion, moldeo, inyección entre otras.

Uno de los factores que apoyan la producción de este plástico es la existencia en México de empresas procesadoras y transformadoras de estos, de gran prestigio como Vitro, Condumex, Resitol, Rotoplast. Además de empresas que utilizan estos materiales como productos finales como Nissan, IBM, Chrysler, Ford.

Como resultados del estudio prospectivo del FET grado ingeniería, se recomienda para este proyecto una capacidad competitiva de 8 000 ton/año.

Los factores mas importantes que determinaron la localización de la planta fue la disponibilidad de la materia prima, el mercado posible del PET grado ingeniería, la competencia de empresas que producen resinas plasticas, el transporte y las condiciones climatologicas, siendo el sitio de localización en el Estado de Puebla, con la posibilidad de establecerla dentro del Parque Industrial, localizado desde San Martín Texmelucan hasta la capital de Puebla.

Con el balance de materia y energia se determinaron las propiedades, características y flujos de cada corriente involucrada en el proceso, necesarios para el dimensionamiento del equipo de procesos, el cual se realizó con metodos cortos y no complejos, con los puntos anteriores se determinaron las variables criticas de cada equipo, los puntos de mayor control, así como la manera de controlarlos lo que se han especificado en la filosofia de operacion, lo que nos permitio comprobar la viabilidad tecnica del proyecto.

Se justifica el diseño empleado en cada equipo, así como la selección del mismo en el apartado de criterios generales de diseño y selección.

La planta cuenta con todos los servicios auxiliares requeridos que serán suministrados por el Municipio o por Femex según corresponda.

Para la obtención de los costos del equipo se emplearon los costos directos de fabricantes y proveedores.

La inversión fija estimada para este proyecto es de \$ 1.0374E10 m.n. por tal razón solicitamos el apoyo financiero de una de las instituciones que están apoyando actualmente a la industria y desarrollo tecnológico nacional, que es Nacional Financiera (Nafin), el esquema financiero que ofrece es vasto y se adapta al proyecto, además de que la tasa de interés aplicable al usuario final es el equivalente a Cetes, otra de las ventajas que ofrece Nafin es la forma de pago que se adapta al proceso ya que la misma empresa es la que limita sus pagos en base a las ventas y estos pagos son sobre saldos insolutos, así como las garantías que ofrece Nafin a los beneficiarios; el programa de apoyo crediticio seleccionado es el de Desarrollo Tecnológico, ya que es el que se ajusto al proyecto, utilizando un intermediario financiero. El proyecto evaluado es el que corresponde para un plazo de dos años, para el pago total del financiamiento; el proyecto permite pagar la mitad del préstamo a Nafin en 1996, en este año la utilidades son usadas en su totalidad para el pago del préstamo, para el año de 1997 las utilidades generadas pagan la otra mitad del préstamo, y además un por ciento de estas se aplican a la misma empresa. El préstamo se estimó en un 46% de la inversión o activo fijo, con un socio minoritario participando con el 2%, el resto, 34%, es por la empresa PET grado ingeniería.

El pago del financiamiento es mensual de \$ 201 916 700.00 m.n., los intereses para este año son de \$ 8.292E9 m/n, siendo el pago total para el año de 1996 (préstamo más los intereses devengados) de \$ 1.0712E10 m/n. Para el año de 1997 el total a pagar con intereses es de \$ 5.336E9 m/n.

Para determinar la viabilidad económica del proyecto, se emplearon métodos de flujo de efectivo descontado, como el valor presente neto, que en este proyecto es de \$ 1.593E10, así como la tasa interna de retorno, del 16%, que resulta mayor que la tasa mínima de rendimiento requerida por el método del valor presente neto.

La alternativa para el pago del financiamiento más viable es para un plazo de 4 años ya que la tasa interna de retorno resulta ser 18% y un valor presente neto de 1.8E10, si nos vamos a una plazo de 10 años los intereses a pagar por el préstamo son tan elevados que el proyecto no resulta viable ya que la tasa interna de retorno es menor que la deseada para este proyecto (12%), así como el valor presente neto. El pagar el préstamo en dos años es la segunda opción viable a seleccionar ya que la tasa interna de retorno y el valor presente neto son altos, sin embargo en este caso el punto de equilibrio es alto, ya que debemos trabajar mínimo al 60% de la capacidad máxima.

## B.O BIBLIOGRAFIA

- (1) - Alvarez, Constantino; "Diseño de Equipo: Tanques y recipientes"; México: Facultad de química, UNAM, 1987.
- (2) - Asociación Nacional de la Industria Química. *Auario estadístico de la Industria Química Mexicana*; Biblioteca del ANIQ; Edición 1988 y 1989.
- (3) - Asociación Nacional de la Industria Química. *Guía de la Industria Química en México*; Biblioteca del ANIQ; Edición 1988
- (4) - C.G.Linck; *Chemical Engineering*; January 13, 145-150, 1958,
- (5) - Cecil H.Chilton; *Cost Engineering in the process Industries*. E.U.; McGraw-Hill, 1978.
- (6) - Charles H.Kofrichter, Jr.; Patente: 2,641,592; E.U., 1953
- (7) - Charles T. Horngren; "Contabilidad de costos"; E.U.; Prentice Hall Hispanoamericana S.A, 1980.
- (8) - *Chemical Engineering : Mixing, liquids, pasts and plastics*; 179-197, June 1954.
- (9) - *Chemical Engineering Cost Estimation*; N.Y: McGraw-Hill, 1958
- (10) - *Chemical Marketin Reporter*; Agosto 13, 1973.
- (11) - Chemical Marketing Reporter; *Chemical Prices*; July 9, 1990
- (12) - Comisión Petroquímica Mexicana; *Plásticos de ingeniería*; México: Biblioteca UNAM; 1988.
- (13) - Crane Co. "Flow of fluid".
- (14) - Dunkan Berkely; *Chemical Engineering*; April, 1957.
- (15) - Emette F. Izard; Patente: 253,028; E.U. 1968.
- (16) - *Encyclopedia of polymer Science and Technology*; 1964-1971.
- (17) - Flory, P.J.J; *American Chemi. Soc.*; V.58, 1-827, 1936.
- (18) - Foust, Alan; "Principios de las operaciones unitarias"; México: CECSA, 1980.
- (19) - Goodman & B.F. Newbitt; *Journal polymer Society*; V.8, No.1, 1-22, 1958.
- (20) - Goodman; *Polyesters*; V.1, 1978, N.Y.

- (21) - Gortari Montañó Andrea "Estudio técnico económico para la fabricación de envases de PET en México"; Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química; México, D.F. Universidad Nacional Autónoma de México, 1989.
- (22) - Greenwich; *Society of plastics Engineers*, *Plastics Engineering*, V.15, 1980.
- (23) - Griel & Günther Schnock; *Journal Polymer Sci.*; V.30, 413-422 1958.
- (24) - Hans J. Zimmer, *Chemical and Engineering News: Polyester fiber processes going continuous*; V.43, No.49, Dec. 6, 1965.
- (25) - Harlam How; *Chemical Engineering: Condensers*; 174-182, February 1956.
- (26) - Harold A. Wittcoff, Bryan G. Reuben; "Productos químicos orgánicos industriales"; V.1-2; México: Limusa, 1985.
- (27) - Harry R. Billica; *Patente*: 2,647,885; E.U., 1951.
- (28) - Heinz Zimmermann & Heinz Versauer; *Patente*: 30,903; Alemania.
- (29) - Instituto Mexicano de Plásticos Industriales. *Panorama Nacional del Sector Plásticos*; México: CONACYT, 1989.
- (30) - J.G. Cook, J.T. Dickson, A.R. Lowe & J.R. Winfield & ICI; *Patente*: 604,985; Inglaterra.
- (31) - *Journal Chem. Soc.*; Mayo 1940.
- (32) - Kern, Donald; "Procesos de Transferencia de Calor"; México: CECSA, 1987.
- (33) - Kirk Othmer; *Encyclopedia of Chemical Technology: Vacuum and reactors*; N.Y.
- (34) - L. Tawfik, A.M. Chauvel; "Administración de la producción"; México: McGraw-Hill, 1984.
- (35) - Lagarde Torres Marco; "Estudio del vacío, equipo industrial y métodos de selección"; Tesis de licenciatura en Ingeniería Química; México D.F. Universidad Nacional Autónoma de México, 1979.
- (36) - Lawrence; *Polyester Resin*; 79-105, 1959, N.Y.
- (37) - Ludwig, Robert; "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"; 2a Ed.; V.3
- (38) - M.G.E. Edwards, R.J. Reynolds; *Patente*: 2,503,251; E.U.

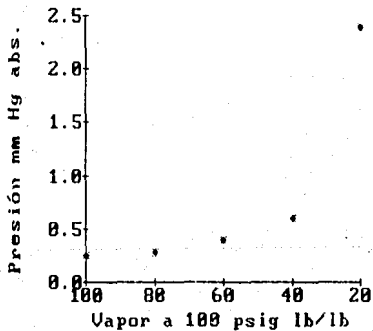
- (39) - Marshall, J. & Tood; *Transaction Faraday Soc.*; V.49, 67, 1953.
- (40) - Mc Ketta, John; *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*; Marcel Dekker, inc. 1977.
- (41) - Mihail, R., Istratou, Al. Lupu & E. Georgescu; *Studia si cerc. de chimie*, V.12, 161, 1958.
- (42) - *Modern Plastics Encyclopedia*; 100-121; McGraw-Hill Inc., 1972, N.Y.
- (43) - Owen B.E. & Rowland Hill; *Journal polymer Sci.*, V.8, No.1, 1-22, 1952.
- (44) - Perry, John H.; "Manual del ingeniero químico"; Traducción al español: UTEHA, 1966.
- (45) - Peter Ellwood; *Chemical Engineering: Continuous polyester condensation is obtained with two reactors*; V.74, No.24, Nov. 1967.
- (46) - Peters, Max Stone; "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"; N.Y.: Mc Graw-Hill Chemical Engineering Series; 1968
- (47) - Pohl, H.A.; *Journal Am. Chem. Soc.*; V.73, 5, 560, 1951.
- (48) - Richie, P.D. & Allan, R.J.; *Journal Chem. Soc. London*; 717 1955, 563 1956, 524 1957
- (49) - Rodriguez Martínez R.; "Manufactura, usos y propiedades del PET"; Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química México, D.F. Universidad Nacional Autónoma de México, 1988.
- (50) - Ross, S.D. Colburn; *Journal polymer Sci.: Isolation of trimer from polyethylene terephthalate film*, V.13, 406 1954.
- (51) - Smith, S; "Ingeniería de la Cinética Química"; México: CECSA 2a Edición, 1986.
- (52) - Treybal, Robert; "Operaciones de Transferencia de masa"; México: Mc Graw-Hill, 1988.
- (53) - Van Winkle; "Distillation"; N.Y.: Mc Graw-Hill, 1967.
- (54) - Wendt H.C; *Plastics Engineering*; No.38, 29, 1982.

## 9.0 APENDICE

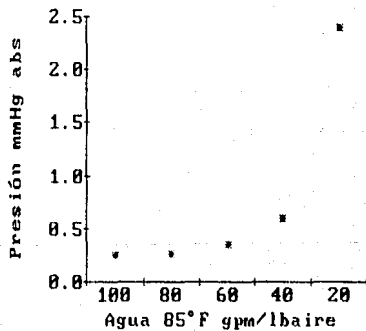


A-1 Eyectores

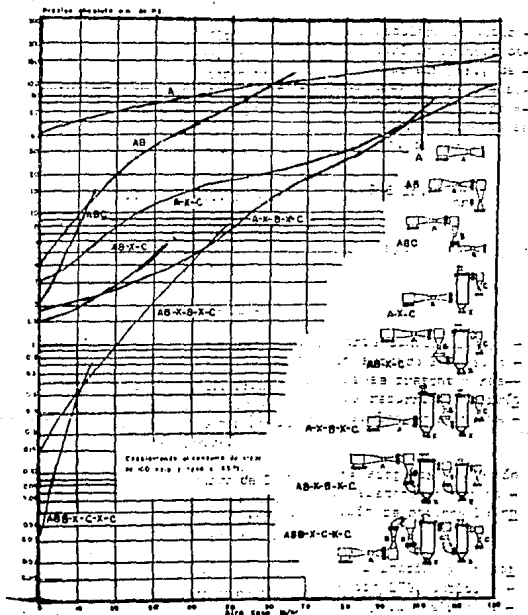
CANTIDAD DE VAPOR REQUERIDO  
PARA 4 ETAPAS DE EYECTORES



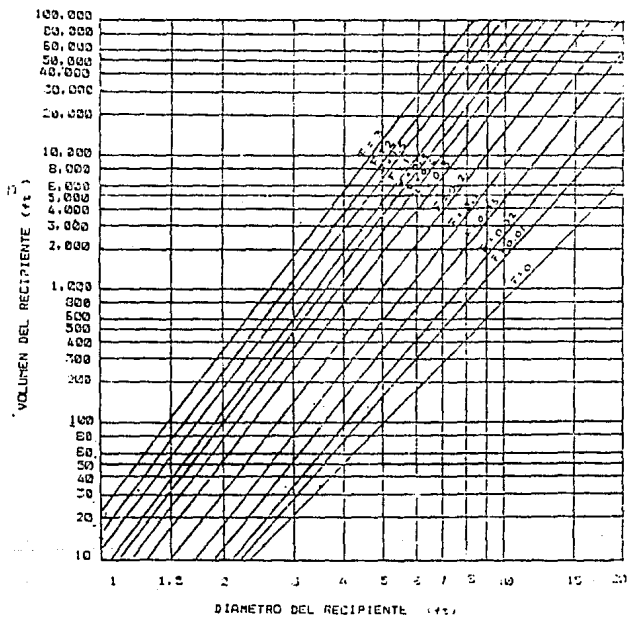
CANTIDAD DE AGUA REQUERIDA  
PARA 4 ETAPAS DE EYECTORES



A-2 Comparación para la selección del sistema de eyección.  
 Vapor saturado 100 psig y agua a 85°F



A-3 Diametro del recipiente









A-6 Dimensiones de cabezas torosféricas

H(*) :	80			82			84			86			88			90		
	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	
1 1/16	10	3 5/8	42	3	10	3 1/2	51	3 7/8	60									
1 1/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 1/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 3/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 1/2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 5/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 3/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
1 7/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 1/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 1/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 1/2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 3/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 1/2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 5/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 3/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
2 7/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 1/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 1/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 1/2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 3/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 1/2	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 5/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 3/4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
3 7/8	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					
4	10	3 5/8	40	3	10	3 1/2	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72					

H(*) :	78			84			90			96			102			108			114		
	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	r	r	icr	
1 1/16																					
1 1/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 1/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 3/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 1/2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 5/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 3/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
1 7/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 1/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 1/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 1/2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 3/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 1/2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 5/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 3/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
2 7/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 1/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 1/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 1/2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 3/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 1/2	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 5/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 3/4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
3 7/8	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							
4	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108							

A-7 Dimensiones de tubería de acero (IPS)

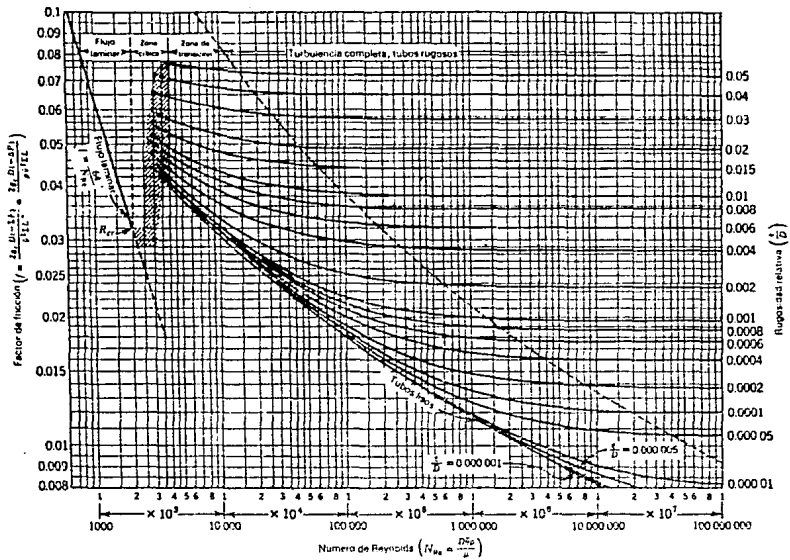
Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE. plg	Cédula No.	DI. plg	Área de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lineal, plg <sup>2</sup> /pie		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
1/2	0.403	40*	0.269	0.025	0.109	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.053	0.32
3/4	0.540	40*	0.361	0.061	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
1	0.675	40*	0.493	0.102	0.177	0.120	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1 1/2	0.810	10*	0.622	0.161	0.230	0.163	0.83
		80†	0.516	0.205		0.143	1.00
2	1.05	40*	0.823	0.241	0.275	0.210	1.13
		80†	0.712	0.312		0.194	1.48
3	1.32	40*	1.04*	0.364	0.344	0.274	1.68
		80†	0.837	0.718		0.250	2.17
3 1/2	1.66	40*	1.250	1.50	0.433	0.342	2.29
		80†	1.274	1.29		0.335	3.00
4	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.70		0.393	3.64
6	2.38	40*	2.067	3.35	0.672	0.542	3.66
		80†	1.930	2.95		0.508	5.04
8	2.88	40*	2.461	4.70	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
10	3.50	40*	3.084	6.01	0.917	0.801	7.58
		80†	2.900	6.01		0.760	10.3
14	4.50	40*	4.020	12.7	1.178	1.053	10.8
		80†	3.820	11.5		1.002	15.0
18	6.625	40*	6.065	28.0	1.734	1.600	19.0
		80†	5.701	26.1		1.610	23.6
24	8.625	10*	7.051	50.0	2.258	2.060	28.8
		80†	7.025	45.7		2.000	43.4
30	10.75	40*	10.02	74.8	2.811	2.62	40.5
		80†	9.75	71.0		2.55	51.5
12	12.75	30	12.09	115	3.334	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.605	3.47	54.6
18	18.0	30	15.25	193	4.189	4.00	65.0
18	18.0	20*	17.25	231	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	353	5.717	5.58	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.241	6.09	94.7

\*Comúnmente conocida como estándar.

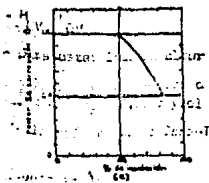
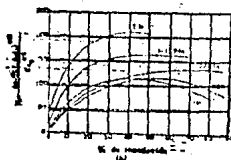
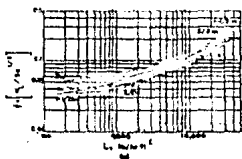
†Comúnmente conocida como extrafuerte.

‡Aproximadamente.

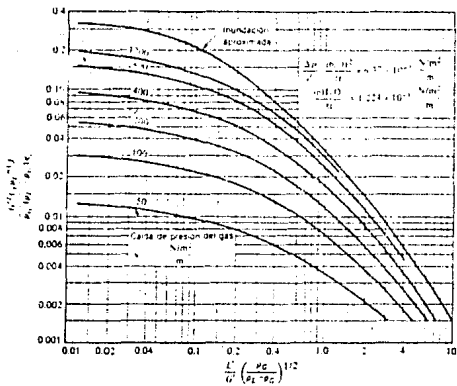




3-9 Características en función de empaque



# A-10 Inundación y caída de presión en torres empacadas

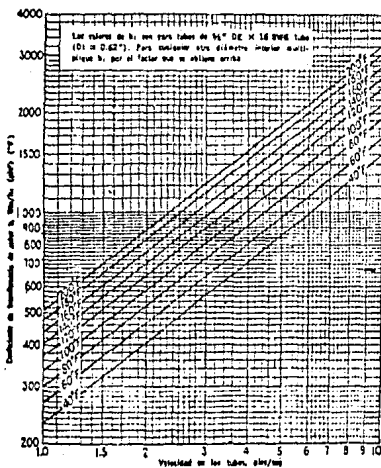
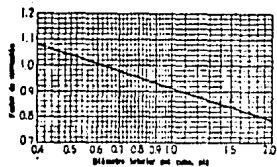


Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Erker<sup>(1)</sup>, Chemical Process Products Division, Norton Co.) Para unidades SI (kg, m, s).  $g = 1$ ,  $C_0$  de la tabla 6.3, y utilizar  $f = 1$ . Para  $G' = (lb_m / ft^2 \cdot h)$ ,  $g = (lb_m / ft^3)$ ,  $\rho_L = \text{centip.}$ ,  $g = 4.18(10^3)$ ,  $C_0$  de la tabla 6.3, y utilizar  $f = 1.502$ .

A-11 Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.382	0.0623	0.1309	0.0716	0.403
	14	0.083	0.331	0.0576		0.0571	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0669	0.379
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1123	0.100
3/4	10	0.134	0.482	0.152	0.1963	0.1263	0.465
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.484
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.517
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.527
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.517
	15	0.072	0.608	0.289		0.1587	0.571
	16	0.061	0.630	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.311		0.1660	0.469
	18	0.049	0.632	0.331		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.335	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.831	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.716
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2199	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2386	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.980		0.2886	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2942	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3013	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3363	2.37
	9	0.118	1.20	1.14		0.3162	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3269	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3350	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.31	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3553	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

A-12 Curva de transferencia de calor, agua en los tubos



A-13 Características del filtro tipo precapa

CARACTERÍSTICAS	1	2	3	4	5
% de soldos (base seca)	> 20	20	10	1	0.1
velocidad de formación	> 20 l/min/Seg	> 20 l/min/min	< 10 mm/min	< 1 l/min/min	-
velocidad de filtración l/s/m <sup>2</sup> /h	15 000	1 000	100	50-5 000	50-5 000
<b>EQUIPO RECOMENDADO</b>					
horizontal	●				
tambor	●	●	●		
discos		●	●		
precapa				●	●
de presión		●	●	●	●

LINEA ESTANDAR, FILTROS DE TAMBOR																				
DIAMETRO (mm)	915			1524			1980			2440			3200							
LARGO (mm)	915	1200	1524	1524	1830	2135	1830	2135	2440	2745	2440	3050	3650	4250	4850	4270	4890	5490	6060	6705
A F (m <sup>2</sup> )	28.2	37.7	47.1	78.5	94	110	125	143	163	183	201	251	302	352	400	462	528	594	660	725
m <sup>2</sup>	7.6	3.5	4.4	7.2	8.7	10.1	11.4	13.3	15.1	17.1	19.1	23.4	28.1	32.8	38.0	43.0	49.2	55.3	61.3	67.4

A-14 Disposicion de los espejos de tubos arreglo triangular

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 1/2" plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza Di. plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza Di. plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	30	35	37	41	45	8	37	40	44	47	51
10	42	56	47	42	36	10	61	82	60	36	70
12	109	98	86	82	78	12	92	82	78	74	71
13 1/4	127	111	96	90	86	13 1/4	109	109	96	82	71
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	131	158	122	118	110
17 1/4	239	231	194	188	178	17 1/4	203	196	179	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	304	290	21 1/4	316	302	274	272	269
23 1/4	442	426	388	378	364	23 1/4	364	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	398	384
27	637	602	559	536	521	27	539	531	488	474	464
29	751	692	640	620	594	29	630	604	576	533	508
31	847	822	766	732	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	828	33	836	830	774	770	732
35	1102	1066	1004	988	958	35	970	938	882	864	818
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	970
39	1377	1330	1258	1218	1212	39	1206	1176	1124	1100	1078

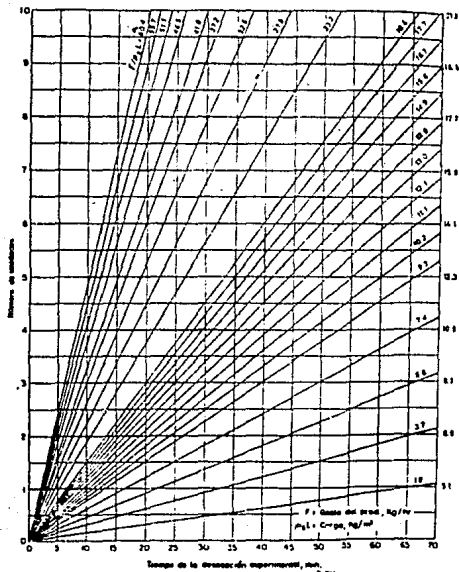
  

Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/2" plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 1/2" plg										
8	10	12	13 1/4	15 1/4	17 1/4	19 1/4	21 1/4	23 1/4	25	27	29	31	33	35	37	39
21	16	16	14													
32	32	26	21													
52	52	48	46	44												
66	66	58	54	50												
91	86	80	74	72												
131	118	109	104	94												
163	132	140	136	128												
188	170	161	160													
211	232	212	212	202												
294	282	286	282	242												
349	334	322	298	286												
397	376	335	334	316												
472	451	430	421	400												
538	522	484	470	454												
604	592	562	546	532												
674	664	632	614	598												
769	736	700	658	672												

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 1/2" plg					
12	13 1/4	15 1/4	17 1/4	19 1/4	21 1/4
18	14	14	12	12	12
27	27	18	16	14	14
36	34	32	30	27	27
48	44	42	38	36	36
61	58	55	51	48	48
78	72	70	66	61	61
95	91	88	80	76	76
115	110	105	98	95	95
136	131	125	118	115	115
160	154	147	141	136	136
181	177	172	165	160	160
215	206	200	190	184	184
246	238	230	229	215	215
275	268	260	252	246	246
307	299	290	281	275	275

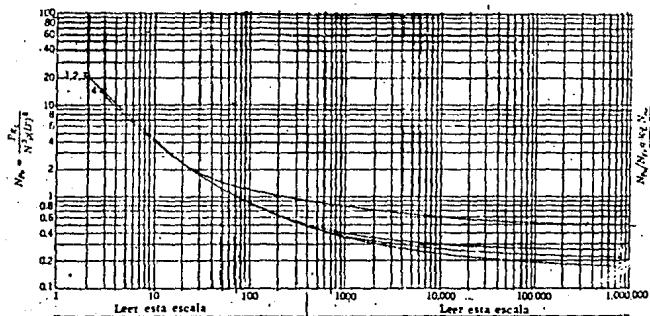
A-15 Grafica para calcular el tamaño del secador de circulación atravesadora





A- 16-1 Curva de  $N_{po}$  como función del  $NRe$  sin deflectores

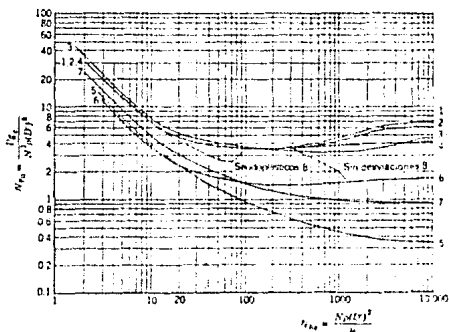
Tipo de impulsor	$\frac{D_i}{D}$	$\frac{z_i}{D}$	$\frac{z_l}{D}$	$a$	$b$	No.
Impulsor mixto, 3 aspas, paso = $2D_i$	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	1.7	18	1
La misma No. 1, pero paso = $1.05D_i$	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	2.3	18	2
La misma No. 1, pero paso = $1.04D_i$	4.5	2.7-3.9	0.75-1.3	0	18	3
La misma No. 1, pero paso = $D_i$	3	2.7-3.9	0.75-1.3	2.1	18	4



$$N_{po} = \frac{N_p(D)^3}{\mu}$$

- $D_i$  = Diámetro del impulsor  
 $D$  = Diámetro del tanque.  
 $z_i$  = Elevación del impulsor.  
 $z_l$  = Elevación del líquido.

A- 16-2 Curva de  $N_{Po}$  como función del  $N_{Re}$  para agitadores de helice de tres palas



A- 17 Correlación de potencia para una turbina de 6 palas con fluidos no Newtonianos

