

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

“ANTEPROYECTO PARA UNA PLANTA  
PRODUCTORA DE POLICAPROAMIDA”

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A

LUIS PICHARDO ESQUEDA

MEXICO, D. F.

1973



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

PRESIDENTE PROF:		ENRIQUE RANGEL TREVIÑO
VOCAL	"	EDUARDO ROJO Y DE REGIL
SECRETARIO	"	GERARDO BAZAN NAVARRETE
1er. SUPLENTE	"	FERNANDO ITURBE HERMAN
2do. SUPLENTE	"	MARIO RAMIREZ Y OTERO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: FACULTAD DE  
CIENCIAS QUIMICAS

SUSTENTANTE: LUIS PICHARDO ESQUEDA

ASESOR DEL TEMA: ING. GERARDO BAZAN N.

A LA MEMORIA DE MI PADRE

LUIS PICHARDO PASTRANA.

A MI MADRE:

EVANGELINA ESQUEDA VDA. DE PICHARDO

POR TODOS SUS SACRIFICIOS.

A NATY Y MONTZE CON TODO MI CARIÑO.

A MIS MAESTROS, AMIGOS Y A TODAS -  
AQUELLAS PERSONAS QUE EN UNA U OTRA  
FORMA CONTRIBUYERON EN LA REALIZA--  
CION DE ESTA TESIS.

## I N D I C E

- 1.- Introducción.
- 2.- Conclusiones y Recomendaciones.
- 3.- Generalidades.
- 4.- Descripción del proceso.
  - 4.1 Preparación.
  - 4.2 Polimerización.
  - 4.3 Hilado.
  - 4.4 Embobinado.
  - 4.5 Estirado.
  - 4.6 Diagrama de flujo.
- 5.- Estudio del Mercado.
  - 5.1 Proyección de la Demanda.
  - 5.2 Competencia.
  - 5.3 Capacidad del Proyecto.
- 6.- Balance de Materiales.
  - 6.1 Balance de Materiales Polimerización.
  - 6.2 Balance de Materiales Hilatura.
- 7.- Balance de Energía.
  - 7.1 Balances de Energía.
  - 7.2 Consumo de Vapor.
  - 7.3 Consumo de Energía Eléctrica.
  - 7.4 Temperatura y Alimentación de las Calderas.
  - 7.5 Combustible Consumido.

8.- Estimación de la Inversión.

8.1 Bases para la estimación de la Inversión fija.

8.2 Cálculo del Equipo.

9.- Estudio Económico.

9.1 Costos y Gastos de Fabricación.

9.2 Ventas.

9.3 Inversión Total.

9.4 Participación de los trabajadores en las Utilidades de la Empresa.

9.5 Impuesto sobre la Renta.

9.6 Estado de perdidas y ganancias.

9.7 Sensibilidad de la Rentabilidad.

10.- Estados Proforma.

10.1 Estado Proforma de Pérdidas y Ganancias.

10.2 Estado Proforma de Movimiento de Caja.

10.3 Balances Proforma.

10.4 Rentabilidad Descontada.

11.- Bibliografía.

CAPITULO 1.-

INTRODUCCION.

## I N T R O D U C C I O N

El vestido junto con el alimento y la habitación representan las necesidades básicas del ser humano. El vestido ha servido tanto para protegerle de las inclinencias meteorológicas como para llenar una función social y psicológica, lo cual se puede observar siguiendo la evolución del vestido a través del tiempo y del espacio.

Las fibras textiles son las materias primas más importantes para la manufactura de tejidos, dichas fibras las podemos clasificar en dos grandes grupos: Naturales y Sintéticos. Dentro de las fibras sintéticas, las fibras poliamídicas son de las de mayor importancias.

La creciente demanda de materiales textiles no puede ser satisfecha tan solo con la producción de fibras naturales es ya que ésta se encuentra limitada principalmente por factores climatológicos mientras que la elaboración de fibras sintéticas prácticamente no tiene límite; por lo tanto es necesario complementar la producción de fibras naturales con las fibras sintéticas para satisfacer la demanda de fibras textiles.

En nuestro país la Industria de los Textiles sintéticos es de reciente creación, ya que hasta 1943 se estableció la primera planta para la fabricación de rayón, mediante el proceso de viscosa y en 1957 se establece la primera planta polimerizadora de nylon 6 con capacidad de 165 Ton. anuales.



les, desde entonces se han establecido otras unidades teniéndose en la actualidad una capacidad instalada de 17,100 Ton.-anuales de nylon 6 textil. Sin embargo el consumo aparente de nylon 6 es de 325 gr/nat./año, el cual puede considerarse relativamente bajo, en comparación al consumo registrado en otros países, lo cual aunado con el crecimiento demográfico -- del país es posible prever un gran desarrollo de la industria de las fibras sintéticas en general y la del nylon en particular.

Hasta el momento y por lo que puede preverse para el futuro el nylon 6 es el único nylon de importancia para -- nuestro país, debido a que el monómero es producido en cantidades suficientes para asegurar la satisfacción de la demanda actual y futura de este polímero.

Objetivo.- Por lo anteriormente expuesto, es manifiesta la importancia que para el desarrollo de México, tiene ésta rama de la Industria y en virtud a lo cual, el presente-anteproyecto tiene como objeto el determinar la factibilidad-del establecimiento de una nueva unidad polimerizadora de poliacapromida desde un punto de vista técnico y económico, como una contribución al desarrollo de ésta industria por demás modesta.

CAPITULO 2.-

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

### CONCLUSIONES

1.- El mercado Mexicano de fibras artificiales es un mercado en expansión, por lo cual se puede preveer que en un futuro próximo la demanda de Nylon no podrá ser satisfecha con la capacidad actual instalada, por lo cual una nueva unidad -- productora tendrá un atractivo mercado.

2.- El suministro de materias primas queda asegurado debido a que la empresa UNIVEX, S.A. tiene una capacidad de producción de 40,000 toneladas por año de las cuales sólo se consumen 17,000 toneladas en la actualidad.

3.- Debido a la disponibilidad de caprolactama el tipo de nylon que debe ser producido es el nylon 6 cuya tecnología está totalmente probada y se encuentra disponible en el -- mercado internacional.

4.- La capacidad de la planta se estima en 14,400 Toneladas por año.

5.- La inversión estimada para la realización del proyecto es de \$ 400,000,000.00

6.- La realización de este proyecto es atractiva ya -- que se espera una rentabilidad estática del 25% y una rentabilidad descontada de 22.7% sobre la inversión total, considerando un plazo de 10 años como vida del proyecto y al fin de dicho -- plazo se considera una recuperación nula.

7.- El análisis de sensibilidad de la rentabilidad -- muestra que un aumento del 20% sobre el estimado de la inversión total requerida produce una rentabilidad del 20.8%. Una --

disminución del 20% en el ingreso estimado por ventas produce una rentabilidad del 13.6% y por último, un aumento del 20% en los costos y gastos de producción dan como resultado una rentabilidad del 18.6%.

Del análisis anterior se puede observar que a pesar de las variaciones tan drásticas en los mencionados rubros la rentabilidad sigue siendo atractiva.

8.- En base a lo anteriormente expuesto se puede concluir que tanto desde el punto de vista técnico como económico es factible la instalación de una nueva planta productora de nylon textil.

#### RECOMENDACIONES

Del estudio anterior se desprende la conveniencia de que se proceda a la realización de una segunda etapa en la cual se determine el mercado con mayor exactitud, los tipos de hilos que deban ser elaborados, los hábitos del consumidor, los canales de distribución y la localización más adecuada para la planta.

Por otra parte, conviene establecer contactos con proveedores de la tecnología a fin de seleccionar la tecnología más conveniente, y se estudie las posibilidades de financiamiento del proyecto.

midor, los canales de distribución y la localización más adecuada para la planta.

Por otra parte, conviene establecer contactos con proveedores de la tecnología a fin de seleccionar la tecnología -- más conveniente, y se estudie las posibilidades de financiamiento del proyecto.

CAPITULO 3.-

GENERALIDADES.

## GENERALIDADES.

CONVENCIONES.

La palabra nylon es nombre genérico que sirve para designar a las poliamidas hilables, por lo tanto, cuando se desea mencionar a un compuesto específico se emplea un sistema numérico que expresa la composición química de las poliamidas.

Las poliamidas se pueden obtener de aminoácidos o de los ácidos dicarboxílicos y diaminas. Para las poliamidas obtenidas a partir de diaminas y ácidos dicarboxílicos se emplea -- una combinación de dos cifras, la primera de ellas se refiere -- al número de carbonos que tiene la cadena de la diamina y la segunda indica los átomos de carbono pertenecientes al ácido. Cuando la poliamida se deriva de un aminoácido o de su lactama se -- indica por un sólo número que indica así mismo la cantidad de átomos de carbono que forman la cadena. Los copolímeros se indican por los números correspondientes y entre paréntesis se señala la composición por ciento de cada uno.

HISTORIA.

El estudio de las poliamidas fue emprendido en los Estados Unidos de América por la compañía Du Pont en el año de -- 1928, cuando el doctor Wallace Hume Carothers inició la investi

investigación básica sobre la estructura de las sustancias de alto peso molecular, se estudiaron polímeros del ácido aminocaproico, resinas poliamídicas obtenidas de diaminas y ácidos dibásicos, así como poliesteres. De estas investigaciones dieron como resultado la obtención de un polímero obtenido a partir de la hexametilendiamina y del ácido adípico. En el año de 1939 se empezó a producir en escala comercial.

En Alemania desde 1930 se estudiaba la posibilidad de obtener fibras sintéticas, hasta que Paul Schlack en la I.G. Farbenindustrie obtuvo una superpoliamida del ácido aminocaproico preparada de la hidrólisis de la lactama de dicho ácido y polimerizada por medio del calor. En el año de 1940, se empezó a producir aplicándose para fines bélicos y en el año de 1945 empezó a venderse con el nombre de Perlón L.

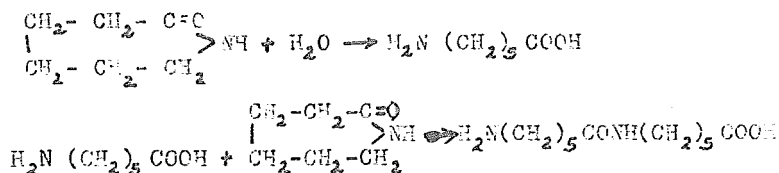
### POLIMERIZACION.

Las resinas poliamídicas se pueden obtener por diferentes métodos, todos ellos se basan en reacciones destinadas a producir grupos amida.

La policaproamida se obtiene por medio de la polimerización térmica de la caprolactama, el calor únicamente es suficiente para que se efectúe la polimerización; dando por resultado una mezcla en equilibrio consistente de 90% de polímero y 10% de monómero. El polímero se encuentra formado por cadenas de diferentes longitudes.



La reacción se puede iniciar o finalizar en el cultivo de la lactama, obteniéndose ácido aminocaproico.



Esta última etapa se repite para dar lugar al polímero.

Para abrir el anillo de la caprolactama se han propuesto otros reactivos tales como alcoholes, aminas, ácidos orgánicos y metales alcalinos; pero hasta ahora el agua ha sido el más conveniente, también es posible iniciar la reacción agregando aminoácidos o sal de nylon.

#### PROPIEDADES QUÍMICAS.

La polycaproamida presenta una escasa reactividad, esto es natural ya que el polímero se encuentra constituido por grupos metilénicos, amida y cuyos grupos terminales son carboxílicos y amina. A excepción de los grupos terminales que se encuentran en pequeña cantidad comparados con los otros, los grupos amida son los que presentan mayor reactividad, en menor grado los carbonos en posición con respecto a los grupos amida.

La reacción más frecuente es la de la hidrólisis -

del grupo amida. El grupo no reacciona con la poliamida a temperaturas inferiores de  $100^{\circ}\text{C}$ , a temperaturas superiores puede producirse una hidrólisis total.

En presencia de ácidos minerales fuertes y de ácidos orgánicos también fuertes se presentan efectos permanentes, con los ácidos orgánicos débiles la acción es reversible o no existe la presencia de alcalis cáusticos, a temperaturas altas producen efectos importantes.

Los agentes oxidantes fuertes así como el cloro de algunos agentes blanqueadores lo atacan.

#### ESTRUCTURA BIFÁSICA.

La mayoría de los polímeros hilables presentan una estructura parcialmente cristalina. Esto se observa en forma más directa por medio de la difracción de rayos X, en las cuales se pueden distinguir dos regiones, una representada por figuras más precisas correspondientes a regiones del polímero ordenadas en tres dimensiones y otra difusa perteneciente a las secciones del mismo polímero en fase amorfa.

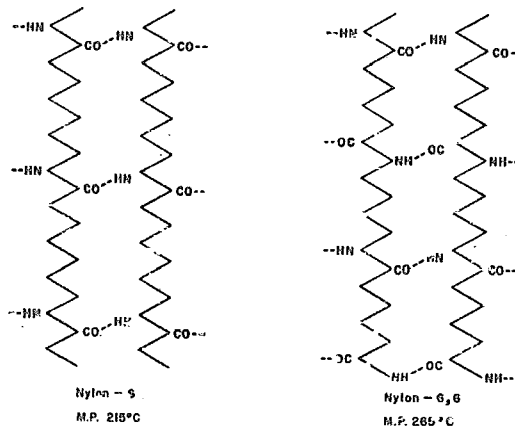
La difracción de rayos X para el nylon, presenta arcos de difracción bien definidos correspondientes a los cristales y un anillo difuso continuo pertenecientes a la zona amorfa. De éstas mismas figuras se deduce que el cristal no tiene suficiente longitud como para contener una molécula entera, por lo tanto, una parte o partes de la molécula puede encontrarse en fase amorfa mientras que el resto de la cadena puede encontrarse en fase cristalina.

ENLACES INTERMOLECULARES.

Las poliamidas presentan una mayor tendencia a orientarse por medio de enlaces de hidrógeno intermoleculares que la mayoría de los otros polímeros.

Las fuerzas intermoleculares tienen gran influencia sobre el punto de fusión, solubilidad, resistencia de la fibra a la tensión y por lo tanto de su utilidad.

En las poliamidas el hidrógeno del nitrógeno de un grupo amida pertenecientes a una molécula poliamídica, puede asociarse con el carbonilo del grupo amida de una molécula vecina.



Cuando el número de átomos de carbono es impar, existen menor número de enlaces intermoleculares, observándose puntos de fusión más bajos. Los enlaces intermoleculares permiten así mismo mayor cristalinidad y menor solubilidad.

PESO MOLECULAR.

Las poliamidas al igual que los demás polímeros sintéticos se encuentran formados por mezclas de moléculas de diferentes tamaño, siendo por lo tanto el peso molecular del polímero un peso molecular medio.

Los polímeros no se encuentran formados por una mezcla de moléculas de peso molecular totalmente irregular, sino que corresponden a una distribución determinada por el mecanismo de reacción.

El peso molecular de los superpolímeros no puede ser determinado por los métodos clásicos usados en la obtención de pesos moleculares de moléculas pequeñas, ya que en general las disoluciones diluidas de polímeros no obedecen la ley de Raoult, por lo cual se han desarrollado métodos especiales; un método experimental determinado permite medir con precisión, aquellos pesos moleculares comprendidos dentro de un intervalo determinado, por lo tanto, se determinan diferentes tipos de pesos moleculares medios según el método experimental usado.

W.H. Carothers hizo notar que no solo es el peso molecular lo que confiere a los polímeros en general sus propiedades, sino que el peso molecular en unión con otros factores tales como el grado de simetría lineal, el grado de orientación y la polaridad de la molécula tendrán influencia sobre propiedades tales como punto de fusión, insolubilidad, flexibilidad, resistencia a la tensión y lustre de la fibra resultante.

#### DENSIDAD.

El nylon 6 y el nylon 66 tienen una densidad relativa de 1.14 mientras que la seda tiene 1.25, la lana 1.30, el algodón 1.55 el acetato 1.33 y la viscosa 1.52. De la com

paración de estas densidades se desprende que tanto el nylon 6 y el nylon 66 tienen densidades más bajas que las principales fibras naturales y el rayón.

#### PUNTO DE FUSION.

Los cristales de un polímero funden dentro de un cierto intervalo de temperatura, pero existe una temperatura arriba de la cual los cristales no pueden existir, a tal temperatura se le llama punto de fusión. Los puntos de fusión de varias poliamidas pueden verse en la siguiente tabla.

#### PUNTOS DE FUSION DE VARIAS POLIAMIDAS.

Polímero	Pf <sup>°C</sup>
Policapreamida (Nylon 6)	225(215)
Nylon II	194
Nylon 6.6	265
Nylon 6.10	227
Nylon 9.9	175
Nylon 10.91	214
Nylon 10.10	210

#### RESISTENCIA TERMICA.

Cuando se calienta el nylon la resistencia a la rotura disminuye siendo esto muy grande cuando se alcanzan temperaturas superiores a los 100°C.

La degradación es una oxidación ya que las pérdidas de tenacidad disminuyen mucho en ausencia de oxígeno. --

Las pérdidas de tenacidad son causadas por la rotura de las cadenas, esto puede observarse graficando el porcentaje de pérdidas en la carga a la ruptura contra viscosidad relativa obteniéndose una curva similar a la siguiente.

#### PROPIEDADES OPTICAS.

Al retirar una fibra en frío, las cadenas del polímero se orientan dando por resultado una birrefringencia positiva; el estirado aumenta también el brillo, siendo este efecto debido a la orientación de los cristales.

La opacidad del polímero depende del grado de cristalización, si la cristalización es poca, el polímero será opaco en cambio si durante el proceso se logra una cristalización mayor, el polímero resultante será brillante.

El aspecto mate de las fibras poliamídicas comerciales se suele aumentar mediante el empleo de un pigmento con índice de refracción elevado, como lo es el dióxido de Titanio.

#### RESISTENCIA A LA LUZ.

Las poliamidas cuando son expuestas a la luz solar se degradan con lo cual las cadenas del polímero se rompen disminuyendo la longitud de las mismas, esto se manifiesta en una pérdida de tenacidad.

La degradación es una reacción de oxidación, por lo tanto el oxígeno es necesario para que la reacción se efectúe.

Al aumentar la temperatura la reacción se acelera, esto se debe probablemente a que la velocidad de difusión del oxígeno en la fibra se incrementa. Los rayos ultravioleta de menor longitud de onda (menos de  $3000\text{\AA}$ ) producen efectos más intensos que los de longitud de onda mayor. La degradación es también mayor cuando se aumenta la concentración de oxígeno, así mismo cuando se incrementa la tensión del hilo sometido a la radiación.

Los compuestos empleados para lograr el aspecto mate del hilo retardan la reacción; los colorantes tienen influencia en la reacción ya sea acelerándola o retardándola, siendo en algunos casos este efecto considerable.

#### PROPIEDADES ELECTRICAS.

La resistividad de las poliamidas es muy baja, debido a la escasa absorción de humedad. La conductividad aumenta al aumentar la absorción de humedad. Es posible que el agua en especial la absorbida en la superficie sea la responsable de la mayor parte de la conductividad. La resistividad para la corriente continua es en las poliamidas función exponencial de la temperatura como ocurre en los materiales aislantes.

Las propiedades aislantes se manifiestan también en la facilidad con que los hilos acumulan cargas eléctricas estáticas positivas y negativas.

PROPIEDADES ELECTRICAS A 2400 v y 60 CICLOS-SEGUNDO

	Cte. Die ec.	Factor de Potencia.
Nylon 6	6.1	0.4
Nylon 66	3.9-7.6	0.01-0.09



TABLA COMPARATIVA DE LAS PROPIEDADES DE ALGUNAS POLIAMIDAS.

PROPIEDAD	UNIDAD	NYLON 6	NYLON 66	NYLON 11
Densidad Relativa.	- - - -	1.14	1.14	1.04
Resistencia a la tensión a 73° F	psi	12,000	11,800	8,500
al 70° F	psi	7,200	7,600	6,800
Elongación a 73° F	%	50-90	60	120
al 70° F	%	100-200	320	350
Módulo de Elasticidad. a 73° F	psi	400000	400000	178000
Dureza Rockwell	- - - -	R 118	R 118	R 100.5
Temperatura de flujo	F	419	480	356
Coefficiente de Expansión Térmica Linear.	F	$4.8 \times 10^{-5}$	$5.5 \times 10^{-5}$	$5.5 \times 10^{-5}$
Conductividad Térmica	BTV/hr/ ft <sup>2</sup> /°F/in	1.2	1.7	1.5
Calor Específico.	$\frac{B}{T}$	0.4	0.4	0.5
Resistencia Dieléctrica (corto tiempo)	Volts/mil	480	385	430
Constante Dieléctrica.	100 ciclos	4.8	3.9	3.3
Absorción de Agua	24 Hr	2.3	1.5	0.4
Resistividad Volu- métrica.	ohm-cm	$4.5 \times 10^{13}$	$4.5 \times 10^{13}$	$4 \times 10^{14}$
Constante Dieléctrica. a 100 <sup>3</sup> ciclos	_____	4.6	4.0	3.5
Factor de Potencia. a 103 <sup>3</sup> ciclos	- - - - -	0.05	0.02	0.03
Absorción de agua	- - - - -	1.6	1.5	0.4
Inflamabilidad	in/min	auto extintor	auto extintor	auto extintor

## USOS FINALES DE ALGUNAS POLIAMIDAS

APLICACION	NYLON 6	NYLON 66	NYLON II	NYLON COPOLIMÉROS
Fibras Textiles.	Sí	Sí	Algo	Ligero
Filamentos y Cerdas.	Sí	Sí	Sí	Ligero
Extrucción	Sí	Sí	Sí	Sí
Moldeo	Sí	Sí	Sí	Sí
Películas.	Sí	Sí	Sí	Ligero
Adhesivos.	No	No	No	Sí
Cementos Termo plásticos.	Ligero	Ligero	Sí	Sí

EFECTOS DE LA HUMEDAD.

El nylon al igual que otras fibras textiles absorbe más humedad cuando mayor sea la humedad relativa de la atmósfera en que se encuentra y esta absorción de humedad disminuye al aumentarse la temperatura independientemente de la humedad relativa.

El nylon 6 absorbe más agua que el nylon 66 y menos aún que el II por lo cual es más fácil el tizado del nylon 66

ELASTICIDAD.

El nylon presenta la propiedad de recuperar su forma original después de estirado.

La recuperación elástica es un factor importante -

en la manufactura de tejidos que retengan su forma original.

ELONGACION	RECUPERACION %	
2%	Nylon	Seda
	100	85
4%	100	76
8%	100	56
16%	91	47

En este capítulo se ha tratado de presentar aquellos aspectos de la teoría que puedan ayudar a comprender mejor la elaboración de la pelicapreamida; no se ha intentado ni con mucho agotar los temas tratados solamente se han presentado los fundamentos.

Con el objeto de comparar la pelicapreamida con otras poliamidas se incluyen dos tablas en donde se resumen sus aplicaciones y propiedades.

CAPITULO 4.-

DESCRIPCION DEL PROCESO.

#### 4.- DESCRIPCION DEL PROCESO.

La manufactura de nylon 6 para obtener filamentos textiles, se puede dividir en dos procesos; hilado y polimerización. El proceso de polimerización a su vez se puede dividir en tres operaciones que son las siguientes: Preparación, polimerización y separación de los oligómeros junto con los monómeros. Esta división del proceso de polimerización puede hacerse independientemente si se trata de un proceso continuo e intermitente.

##### 4.1.- PREPARACION.

La preparación de la caprolactama, tiene como finalidad llevar a cabo todas las operaciones necesarias para su ulterior polimerización; para lograr esto, se mezcla a la lactama fundida un iniciador como lo es la sal de nylon-66, ácido aminocaproico, metales alcalinos e agua para hidrolizar la caprolactama se agrega así mismo un ácido orgánico de bajo peso molecular con el fin de mantener la longitud de la cadena del polímero dentro de los límites deseados, por lo general para lograr lo anterior se emplea ácido acético 1.5% se requiere un producto opaco (ver Sec.3, Generalidades) se agrega dióxido de Titanio para tal fin; el dióxido de Titanio se mezclará con la caprolactama en forma de una dispersión coloidal, es necesario que las partículas de  $Ti_2O$  sean muy pequeñas debido a que dichas partículas --

van a quedar entre las cadenas del polímero. Hasta aquí todo se reduce a mezclar las diferentes materias primas de acuerdo al producto deseado, por lo tanto, es necesario hablar un poco sobre la caprolactama. La caprolactama es ofrecida por sus fabricantes en forma líquida o sólida, en forma de escamas, es envasada en sacos de polietileno con bolsas de papel de varias capas para protegerla de la humedad, los pesos son de 25 Kg. o de 75 Lb, según si el fabricante es europeo o norteamericano, en forma líquida es transportada en autotanques, el recipiente de los cuales, está sometido a una ligera sobrepresión y se emplea nitrógeno para mantener una atmósfera inerte, evitando así la oxidación durante el transporte.

En nuestro país se está planeando montar una planta productora de caprolactama en la ciudad de Salamanca (UNIVEX S.A.). Si se emplea caprolactama sólida es necesario fundirla antes de que pueda ser empleada y en el caso de que pueda ser empleada líquida, debe ser mantenida en recipientes con calefacción y con una atmósfera inerte, así como bajo una ligera sobrepresión.

#### 4.2.- POLIMERIZACION.

El proceso de polimerización puede ser llevado a cabo en dos formas: continuo e intermitente.

En el proceso intermitente se emplea una autoclave, en esta se calienta la caprolactama, agua, la disper-

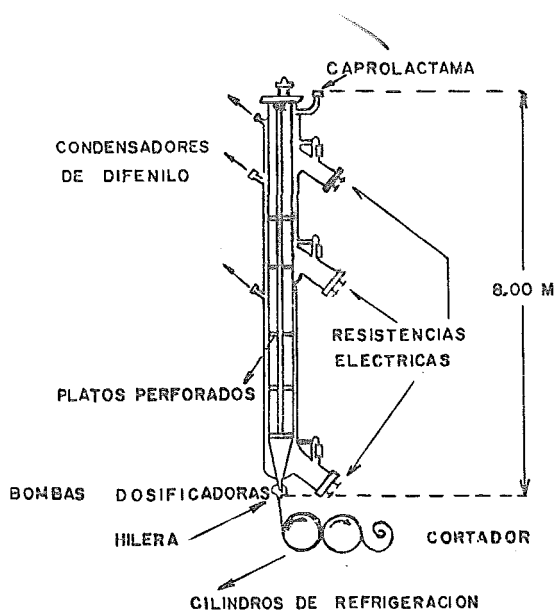
sión de  $TiO_2$  y si se desea el iniciador. Al aumentar la presión y la temperatura, el anillo de la caprolactama se abre, una vez que ha logrado lo anterior se reduce la presión y se permite la salida de vapor de agua, con lo que se logra poner fin al crecimiento de las cadenas si se permite que prosiga el escape de vapor. La polimerización continúa después de haberse disminuído la presión, mientras la temperatura se mantenga.

La temperatura en la autoclave es entre  $220^{\circ}C$  y  $293^{\circ}C$ , a una presión de alrededor de 0.5 psig. Para mantener una distribución uniforme de temperaturas dentro del reactor este se encuentra provisto con una serie de mamparas.

La polimerización en forma continua se lleva a cabo en un reactor vertical cilíndrico de unos ocho metros de altura y 250 a 300 cm. de diámetro, provisto de platos perforados con el objeto de facilitar la extracción del agua, el reactor se construye de acero inoxidable. Se alimenta el reactor con la caprolactama y el catalizador, además si se requiere, con la suspensión de bióxido de titanio, a razón de 125 Kg. por hora.

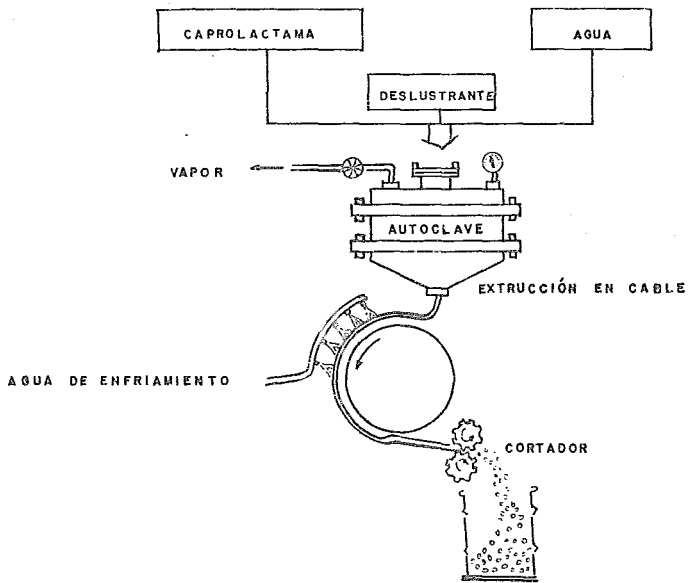
Los reactivos se calientan a  $25^{\circ}C$  a  $260^{\circ}C$  a presión atmosférica, el calentamiento se hace por medio de la condensación de vapores de una mezcla autética de difenilo y óxido de difenilo (Dowtherm, Difilo, etc.) dicha mezcla se calienta por medio de resistencias eléctricas y la temperatura puede ser regulada mediante el control de la presión de vapor de

## REACTOR CONTINUO PARA POLIMERIZACION A PRESION ATMOSFERICA





POLIMERIZACIÓN DEL NYLON G EN AUTOCLAVE



de la mezcla usando para esto un manómetro de contacto eléctrico, el cual conecta o desconecta la alimentación de energía eléctrica de las resistencias eléctricas. Con esto se evitan sobrecalentamientos locales. En el reactor se pueden distinguir tres zonas cada una de ellas se calienta independientemente ya que el calor requerido en cada una de ellas, es diferente; en la primera el anillo se abre, en la segunda polimerización se realiza el vapor de agua producido, retorna a la primera sección y la mezcla de difenilo elimina el calor de la reacción, ya que esta es exotérmica y en la tercera sección se equilibra la reacción y sólo se suministra el calor necesario para compensar las pérdidas de calor en el reactor por radiación; por lo tanto la mayor cantidad de calor es suministrada en la primera sección. El tiempo de resistencia depende del grado de polimerización. La viscosidad del polímero obtenido es de unos 800 poises a 265°C.

El producto de la reacción obtenido por cualquiera de los dos métodos descritos anteriormente consiste de 90% de polímero y 10% de monómero; el monómero actúa como plastificante el cual reduce la resistencia del hilo, por lo tanto debe ser reducida la cantidad de esta hasta menos de 2%, la cual es adecuada para las operaciones subsiguientes, Para eliminar el exceso de monómeros se emplean principalmente cualquiera de los dos siguientes métodos; destilación al vacío, y lixiviación con agua caliente. En este último método el polímero se extrae de la parte inferior del-

tubo por medio de bombas de engranes, construido de acero con 13% de cromo, el polímero se hace pasar a través de mallas y de un filtro de arena, para ser extraído en hileras con orificios de alrededor de 63mm (2.5in). El polímero se solidifica con agua y se corta en pedazos de unos 9 mm. con lo cual el polímero queda listo para ser lixiviado con agua desmineralizada caliente; el agua caliente extrae el monómero, puesto que el polímero es insoluble en ella y el monómero no lo es. Los trozos de polímero son separados del agua empleada en la lixiviación y subsecuentemente el polímero es secado a vacío (menos de 200 macrones Hg absolutos) en un secador rotatorio encaquetado, calentado con agua caliente; la operación de secado se realiza hasta que la humedad es inferior al 1%.

En el segundo método se extraen los monómeros por destilación al vacío.

El polímero se extrae en igual forma que en el método anterior por medio de bombas, engranes de acero con 13% de cromo y se hace pasar a través de una zona calentada y a un vacío del orden de 0.1 mm Hg. El polímero libre del exceso de monómeros puede ser hilado directamente sin necesidad de secar el polímero o bien puede obtenerse un granulado para posteriormente ser hilado y los monómeros recuperados son recirculados a la sección de preparación para volver a ser alimentados al reactor.

La obtención del polímero descrita anteriormente,

en forma por demás breve, es seguida por el hilado del polímero. El hilo puede ser obtenido como filamento continuo o como fibra cortada para ser mezclada esta última con otras fibras o el nylon puro se carda por cualquiera de los métodos comúnmente empleados. En el presente trabajo, solo se -- describirá someramente el proceso para la fabricación de filamento continuo.

Las operaciones comprendidas para la manufactura del hilo se pueden dividir en tres series de operaciones, - estas son: hilado, desvenado y por último estirado o terciado del hilo.

#### 4.3.- HILADO.

El hilado de nylon 6 se hace por lo general por fusión o extrucción. Este método es más simple que el hilado en seco o en húmedo.

En el proceso de hilado por fusión, el polímero se funde mediante cualquiera de los diferentes procedimientos descritos a continuación.

##### 4.3.1.- MÉTODO DE LA REJILLA.

Este método de fusión es uno de los primeros que se desarrollaron para efectuar la fusión, se emplea una rejilla de tubos de acero inoxidable, estos tubos se mantienen a una temperatura de unos 273°C por medio de una mezcla auténtica de difenilo y óxido de difenilo o bien por medio de resistencias eléctricas, a 0.6 ca/min. En el método-

de hilado por fusión lo más importante es que el tiempo que el polímero se mantiene fundido sea siempre el mismo; en este método el nivel del polímero fundido se mantiene constante ya que en caso de que el líquido llegue a cubrir la rejilla la fusión casi se detiene ya que la conductividad térmica del polímero fundido es muy baja por lo cual la velocidad de transmisión de calor se hace lenta dando por resultado que la fusión prácticamente se detiene, disminuyendo el nivel hasta que el polímero sólido queda en contacto con la rejilla.

Una variante del método anterior es el desarrollado en Alemania, en este se alimenta una cinta continua de nylon a través de una rejilla perfectamente ajustada hasta la cámara de fusión por medio de unos cilindros transportadores. Al llegar la cinta a la boca de la rendija, el calor hace que se expanda la disminución de la densidad, al fundirse hace que la presión aumente. Se presentan dificultades para mantener constante el denier del hilo a causa de las pequeñas variaciones de espesor de la cinta, por lo tanto, este método solo se emplea para producir fibra certada. La producción por fusión en ambos métodos es respectivamente de 40gr/min y 9gr/min por cada 100 cm<sup>2</sup> de superficie de superficie de la rejilla.

#### 4.3.2.- MÉTODO DEL TORNILLO.

En este método se emplea un tornillo sin fin, el-

cual prensa el polímero granulado caliente pero aún sin fundir hacia la cámara de fusión de la cual sale el hilo y es distribuido a varias bombas con su correspondiente filtro e hilera. El tornillo está diseñado para que la presión ejercida ayude a desgasificar el polímero fundido, evitando así la formación de burbujas.

El polímero fundido por cualquiera de los métodos antes mencionados se hace pasar a través de una bomba aunque esta solo sirva para regular el gasto de polímero de -- tal manera que se obtenga el denier deseado después de pasar por la bomba se filtra por mallas metálicas por arena y finalmente se hace pasar por la hilera. En cualquier caso -- se trata de evitar el contacto con el aire para evitar la oxidación por lo cual se suele emplear una atmósfera inerte. La hilera tiene orificios de alrededor de 2.5 mm (0.010 in) de diámetro cada uno de ellos, el número de orificios depende del número de filamentos deseados, en forma aproximada se puede obtener el número de filamentos, dividiendo el denier del hilo entre tres. La hilera debe estar diseñada para que sea fácilmente reemplazable ya que los orificios se -- tapan. El nylon a veces se pega en la hilera por lo cual se vacía con aceite de silicón y se limpia con una espátula de bronce, para evitar que se raye el dado. Las hileras se sugieren fabricar de acero inoxidable y pueden tener varias pulgadas de espesor, de tal forma que puedan resistir las elevadas presiones que pueden alcanzar 1000 p s i.

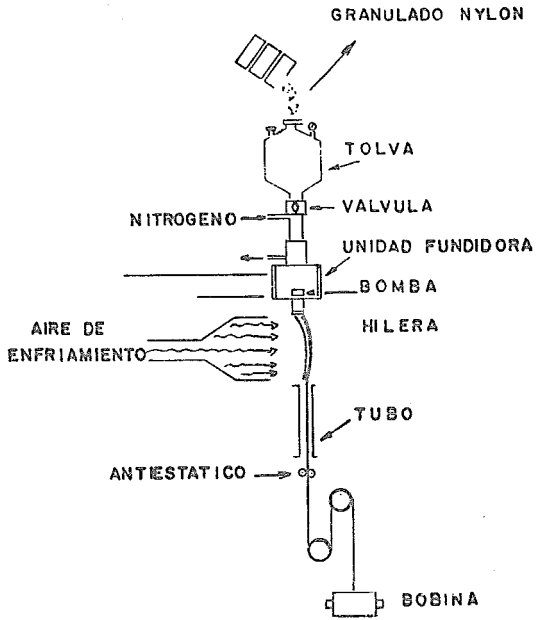
La velocidad de producción de los filamentos es entre 3000 y 5000 pies por segundo.

Es posible obtener filamentos de sección no circular para lo cual se emplean hileras con agujeros de diferentes formas en vez de los circulares, esto se debe a la alta viscosidad del polímero ya que evita que las fuerzas de tensión superficial vuelvan a transformar el chorro del polímero líquido en uno de sección circular antes de que este se solidifique.

#### 4.4.- EMBOBINADO.

Los hilos después de salir de la hilera se encuentran como es natural secos. El nylon 6 al igual que la mayoría de los polímeros hilables, es higroscópico y los filamentos se alargan cuando absorben agua; por lo tanto, el nylon se devana seco, el nylon absorberá el agua de la humedad ambiente y se presentará el alargamiento del hilo en la bobina lo cual ocasionará que se forme una corteza con los hilos exteriores de la bobina y el hilo se enreda por lo cual no será posible los tratamientos posteriores, por las razones antes citadas se debe recoger el hilo producido en equilibrio con la atmósfera, por lo tanto antes de embobinarlo se le agrega un agente humectante y para evitar que los filamentos se separen entre sí a causa de la electricidad estática se le aplica fosfato de tricresilo al agente humectante y el antiest

## HILADO DEL NYLON 6





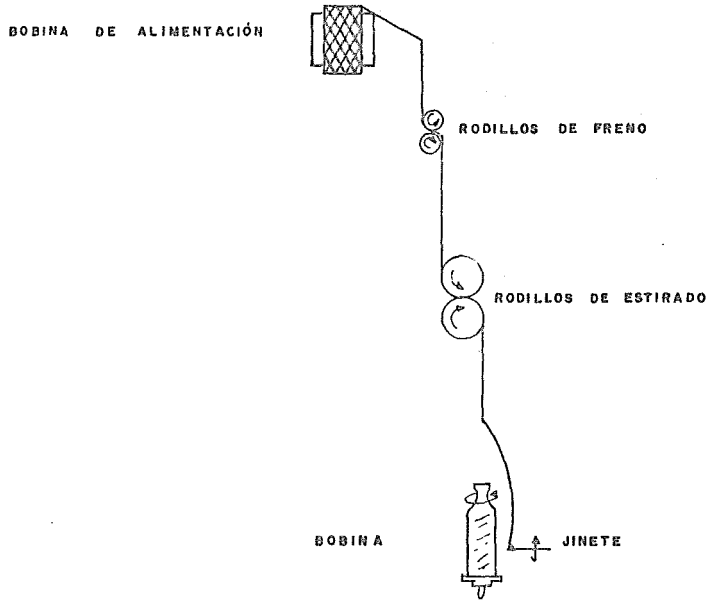
tórico se aplican en cantidades medidas por medio de sendos rodillos de preparación. La cantidad se ajusta por medio de la velocidad de los rodillos la cantidad agregada es de alrededor de un 6% del peso del polímero.

La humedad ambiente del local en donde se devana el hilo, debe mantenerse constante, a una humedad relativa del 70%.

#### 4.5.- ESTIRADO.

El polímero después de salir de la hilera, se encuentra en estado amorfo, esto es que las moléculas se encuentran ordenadas al azar debido a lo cual el hilo se estira para que las moléculas se orienten sobre el eje de la fibra. El estirado se lleva a cabo en una máquina la cual - - consta en principio por dos pares de cilindros, el primer par sirve para alimentar el hilo a velocidad constante y el segundo par como tiene una velocidad lineal una cuatro veces mayor que los primeros cilindros, se obtiene el estirado del hilo; con el objeto de evitar que la tensión en el hilo aumente en el cilindro de alimentación, se intercala un freno entre los cilindros de alimentación y estirado produciéndose el estirado cerca del freno. Los cilindros de estirado se encuentran apoyados sobre una espiga de ágata; el estirado obtenido es entre 3.8 y 4.2 veces la longitud inicial. En caso de hilos de títulos gruesos la velocidad de arrastre es de 100-120 m/min y para los hilos de 40 gr./den

ESTIRADO Y EMOBINADO DEL HILO



puede elevarse hasta 200 m/min. Cuando por estiraje el hilo cuadruplica su longitud, el diámetro se reduce a la mitad del inicial.

El hilo estirado en la forma antes mencionada se recoge por medio de una torcedora de anillo en un huso. El hilo recién estirado tiene una marcada tendencia a contraerse por lo cual se produce tensiones extraordinarias en el núcleo de la bobina, por lo tanto las bobinas deben ser de un material muy resistente como la madera de haya macisa o de metal recubierto con plástico, siendo este último más ligero. El nylon se estira en locales con una humedad relativa de un 70% a 60%, al igual que en el caso del devanado.

El estirado del hilo de nylon se puede llevar a cabo en frío o caliente. Si el proceso se lleva a cabo en caliente se puede aprovechar el calor desprendido durante el estirado y el de fricción del hilo o empleando superficies calientes así como también usando alguna atmósfera inerte caliente.

#### 4.6.- DIAGRAMA DE FLUJO.

Habiendo descrito los procesos para la manufactura de hilo, podemos proponer el proceso descrito mediante el diagrama de flujo que se presenta en la Fig. 4. 6. 1.

Este proceso emplea agua desmineralizada para la hidrólisis y ácido acético como iniciador. El reactor de polimerización es de tipo continuo a presión atmosférica; la-

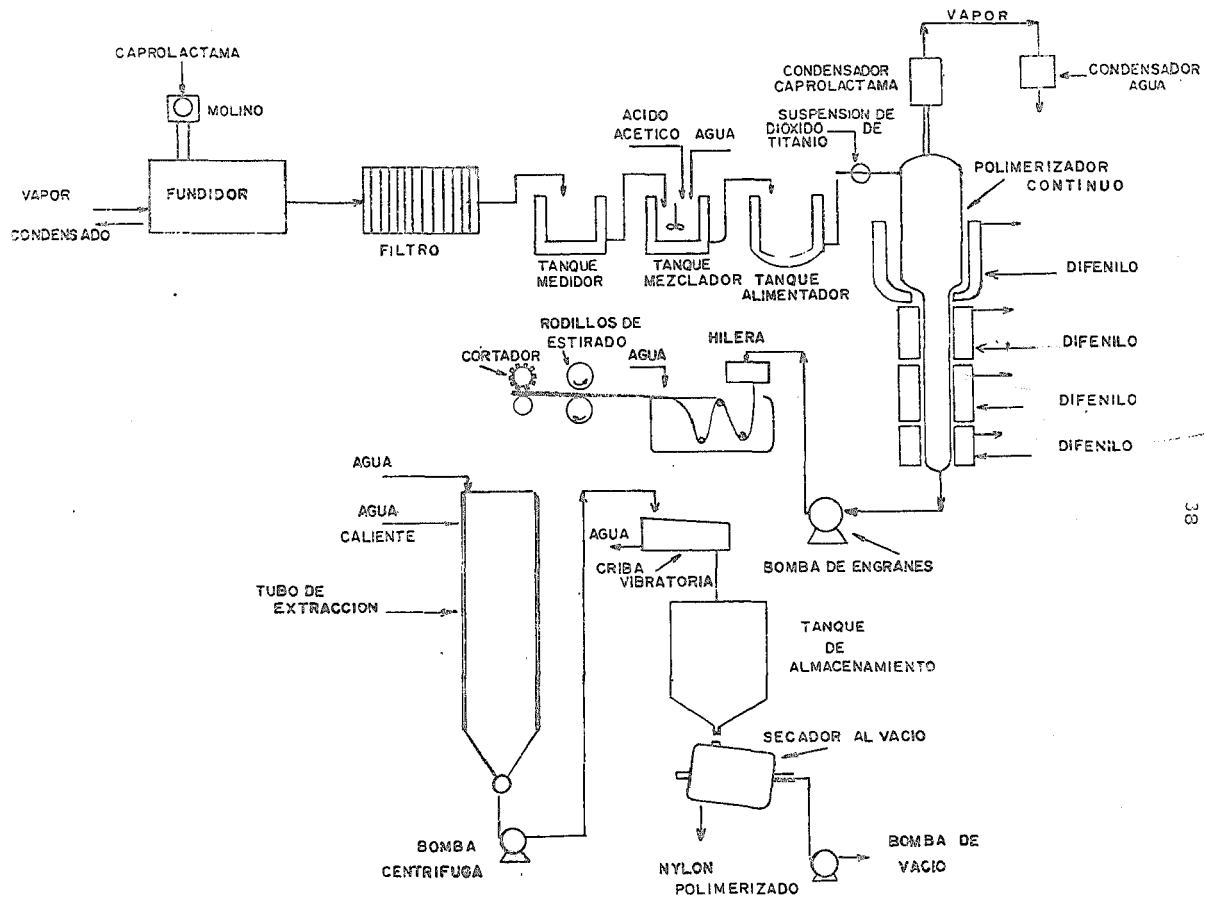


DIAGRAMA DE FLUJO POLIMERACION CONTINUA DE NYLON "6"

extracción se lleva a efecto con agua caliente y el secado se realiza en secadores rotatorios al vacío. En cuanto al hilo se obtiene fundiendo el polímero mediante un tornillo sin fin y extrayéndolo a través de seis hileras para cuatro hilos cada una, enseguida el hilo se bobina y a la vez se le agrega el apresto, estas bobinas son llevadas para ser sometidas a la última etapa del proceso en donde el hilo es torcido y estirado.

Este proceso se ha seleccionado en virtud de que se trata de un proceso totalmente probado y que a ninguna de sus etapas incluye equipo en proceso de desarrollo así como por su facilidad de adquisición, ya que la mayor parte es equipo estándar o de fabricación nacional (ver Sec.- 8.1) lo que además permite que el costo del mantenimiento, sea bajo al disminuirse el inventario de refacciones necesaria.

CAPITULO 5.-

ESTUDIO DEL MERCADO

## 5.- ESTUDIO DEL MERCADO.

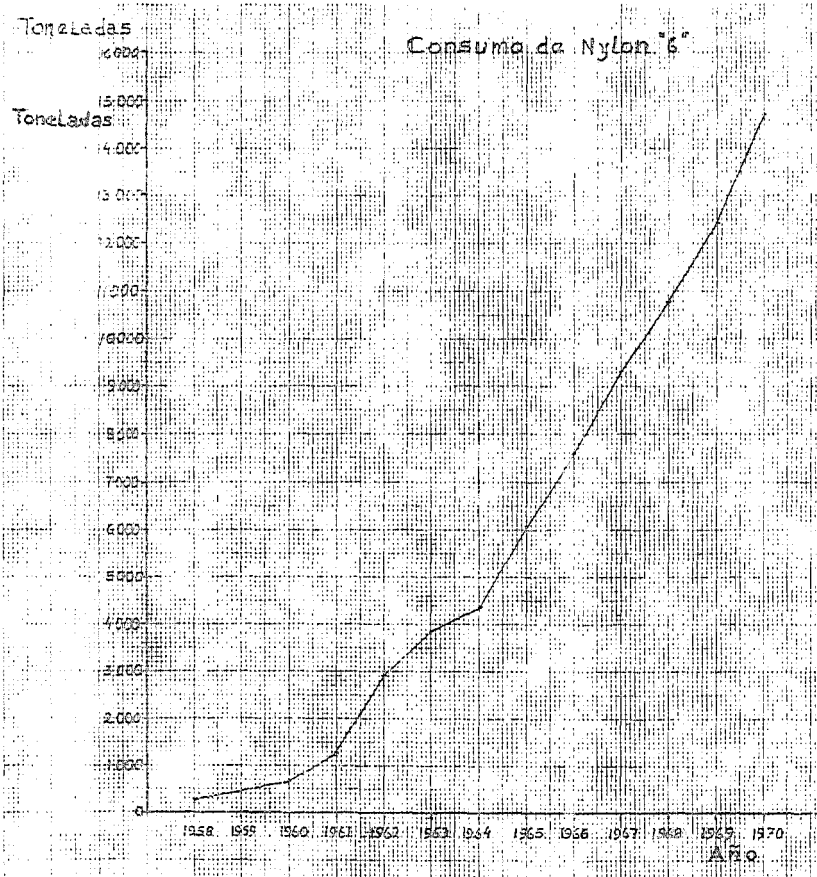
La finalidad de este capítulo es la de estimar el tamaño óptimo de la unidad polimerizadora, de tal forma que la capacidad del proyecto, pueda satisfacer la demanda de esta clase de fibra y se obtengan los máximos beneficios de la inversión que se realice.

### 5.1.- PROYECCION DE LA DEMANDA.

La demanda futura del mercado, se ha estimado en base a tres hipótesis. La primera corresponde al análisis de regresión de las estadísticas; la segunda se ha desarrollado de acuerdo con la tasa de crecimiento del consumo registrada en el pasado y la tercera, se ha elaborado manteniendo constante el consumo per cápita, registrado en 1970- y proyectando el consumo en función del aumento de la población exclusivamente. Las proyecciones se presentan a continuación:

#### 5.1.1.- HIPOTESIS.

La serie de tiempo para el consumo de Nylon Textil se presenta en el cuadro 5.1.1 y la gráfica de estos datos se encuentra en la Fig. 5.1.1.





CUADRO .1..  
ESTADÍSTICAS DE CONSUMO.

No.	A Ñ O	CONSUMO PONS./ A Ñ O.
1	1958	221
2	1959	438
3	1960	664
4	1961	1,257
5	1962	2,913
6	1963	3,855
7	1964	4,350
8	1965	6,090
9	1966	7,578
10	1967	9,304
11	1968	10,796
12	1969	12,415
13	1970	15,708

Fuente: Anuarios de la S.I.C.

Del exámen de la gráfica de consumo se observa que - la ecuación de regresión para ésta serie de tiempo, corresponde a una función exponencial y a la ecuación para el análisis de regresión; empleando el método de mínimos cuadrados es la siguiente:

$$Y = A_0 + A_1 x + A_2 X^2 \quad \text{--- (5.1.1.)}$$

Y las ecuaciones para el cálculo de los coeficientes de regresión son:

$$\begin{aligned} \Sigma Y &= A_0 N + A_1 \Sigma x + A_2 \Sigma X^2 \quad \text{--- (5.1.1.2)} \\ \Sigma xY &= A_0 \Sigma x + A_1 \Sigma x^2 + A_2 \Sigma X^3 \quad \text{--- (5.1.1.3)} \\ \Sigma x^2 Y &= A_0 \Sigma x^2 + A_1 \Sigma x^3 + A_2 \Sigma X^4 \quad \text{--- (5.1.1.4)} \end{aligned}$$

En el cuadro 5.1.2 se muestran los cálculos de las sumas, y en base a estos resultados se han calculado los coeficientes de regresión de la siguiente forma:

AÑO	X	Y	X <sup>2</sup>	X <sup>3</sup>	X <sup>4</sup>	XY	X <sup>2</sup> Y	Y <sub>e</sub>	Y <sub>e</sub> - $\bar{Y}$	Y- $\bar{Y}$	Y-Y <sub>e</sub>	(Y <sub>e</sub> $\bar{Y}$ )	(Y- $\bar{Y}$ )	(Y-Y <sub>e</sub> )
1958	6	281	36	-216	1,296	-1,686	10,116	131	-5,688	-5,538	150	32,353,444	30.669,444	22,500
1959	-5	438	25	-125	625	-2,190	10,950	463	-5,356	-5,381	-25	28,686,736	28.955,161	623
1960	-4	664	16	-64	256	-2,656	10,624	963	-4,856	-5,155	-299	23,580,736	26,574,025	89,401
1961	-3	1,257	9	-27	81	-3,771	11,313	1,631	-4,188	-4,562	-374	17,539,344	20,811,844	139,876
1962	-2	2,913	4	-8	16	-5,826	11,652	2,467	-3,352	-2,906	446	11,235,904	8,444,836	198,916
1963	-1	3,855	1	-1	1	-3,855	3,855	3,471	-2,348	-1,964	384	5,513,104	3,852,296	117,456
1964	0	4,350	0	0	0	0	0	4,643	-1,176	-1,469	-293	1,382,976	2,158,961	15,413
1965	1	6,090	1	1	1	6,090	6,090	5,983	164	271	107	26,896	73,401	11,449
1966	2	7,578	4	8	16	15,156	30,312	7,491	1,672	1,759	87	2,795,584	3,094,000	7,569
1967	3	9,304	9	27	81	27,912	83,736	9,167	3,348	3,485	137	11,209,104	12,144,000	18,769
1968	4	10,796	16	64	256	43,184	172,736	11,011	5,192	4,977	-1,215	26,956,864	24,777,000	1,476,225
1969	5	12,415	25	125	625	62,075	310,375	13,023	7,204	6,596	608	51,697,616	43,507,000	369,064
1970	6	15,708	36	216	1,296	94,248	565,488	15,203	9,184	9,889	505	88,159,456	92,792,000	255,025
	0	75,619	182	0	4,550	228,681	1,222,247	75,547	-000	2	-988	301,337,764	302,854,380	2,023,354

$$\begin{aligned} 75,649 &= 13 A_0 + 182 A_2 & (5.1.1.5) \\ 228,681 &= 182 A_1 & (5.1.1.6) \\ 1,227,247 &= 182 A_0 + 4,550 A_2 & (5.1.1.7) \end{aligned}$$

De la ecuación 5.1.1.6

$$A_1 = \frac{228,681}{182} = 1,256$$

Resolviendo las dos ecuaciones restantes por --  
igualación se tiene:

$$A_0 = \frac{75,649 - 182 A_2}{13} = 5,819 - 14 A_2$$

$$A_0 = \frac{1,227,247 - 4,550 A_2}{182} = 6,743 - 25 A_2$$

$$5,819 - 14 A_2 = 6,743 - 25 A_2$$

Resolviendo la ecuación se obtiene:

$$A_2 = \frac{924}{11} = 84$$

Substituyendo en la ecuación 5.1.1.5

$$75,649 = 13 A_0 + 182 (84)$$

$$A_0 = \frac{75,649 - 15,288}{13} = 4,643$$

Por lo tanto los coeficientes de regresión busca--  
dos son:

$$A_0 = 4,643$$

$$A_1 = 1,256$$

$$A_2 = 84$$

Y la ecuación de regresión es:

$$Y = 4,643 + 1,256 X + 84 X^2 \quad \text{--- 5.1.1.8}$$

Coefficiente de correlación.- El coeficiente de ce--  
rrelación se ha calculado de acuerdo con la siguiente ecua--

ción.

$$r = \frac{\sum (Y_e - Y)^2}{\sum (Y - \bar{Y})^2} \quad (5.1.1.0)$$

Substituyendo los datos mostrados en el cuadro - -  
5.1.2, en la ecuación anterior se tiene:

$$r = \frac{\sqrt{301,337\ 764}}{302,854\ 380} = 0.99$$

Para calcular el error estandar se ha empleado la relación siguiente:

$$S_{yx} = \sqrt{\frac{\sum (Y - Y_e)^2}{13}} = 466 \text{ Ton.}$$

La proyección del consumo de acuerdo con la ecuación 5.1.5 se presenta a continuación.

CUADRO 5.1.3

AÑO	CONSUMO TON./AÑO.	CONSUMO PER CAPITA.
1971	17,551	351 g.
1972	20,067	388 g.
1973	22,751	427 g.
1974	25,603	466 g.
1975	28,623	503 g.
1976	31,811	542 g.
1977	35,167	579 g.
1978	38,691	617 g.
1979	42,383	654 g.
1980	46,243	692 g.
1981	52,271	756 g.
1982	54,467	763 g.
1983	58,831	800 g.

La proyección del consumo se presenta graficamente -  
en la Fig. 5.1.2.

## 5.1.2. HIPÓTESIS 2

La tasa de crecimiento del consumo para los años -  
de 1967 a 1970 se calcula en seguida:

Del cuadro 5.1.1 tenemos los siguientes consumos:

1967	9,304 Ton.
1970	15,708 Ton.

Aplicando la siguiente ecuación:

$$K_0 (1+i)^n = K_n \quad (5.1.2.1)$$

$$\text{de } (1+i)^n = \frac{K_n}{K_0} = \frac{15,708}{9,304} = 1.6883$$

de donde  $i = 17.82\%$

La tasa de crecimiento para el periodo 1960-1970  
es de 37.013%, por lo tanto para obtener resultados más con-  
servadores se considera la tasa de 17.82% anual, con la - -  
cual se obtiene la siguiente proyección del consumo:

CUADRO 5.1.4

AÑO	CONSUMO Ton.Año	CONSUMO PER CAPITA gr/HABITANTE.
1971	18,507	371
1972	21,804	422
1973	25,689	482
1974	30,267	550
1975	35,660	627
1976	42,015	715
1977	49,502	799
1978	58,323	930
1979	68,716	1,061
1980	80,961	1,210
1981	95,389	1,380
1982	112,387	1,574
1983	132,444	1,796

## 5.1.3. HIPÓTESIS III.

Para esta hipótesis se ha considerado que el consumo per cápita permanece estático y el aumento de consumo se debe exclusivamente al aumento de población: Los cálculos se muestran a continuación.

Los datos obtenidos de los censos de población son

1960	34,923,000
1970	48.313,438

Y de aquí se obtiene la tasa de crecimiento.

$$K_0 (1 + i)^n = K_n \quad (5.1.2.2)$$

$$(1 + i)^n = \frac{K_n}{K_0} = \frac{48.313.438}{34.923.000} = 1,3834$$

De donde la tasa de crecimiento es de 3.296% anual

El consumo per cápita para el año de 1970 fué de:

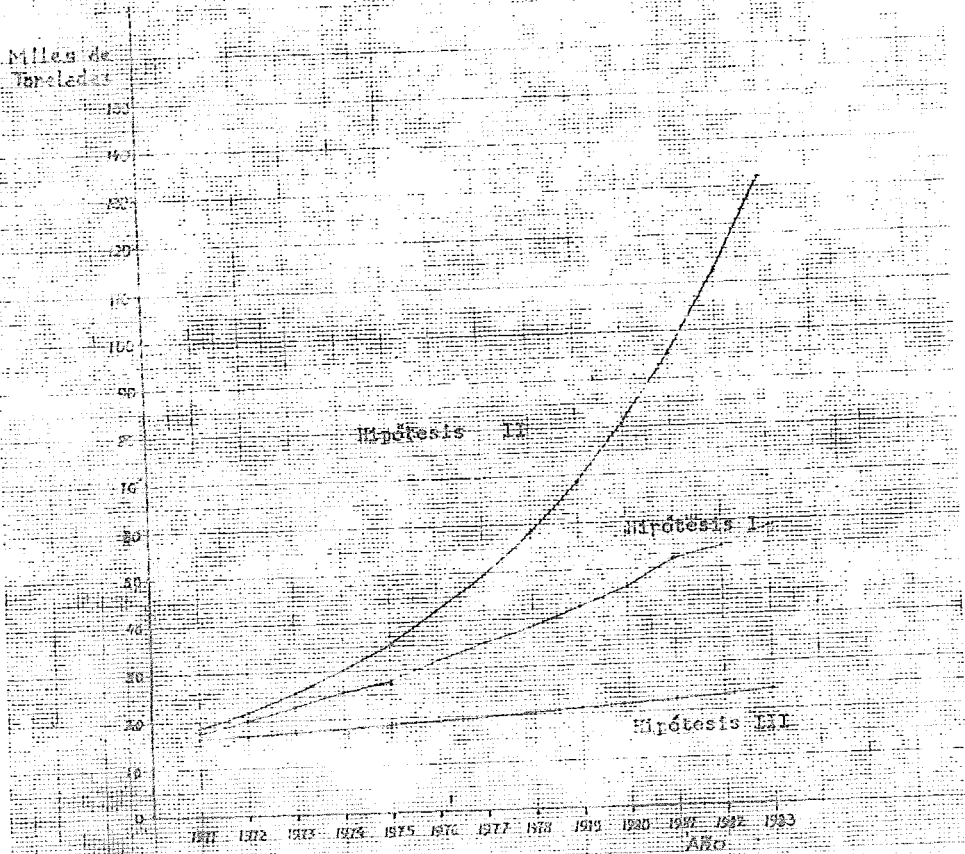
$$\frac{15.708.000}{48.313.438} = 0.3251 \text{ Kgr./habitante}$$

Proyectando la población de acuerdo a la tasa indicada y manteniendo el consumo per cápita de 0.3251 Kg. obtenemos lo siguiente:

CUADRO 5.1.5.

AÑO	POBLACION	CONSUMO T/AÑO
1971	49.907,781	16,225
1972	51,554,738	16,760
1973	53,296,044	17,326
1974	55.054,813	17,898
1975	56.871,622	18,489
1976	58,748,385	19,099
1977	60.687,082	19,729
1978	62.689,756	20,380
1979	64.758,518	21,053
1980	66,895,549	21,748
1981	69,103,102	22,465
1982	71.383,160	23,207
1983	73.739,160	23,965

## Proyección del Consumo de Filamento Continuo del Nylon 6



## 5.1.4 PROYECCIONES DE LA HIPÓTESIS.

De las tres hipótesis consideradas, se ha obtenido las siguientes proyecciones:

CUADRO 5.1.6  
HIPÓTESIS DE CONSUMO  
(TON./AÑO)

AÑO	1	2	3
1971	17,551	18,507	16,225
1972	20,067	21,804	16,750
1973	22,751	25,689	17,326
1974	25,623	32,267	17,898
1975	28,623	35,660	18,489
1976	31,811	42,015	19,099
1977	35,167	49,502	19,729
1978	38,691	58,323	20,380
1979	42,383	68,716	21,053
1980	46,243	80,961	21,748
1981	52,271	95,389	22,465
1982	54,467	112,387	23,207
1983	58,831	132,444	23,965

Como se puede observar, de los resultados obtenidos la hipótesis 3 es la más conservadora, la hipótesis 2 es la más optimista y la 1 es intermedia entre ellas.

La hipótesis 3 supone que el mercado está saturado y por lo tanto el consumo aumenta conforme aumenta la población.



## CUADRO 1.7

CONSUMO PER CÁPITA DE FIBRAS ARTIFICIALES NO CELULOSICAS  
EN 1969

PAIS	PRODUCCION TON	g/Hab.
JAPON	578,700	5,700
INGLA TERRA	194,090	3,500
ITALIA	153,020	2,900
U R S S	115,800	500
FRANCIA	109,600	2,800
CANADA	36,600	1,700
BRASIL	20,960	220
COLOMBIA	5,260	250

Al comparar los consumos per cápita, registrados en países más desarrollados con el consumo per cápita de 325 gr. por habitante durante 1970 para México se puede pensar que el consumo per cápita tenderá a aumentar hasta alcanzar niveles similares a los que actualmente presentan países industrializados; y se puede considerar que estos niveles son buenos indicadores de la saturación del mercado.

A pesar de que la tasa de crecimiento de 17.82% utilizado en la hipótesis 2, es de las más bajas registradas la proyección obtenida con dicha tasa es la más optimista de las tres.

Los resultados obtenidos a partir de la ecuación de regresión son intermedios entre los de las hipótesis 2 y 3 por lo tanto para los fines de este anteproyecto se considera que la hipótesis 1 representa razonablemente.

## 5.2 COMPETENCIA.

La producción de nylon para uso textil, fué iniciada en México en el año de 1957 por la empresa Celanese Mexicana - S.A. con una producción de 165 toneladas. En el año de 1961 empezó a operar la planta de Nylon de México S.A., habiendo sido su capacidad instalada original de 760 Ton, anuales. La empresa Fibras Sintéticas S.A. ignauró su planta en Septiembre de - 1967 con una capacidad instalada de 1,400 Ton. por año. Hasta la fecha estos son los únicos productores de Nylon textil y -- sus capacidades han sido incrementadas hasta alcanzar una capacidad total instalada de 17,100 toneladas por año (15).

Las empresas productoras de Nylon en México, su localización y su capacidad instalada actual aproximada son:

E M P R E S A	LOCALIZACION	Ton./Año
Celanese Mexicana, S.A.	Ocotlan Jal.	5,200
Fibras Químicas, S.A.	Monterrey, N.L.	4,000
Fibras Sintéticas, S.A.	México, D.F.	1,400
Nylon de México, S.A.	Leona, N.L.	6,500
	T O T A L	<u>17,100</u>

Conviene mencionar que la empresa UNIVEX S.A. obtuvo en 1968 un permiso petroquímico para la elaboración de 40,000-toneladas anuales de caprolactama, y en este proceso se obtienen 11,000 ton.de sulfato de Amonio.

Con esta planta queda asegurado el suministro de materia prima para la elaboración del nylon.

### 5.3 CAPACIDAD DEL PROYECTO.

Desde el punto de vista de un anteproyecto, se considera que la hipótesis 1, es la que representa en forma más razonable la proyección futura del mercado y por ello esta hipótesis, es la que será utilizada para determinar el tamaño más conveniente de la polimerizadora.

El tiempo estimado para la organización, diseño, construcción y puesta en marcha de la planta es de tres años por lo tanto de llevarse a cabo este proyecto la planta empezaría a operar a partir del año de 1975.

De acuerdo con la proyección dada por la hipótesis 1 para el año de 1975, el consumo esperado es de 28,623 Ton. y la capacidad instalada es de 17,100 Ton por lo tanto el -- mercado insatisfecho es de:

$$\begin{array}{r} 38691 \\ 28,623 - 17,100 = 11,523 \text{ Ton.} \end{array}$$

Considerando la conveniencia de que se disponga de un exceso de capacidad, de un 20%, con el objeto de que permita hacer frente a las incertidumbres de la estimación del mercado, entonces la capacidad del proyecto se estima en

$$\frac{11,523}{0.8} = 14,400 \text{ Ton por año.}$$

En base a la capacidad antes calculada se desarrollará el análisis económico del proyecto.

CAPITULO 6.-

BALANCE DE MATERIALES

## 6.- BALANCES DE MATERIALES.

Una vez determinada la capacidad de producción es posible determinar cuales son los requerimientos de las diferentes materias primas requeridas por el proceso seleccionado, lo cual es el objetivo del presente capítulo.

### 6.1.- BALANCE DE MATERIALES POLIMERIZACION.

Base de Cálculo: Para el desarrollo de los balances de materiales se ha elegido como base de cálculo un día de producción, considerando que el número de días de operación es de 345 días entonces:

$$P = \frac{14,400}{345} = 41.76 \text{ Ton./Día}$$

Además de la base anterior se debe tomar en consideración lo siguiente:

- a).- Como se mencionó con anterioridad, la caprolactama es la materia prima básica para la obtención del nylon 6.
- b).- Como iniciador se emplea ácido acético en proporción de 0.001 Ton. por cada tonelada de caprolactama.
- c).- La cantidad de dióxido de titanio empleado como deslustrante que se requiere es de 0.006 Ton. por cada tonelada de caprolactama empleada.
- d).- El agua requerida para hidrolizar las moléculas de caprolactama e iniciar la polimerización considerando un peso molecular promedio

de las moléculas del polímero de 1,700 es de 0.0015 Ton de agua por tonelada de caprolactama.

e).- Al alcanzar la reacción de polimerización el equilibrio, se obtiene una mezcla formada por 90% de polímero y 10% de monómeros.

f).- La cantidad máxima de monómeros como plastificantes en el polímero es del 2%.

De acuerdo a las bases anteriores es posible plantear una ecuación para el balance total de materiales para la polimerización.

$$C + Ac + D + W = P + M \quad \text{--- 6.1.1}$$

En donde:

C - Caprolactama                      Ton/Día

Ac- Acido Acético                      Ton/Día

D - Dióxido de Titanio                Ton/Día

W - Agua de reacción                 Ton/Día

P - Polímero                            Ton/Día

M - Monómero                          Ton/Día

Puesto que:

$$Ac = 0.001c \quad \text{--- 6.1.2}$$

$$D = 0.006c \quad \text{--- 6.1.3}$$

$$W = 0.0015c \quad \text{--- 6.1.4}$$

$$M = 0.10c \quad \text{--- 6.1.5}$$

Substituyendo las ecuaciones 6.1.2, 6.1.3, 6.1.4 y --  
6.1.5 en la ecuación 6.1.1.

$$C - 0.001 C - 0.006 C - 0.00156 = P - 0.10 C$$

Puesto que el polímero tiene un 2% de monómeros, la -  
cantidad de polímero producido es:

$$P = 41.76 \times 0.98 = 40.92 \text{ Ton/Día de polímero.}$$

Substituyendo este valor en la ecuación 6.1.1 y resol-  
viendo para C, obtenemos la cantidad de caprolactama requerida-  
para la capacidad requerida.

$$C ( 1,0085 - 0.1 ) = 40.92$$

$$C = 45.04 \text{ Ton/Día}$$

Substituyendo este valor en las ecuaciones 6.1.2, - -  
6.1.3, 6.1.4 y 6.1.5.

$$Ac = 0.001 (45.04) = 0.045 \text{ Ton/Día}$$

$$D = 0.006 (45.04) = 0.270 \text{ Ton/Día}$$

$$W = 0.0015(45.04) = 0.067 \text{ Ton/Día}$$

La cantidad total de monómeros es:

$$45.04 \times 0.10 = 4.504 \text{ Ton/Día.}$$

Con lo cual se ha obtenido todas las incógnitas de la  
ecuación 6.1.1. A continuación se resolverán los balances para  
cada una de las fases necesarias para la obtención del polímero.

#### 6.1.2.- BALANCES PARCIALES POLIMERIZACION.

- a).-La cantidad de dispersión de dióxido de titanio -  
al 4% en agua, tomando en cuenta que se tiene un  
30% de desperdicio.

$$D = 0.270 \text{ Ton/Día}$$

$$S = \frac{0.270}{0.04} = 6.750 \text{ Ton/Día}$$

$$0.270 \times 1.2 = 0.351$$

$$6.75 \times 1.3 = 8.775 \text{ Ton/Día.}$$

La cantidad de agua desmineralizada que se requiere para la preparación de la dispersión es:

$$6.75 - 0.270 = 6.48 \text{ Ton/Día}$$

$$6.48 \times 1.3 = 8.424 \text{ Ton/Día}$$

El agua evaporada en el reactor es igual a la cantidad de agua alimentada con la dispersión menos el agua requerida para la hidrólisis, es decir:

$$6.48 - 0.067 = 6.413 \text{ Ton/Día.}$$

El agua es recuperada en el condensador después de que han sido condensados los monómeros y retornados al reactor como reflujo.

- b).- La cantidad de monómeros extraídos a fin de que en el producto sólo exista un máximo del 2% es:

$$4.504 - 0.835 = 3.669 \text{ Ton/Día}$$

Y la cantidad de agua de extracción es:

$$A = \frac{3.669}{0.075} = 49,000 \text{ Kg/Día.}$$

- c).- El polímero después de haber sido sometido al proceso de extracción y de haber sido separado del agua mediante una criba vibratoria, --



tiene una humedad del 17% en peso, base húmeda y la humedad crítica requerida es del 0.1% por consiguiendo el balance de agua en el proceso de secado es:

$$0.17 P = 0.001 P + A - - - - - 5.1.6$$

en donde:

P - Polímero con 2% de monómeros Ton/Día

A - Agua evaporada en el secado Ton/Día

$$A = P (0.17 - 0.0001)$$

$$A = 41.76 (0.169)$$

$$A = 7.057 \text{ Ton/Día.}$$

## 6.2 BALANCE DE MATERIALES HILATURA

a).- La cantidad de apresto adicionado al hilo es de un 6% en peso, por lo tanto la cantidad necesaria es de:

$$41.76 \times 0.06 = 2.505 \text{ Ton/Día}$$

y el peso total del hilo obtenido es:

$$41.76 + 2.505 = 44.265 \text{ Ton/Día}$$

Durante el proceso de hilatura el desperdicio se origina principalmente por roturas del hilo o de los filamentos, así también debido a que el hilo no tiene el denier deseado, o porque no llena las especificaciones de resistencia a la rotura, etc. El desperdicio de hilo es motivado principalmente por fallos en la operación.

La cantidad de desperdicios es del orden del 6.5%-

por lo tanto:

$$44.265 \times 0.065 = 2.877 \text{ Ton/Día}$$

En consecuencia, la producción diaria de hilo asciende a:

$$44.265 - 2.877 = 41.388 \text{ Ton/Día.}$$

El hilo se embobina en conos cuyo peso promedio es de 1.60 Kg. el número de conos producidos es:

$$\frac{41.388}{1.6} = 25,867 \text{ bobinas/Día}$$

Y la producción anual de hilo es de:

$$41.388 \times 345 = 14.279 \text{ Ton/Año}$$

En la tabla 6.1.1 se presenta el resumen de las cantidades de materias primas demandadas por el proceso.

CUADRO 6.1.1 RESUMEN BALANCE DE MATERIALES.

MATERIAS PRIMAS	TON/DIA
Caprolactama	45.040
Acido Acético	0.045
Dióxido de Titanio	0.351
Agua de Reacción	0.067
Apresto	2.505
T O T A L.	48.008

1708 = 1000 kg  
0.351 = 1000 kg

PRODUCTOS	TON/DIA
Hilo	41.388
Desperdicio de Hilo	2.877
Monómeros no recuperados	3.669
Desperdicio Dióxido de Titanio	0.081
T O T A L.	<u>48.015</u>

CAPITULO 7.-

BALANCE DE ENERGIA.

## 7.- BALANCE DE ENERGIA.

Una vez calculadas las cantidades de materias primas, podemos a continuación calcular los requerimientos energéticos para la capacidad deseada.

### 7.1.- BALANCES DE ENERGIA.

- a).- Fusión de la caprolactama, anteriormente mencionamos que en la actualidad no se produce la caprolactama en nuestro país, sin embargo existe un proyecto para su elaboración, aún se encuentra en vías de desarrollo, por lo cual para nuestros fines supondremos que la caprolactama se adquiere en estado sólido, lo que implica como primer paso el fundirla.

Contando con las siguientes propiedades físicas de la caprolactama a saber:

$$P_f = 69.2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{Punto de fusión})$$

$$= 29.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}} \quad (\text{Calor latente de fusión})$$

$$C_p = 0.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \quad (\text{Calor específico a presión constante del sólido})$$

$$C_{p1} = 0.51 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \quad (\text{Calor específico a presión constante del líquido}).$$

Tomando en cuenta las bases establecidas en la Sec. 6.1. el calor requerido para la fusión podemos representarlo por la siguiente expresión:

$$Q_f = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \text{ --- 7.1.1}$$

en donde:

$Q_f$  - calor requerido para la fusión Kcal/Día

$Q_1$  - calor sensible del sólido desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de fusión --  
Kcal/Día

$Q_2$  - calor latente de fusión Kcal/Día.

$Q_3$  - calor sensible del líquido desde la temperatura de fusión hasta  $80^\circ\text{C}$  en Kcal/Día

$Q_4$  - calor perdido por radiación Kcal/Día.

$$Q_1 = M C_{P_s} (T_f - T_1)$$

$$Q_1 = 45.040 \times 0.32 (69.2 - 20)$$

$$Q_1 = 710,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día.}}$$

$$Q_2 = M \times L$$

$$Q_2 = 45.090 \times 29.5$$

$$Q_2 = \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}} 1,328,680 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}$$

$$Q_3 = M C_{P_L} (T_2 - T_f)$$

$$Q_3 = 45,040 \times 0.51 (80 - 69.2)$$

$$Q_3 = 247,720 \text{ Kcal/Día}$$

El calor radiado a  $80^\circ\text{C}$  se estima en 42 BTU/hr -  
ft<sup>2</sup>; el area de radiación de calor del fundidor es de 11.142  
entonces:

$$Q_4 = 42 \times 110 \times 0.252 \times 24$$

$$Q_4 = 28,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}$$

Por lo tanto el calor consumido durante la fusión es:

$$Q_f = 710,000 + 1.328,680 + 247,720 + 28,000$$

$$Q_f = 2.314,400 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}$$

b).- Polimerización.-La polimerización se realiza a una temperatura de 260°C siendo el calor de polimerización de 33 Kcal/Kg. por consiguiente el calor requerido para la polimerización queda expresado por la siguiente igualdad:

$$Q_p = Q_1 + Q_R + Q_r - - - - - 7.1.2$$

en donde:

$Q_p$  - calor requerido para la polimerización en Kcal/Día.

$Q_1$  - calor sensible para calentar la caprolactama - desde 80°C hasta la temperatura de polimerización Kcal/Día.

$Q_R$  - calor de polimerización Kcal/Día

$Q_r$  - calor radiado por el reactor Kcal/Día

$$Q_1 = 45,040 \times 0.51 (260 - 80)$$

$$Q_1 = 4.134,672 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_R = 45,040 \times 33$$

$$Q_r = 1,436,720 \text{ Kcal/Día}$$

El calor perdido por radiación se estima en un 10%

de  $Q_1 + Q_R$

$$Q_1 + Q_R = 5,620,992 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_P = 5,620,992 + 562,099 = 6,183,091 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_D = 6,183,091 \text{ Kcal/Día.}$$

c).- Los productos de la reacción en la siguiente etapa del proceso se solidifican en un tanque con agua fría, siendo el calor desprendido durante esta operación:

$$Q_S = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 \text{ --- 7.1.3}$$

siendo:

$Q_S$  - calor desprendido por los productos de la reacción en Kcal/Día

$Q_1$  - Calor sensible para enfriar el polímero desde la temperatura del reactor hasta la temperatura de fusión (215°C) en Kcal/Día.

$Q_2$  - calor latente de solidificación Kcal/Día.

$Q_3$  - calor cedido por el polímero al enfriarse hasta 100°C en Kcal/Día.

$Q_4$  - calor cedido por los monómeros al enfriarse desde 260°C hasta 100°C.

$$Q_1 = 40,918 \times 0.4 (260 - 215)$$

$$Q_1 = 736,524 \text{ Kcal/Día.}$$

$$Q_2 = 40,918 \times 22$$

$$Q_2 = 900,196 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_3 = 40,918 \times 0.4 (215 - 100)$$



$$Q_1 = 1.882,228 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_2 = 4,104 \times 0.51 (200 - 100)$$

$$Q_3 = 367,526 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_4 = 3.886,474 \text{ Kcal/Día}$$

Y el calor desprendido por Kg. de caprolactama es:

$$Q_r = \frac{3.886,474}{45,422} = 85.9 \text{ Kcal/Kg.}$$

El consumo de agua para el enfriamiento de los productos de la polimerización es:

$$Q = M C_p (T_2 - T_1)$$

en la cual

Q - calor cedido el agua Kcal/Día

M - cantidad de agua  $\frac{\text{Kg}}{\text{Día}}$

$C_p$  - calor específico del agua a presión constante  
en kcal/Kg °C

$T_2$  - Temperatura de salida de agua (35°C)

$T_1$  - Temperatura de alimentación del agua (20°C)

$$M = \frac{Q}{C_p (T_2 - T_1)}$$

$$M = \frac{3.886,474}{1 (35 - 20)}$$

$$M = 259,000 \text{ Kg/Día}$$

- d).- Extracción.- La extracción de monómeros se lleva a cabo con agua caliente a 100°C. Puesto que los productos de la reacción se alimentan a la misma temperatura, su temperatura permanece constante, pero el agua que fluye debe ser calentada hasta la tempe

ratura mencionada, lo cual consume la siguiente --  
cantidad de calor:

$$Q = M C_p (T_2 - T_1)$$

en donde:

Q - calor requerido para calentar el agua de extracción Kcal/Día.

M - cantidad de agua Kg/Día

T<sub>2</sub>- Temperatura final del agua (100°C)

T<sub>1</sub>- Temperatura de alimentación ( 20°C)

$$Q = 49,000 \times 1 (100 - 20)$$

$$Q = 3,920,000 \text{ Kcal/Día.}$$

El calor perdido por radiación es de 60 BTU/hr ft<sup>2</sup>, considerando que el tanque de extracción tiene una superficie de 180 m<sup>2</sup> (ver Sec. 8.1), las pérdidas son:

$$Q_r = 1,800 \times 60 \times 0.252 \times 24$$

$$Q_r = 653,184 \text{ Kcal/Día.}$$

Esta cantidad se suple por la chaqueta del tanque de extracción.

e).-Secado.-El calor necesario para el secado del polímero está dado por la siguiente expresión:

$$Q_D = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_r - - - - - 7.1.4$$

siendo:

Q<sub>D</sub> - calor requerido para el secado Kcal/Día

Q<sub>1</sub> - calor sensible del polímero para calentarlo - desde 20°C hasta 90°C en Kcal/Día

Q<sub>2</sub> - calor sensible del monómero desde 20°C hasta-

90°C en Kcal/Día.

$Q_3$  - calor sensible del agua para calentarla desde 20°C hasta 90°C en Kcal/Día

$Q_4$  - calor requerido para la evaporación Kcal/Día

$Q_r$  - calor perdido por radiación Kcal/Día

$$Q_1 = 40,920 \times 0.4 (90 - 20)$$

$$Q_1 = 1,145,760 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_2 = 835 \times 0.32 (90 - 20)$$

$$Q_2 = 18,704 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_3 = 7,057 \times 1 (90 - 20)$$

$$Q_3 = 493,990 \text{ Kcal/Día}$$

A la temperatura de 90°C la presión de saturación es 10 psia y el calor latente es de 982.1 BTU/lb

$$L = 544,5 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$Q_4 = 7,057 \times 544.5$$

$$Q_4 = 3,842,536$$

El calor perdido por radiación es de 45 BTU/hr  $\text{ft}^2$  puesto que el área del secador es de 300  $\text{ft}^2$  y se tienen 14 secadores (ver Sec. 8.1), por consiguiente.

$$Q_r = 45 \times 300 \times 0.252 \times 24 \times 14$$

$$Q_r = 1,143,072 \text{ Kcal/Día}$$

$$Q_D = 6,644,662 \text{ Kcal/Día}$$

f).- Hilado.- El calor requerido para fundir el nylon y extruirle está dado por:

$$Q_H = Q_1 + Q_2$$

en la que:

$Q_H$  - calor requerido per hilar el nylon Kcal/día

$Q_1$  - calor necesario para calentar polímero desde 20°C hasta la temperatura de fusión 215°C

$Q_2$  - calor necesario para calentar el polímero - fundido desde 215°C hasta 260°C

$$Q_1 = 41,760 \times 0.40 (215 - 20)$$

$$Q_1 = 3,257,280 \text{ Kcal/día}$$

$$Q_2 = 41,760 \times 22$$

$$Q_2 = 918,720 \text{ Kcal/día}$$

$$Q_H = 4.176,000 \text{ Kcal/Día.}$$

7.2 CONSUMO DE VAPOR.

El consumo de vapor se ha calculado considerando que se genera vapor saturado a 150 psig. Los requerimientos en las principales fases del proceso se presentan a continuación:

1.- Durante la fusión se consume:

$$F = \frac{2.286,400}{(1,194-330) 2.2 \times 0.252} = \frac{2.286,400}{463,81} = 4,930 \text{ Kg}$$

Y el calor perdido por radiación es:

$$R = \frac{28,000}{463,81} = 60$$

2.- El consumo de vapor en la extracción es:

$$E = \frac{3,920,000}{463,81} = 8,450$$

siendo el calor perdido por radiación de

$$R = \frac{653,184}{463,81} = 1,400 \text{ Kg./Día}$$

3.- Para el secado se requiere:

$$S = \frac{5,501,590}{463,81} = 11,900 \text{ Kg./Día}$$

Las pérdidas por radiación son:

$$R = \frac{1,143,072}{463,81} = 2,470$$

4.- Equipo de aire acondicionado.- El equipo de aire acondicionado consume 2,160 Kg/Día (ver Sec. 8.2) por lo tanto esta cantidad de vapor, es empleada para mantener la humedad necesaria en la sección de hilatura.

En la tabla 7.2.1, dada a continuación se presenta el resumen correspondiente al consumo de vapor.

Tabla 7.2.1 Consumo de Vapor de Escape.

Vapor Consumido	Kg/Día
Fundidor	4,990
Extracción	9,850
Secado	14,370
Aire acendicionado	2,160
Otros	4,450
<b>T O T A L.</b>	<b>35,820</b>

### 7.3.-CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA.

De la descripción del equipo dada en la sección - -

8.1 obtenemos la carga total conectada la cual es:

$$12,000 \text{ HP} \times 0.745 \frac{\text{HP}}{\text{Kw}} = 940 \text{ Kw}$$

En la sección 7.1 obtuvimos la cantidad de calor - que se requiere para la polimerización y para la fusión del-nylen, el cual se obtiene mediante resistencias eléctricas- por lo tanto, ahora pedemos determinar la energía eléctrica- consumida por las mencionadas resistencias:

a).- Polimerización.

$$\frac{6.183,091 \text{ Kcal/Día}}{860 \text{ Kcal/Kw-hr}} = \frac{7.190 \text{ Kw-hr}}{\text{Día}}$$

$$\frac{7.190}{24} = 300 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr}}$$

Considerando un factor de seguridad del 20% -

$$300 \times 1.2 = 360 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr}}$$

b).- Fusión nylon para hilarlo

$$\frac{4,176,000 \text{ Kcal/Día}}{860 \text{ Kcal/Kw-hr}} = 4,860 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{Día}}$$

$$\frac{4,860}{24} = 202 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr}}$$

$$202 \times 1.2 = 242 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr}}$$

A la carga anterior debemos sumarle el consumo por iluminación el que se puede estimar en un 5% de la mencionada carga, luego la carga total es:

$$Q = 8,940 + 360 + 242 + 477 = 10,019$$

Para este tipo de plantas el factor de demanda es del 60% y la demanda máxima será:

$$10,019 \times 0.60 = 6,011 \frac{\text{Kw-hr}}{\text{hr}}$$

#### 7.4 TEMPERATURA DE ALIMENTACION DE LAS CALDERAS

a).- En la tabla 7.4.1 se encuentran las cantidades de condensados del vapor de escape empleados para en las diferentes etapas del proceso.

Tabla 7.4.1 Condensados

Provenientes de	Recuperados $\frac{\text{Kg}}{\text{Día}}$	Perdidos $\frac{\text{Kg}}{\text{Día}}$
Fundider	4,990	
Extracción	1,400	8,450
Secado	14,370	
Aire acondicionade		2,160
Otros	4,450	
<b>T O T A L</b>	<b>25,210</b>	<b>10,610</b>

La cantidad de condensados que no retornan a las calderas deben de ser suplidos con una cantidad de agua de repuesto igual a la cantidad de vapor consumida para la humidificación de las salas de hilados; debido a que el agua de repuesto es agua fría, la temperatura de alimentación a las calderas se podrá obtener del balance de calor, puesto que el calor perdido por los condensados calientes será -- igual el calor ganado por el agua de repuesto, es decir:

$$M_1 C_p (t_1 - t_2) = M_2 C_p (t_2 - t)$$

Resolviendo para  $T_2$  tenemos

$$t_2 = \frac{M_1 t_1 + M_2 t}{(M_1 + M_2)}$$

Siendo

$T_2$  - Temperatura de la mezcla °C

$T_1$  - Temperatura del condensado °C

$t$  - temperatura del agua de repuesto °C

$M_1$  - cantidad de condensado Kg/Día

$M_2$  - cantidad de agua de repuesto Kg/Día

Substituyendo los valores:

$$T_2 = \frac{25,210 (130) + 1,0610 (20)}{25,210 + 10,610}$$



## 7.5 COMBUSTIBLE CONSUMIDO

a).- La cantidad de calor necesario para generar -  
el vapor consumido es:

$$Q = \frac{M (h_1 - h_2)}{E} \dots \dots \dots 7.5.1$$

en la cual

Q - calor necesario para generar el vapor requerido

M - cantidad de vapor

$h_1$  - Entalpía del vapor

$h_2$  - Entalpía del agua de alimentación

E - Eficiencia de las calderas

La eficiencia de los generadores de vapor se supone  
que es del 80%; substituyendo en la ecuación 7.5.1 obtenemos:

$$Q = \frac{35,820 \times 2.2 (1,194 - 164)}{0.8} = 101,500,000 \frac{\text{BTU}}{\text{Día}}$$

Suponiendo que se emplea combustible con un poder -  
calorífico de 18,000 BTU/lb, el consumo es entonces:

$$G = \frac{101,500,000}{18,000} = 5,640 \frac{\text{lb}}{\text{Día}}$$

es decir:

$$\frac{5,640 \times 3.785}{8.33} = 2,460 \text{ Lts/Día}$$

CAPITULO 8.-

ESTIMACION DE LA INVERSION.

### 3.1.1 BASES PARA LA ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA.

Para poder evaluar el proyecto que nos ocupa se requiere estimar la inversión fija, a partir de los datos de que se dispone, esto es, del diagrama de flujo y de los balances - tanto de materiales como de energía, con lo cual podemos determinar, en una forma aproximada, el número y capacidad de maquinaria y del equipo necesarios para el proceso, una vez logrado lo anterior el siguiente paso es determinar el costo de cada uno de los referidos equipos en base a los cálculos de alguna-dimensión básica estimada de los balances de materiales y de energía que permitan obtener una estimación del costo del equipo deseado.

Siendo el caso presente, de una estimación preliminar con el objeto de evaluar la factibilidad, para el establecimiento de una unidad productora de policaproamida, la estimación de la inversión fija necesaria, el método seguido es como se ha mencionado, mediante la estimación de los principales artículos y empleando porcentajes para estimar los demás requerimientos de capital en base al costo del equipo, por lo tanto, de acuerdo con W.T Nichols la aproximación que se obtiene es de 20%, la cual es razonable para los propósitos presentes.

El valor estimado del equipo (Ver también Sec.3.2), en algunos casos fué posible disponer de cotizaciones de los fabricantes y en los demás el valor se estimó de los datos publicados (Ver cap. 10 ) en la literatura. Todos los valores presentados están dados en moneda nacional, considerando fle-

tes y gastos de importación para los equipos que no son de fabricación nacional. Todos los valores corresponden a precios - lab.en México,D.F. En ningún caso se han considerado descuentos y siempre se ha tomado el precio del equipo más caro, todo ello con el objeto de obtener una estimación conservadora del monto de la inversión fija requerida.

#### 8.1.2 Descripción del Equipo.

A continuación se enlistan los principales equipos - requeridos, enumerando las características básicas que sirvieron para estimar el costo, así también se indica la cantidad - de equipos requeridos y el costo total estimado.

Partida No.	Cantidad	Descripción	Valor \$
1	1	Molino de martillos para caprolactama con capacidad para 2 Ton/hr. accionado por motor eléctrico.	✓ 9,500
2	1	Fundidor continuo para caprolactama con capacidad para 150gal. con chaqueta para calentamiento con vapor de escape 30 psi construido con placa de acero inoxidable y agitador de paletas para 125 R.P.M. con motor eléctrico de 10 HP.	26,000
3	2	Bombas centrífugas para manejo de caprolactama fundida con capacidad para 2,140-LPM y una carga dinámica de 100 ft. enchastadas con motor eléctrico de 1 PH.	30,000
4	2	Tanque para mezcla de caprolactama fundida con ácido acético con capacidad para 4,280 l. con chaqueta para calentamiento mediante condensados, construido con placa de acero inoxidable.	30,000
5	1	Tanque para alimentación de caprolactama fundida a reactores de 9,500 l. de capacidad enchastado para calefacción mediante condensados, construido con placa de acero inoxidable.	12,000
6	2	Bombas de desplazamiento positivo para densificar caprolactama y suspensión de dióxido de titanio con capacidad para 2,140-LPH de caprolactama y 300 LPH de suspensión.	30,000
7	2	Tanques para preparación de la suspensión de dióxido de titanio con capacidad para 1,000 l. construidos con placa de acero inoxidable.	7,500
8	1	Molino coloidal para preparación de la suspensión de dióxido de titanio enfriado con agua, accionado por motor eléctrico.	✓ 32,000
9	15	Reactores continuos para polimerización de 130 kg/hr. de caprolactama a presión atmosférica enchastados para calentamiento con dowtherm; construido con placa de acero inoxidable, equipado con resistencias eléctricas para calentamiento de 45-kW condensador para reflujo y bombas de engranes para manejo de polímero.	10,150,000

Partida No.	Cantidad	Descripción	Valor \$
10	18	Hileras para polímero con capacidad para 4 cables de 3 mm. de diámetro.	126,000
11	15	Tanques para solidificación de los cables de polímero con capacidad para 700 lts. - construídos con placa de acero inoxidable	40,500
12	18	Máquinas fresadoras para corte de cables - con velocidad de 67 metros per minuto.	45,000
13	3	Tanque para extracción de monómeros con - agua caliente cilíndrico vertical con capacidad para 55,000 lts. enchaquetado para calentamiento con vapor, construído con - placa de acero inoxidable.	350,000
14	2	Bombas inastascables de tipo centrífugo - para manejo de agua y chips con capacidad para 13.2 GPM y una altura dinámica de -- 100 ft.	22,000
15	1	Criba vibratoria para separación de los - chips del agua de extracción con superficie de 12 ft <sup>2</sup> y accionada mediante motor - eléctrico de 2 HP.	49,000
16	1	Tanque para almacenamiento de chips con - capacidad para 24,000 lts. cilíndricos -- vertical construído con placa de acero al carbón.	63,000
17	14	Secadores para chips de tuber rotatorio al vacío con capacidad para 3,000 Kg. de polímero per día con chaqueta para calefacción con agua caliente y accionada -- per motor reductor de 30 HP y un l r.p.m de velocidad de salida.	8,000,000
18	14	Bombas de vacío para los secadores de chips de tipo centrífugo con capacidad para manejo de 410 ft <sup>3</sup> /min, accionada per motor - eléctrico de 80 HP	520,000
19	2	Bombas centrífugas para manejo de agua ca - liente a los secadores rotatorios con capacidad para 122 GPM accionada per motor - eléctrico de 115 HP.	130,000

Partida No.	Cantidad	Descripción	Valor \$
20	2	Bombas centrífugas para manejo de agua caliente a tanque de extracción con capacidad para 3 <sup>4</sup> lts. per minuto, accionada por motor eléctrico de 0.75 HP.	30,000
21	118	Equipos para hilatura del polímero con fusión mediante tornillo sin fin, calentamiento mediante inducción y por medio de resistencias eléctricas y deuytherm para compensación de pérdida por radiación, con 6 hileras para cuatro hilos cada una, bombas de engranes de 5 centímetros cubicos per revelución y reductores de velocidad variable para las mismas, tablero para alejar equipo de control.	16.500,000
22	150	Máquinas para estirado y terciado de filamento con capacidad para 86 bobinas de 2 Kg. equipada con sistema hidráulico para movimiento de las guías de los hilos, engranes intercambiables para cambio de la relación del estirado del hilo y accionada per motor eléctrico de 30 HP.	14.500,000
23	118	Máquinas para embobinado de hilo con seis posiciones para cuatro hilos cada una equipada con rodillos para aplicación de solución humectante, geadets, guías para hilos y cilindros para embobinado de hilo accionados per motores de velocidad variable.	8.000,000
24	1	Sistema para acondicionamiento de aire formado per: 4 Unidades de compresión tipo centrífuge con capacidad para 250 toneladas de refrigeración cada una. 2 Torres para enfriamiento de agua de 2 celdas con capacidad para manejar 1,750 G.P.M. de agua en cada celda y 30,000 C.F.M. accionada per motor reductor de 10 HP. 6 Ventiladores de entrada doble con capacidad de 75,000 C.F.M. contra una presión estática de 3/4 in de agua acoplada mediante poleas y bandas V a motor eléctrico de 20 HP.	9.000,000

Partida No.	Cantidad	Descripción	Valor \$
		2 Bombas centrífugas para circulación - de agua fría con capacidad para 1,150 G.P.M. accionada por motor eléctrico de 30HP.	
		2 Bombas para manejo de agua de condensación con capacidad para 2,500 GPH y accionada por motor eléctrico de 30 - HP.70 Humidificadores de ambiente tipo niebla para vapor.	
25	1	Lote de instrumentos de medición, material de vidrio, mesas y estantes para laboratorio de control químico.	60,000
26	1	Lote de instrumentos de medición, material de vidrio, mesas y estantes para laboratorio textil.	80,000
27	1	Equipo intercambiador de iones para tratamiento de agua con capacidad para manejo de 221 l. por minuto, 450 Kg. de capacidad de intercambio.	300,000
28	2	Equipos para generar 20,000 Kg/hr. de vapor saturado a 150 psig y con una capacidad de 126 caballos de calderas, -- con alimentación de agua a 91°C.	190,000
29	1	Tanque para almacenamiento de bombustoleo con capacidad para 37,000 l. cilíndrico vertical con techo cónico de 3.15 m. de diámetro y 4.75 m de altura, construido con placa de acero al carbón.	12,000



### 8.1.3.- INVERSION FIJA REQUERIDA.

La inversión fija estimada para el proyecto se presenta a continuación:

Costo del Equipo. . . . .	58.344,500
Instalación ( 43 % ). . . . .	25.100,000
Tubería ( 36% ) . . . . .	21.000,000
Instalación Eléctrica ( 15 % ). . . . .	8.750,000
Edificios y Servicios ( 35 % ). . . . .	20.400,000
Mejoras Terreno ( 10% ) . . . . .	5.834,000
Servicios (35%) . . . . .	20.400,000
Terreno ( 6% ). . . . .	3.500,000
S U B T O T A L	
	163.328,500
Ingeniería y Construcción ( 40% ) . . . . .	23.300,000
Honorarios Contratista ( 22% ). . . . .	12.900,000
	199.528,500
Contingencias ( 48% )	28.000,000
Muebles y Enseres de Oficina	500,000
T O T A L	
	228.028,000

Los porcentajes empleados para la estimación de la inversión fija se indican entre paréntesis y fueron tomados del Peters Plant Design and Economics for Chemical Engineers-Mc Graw Hill 1958, pág.101 ( Ver Sec.10 ).

### 8.2.- Cálculo del Equipo.

A continuación se presentan los calculos que sirvieron de base para estimar el costo de los principales equipos de proceso.

#### 8.2.1.- Molino de Caprolactama.

Debido a que la caprolactama hasta la fecha no se fabrica en nuestro país, se requiere importarla de Estados Unidos o bien de Europa, por lo cual debe ser transportada a través de grandes distancias, lo que ocasiona con frecuencia aglomeraciones de la mencionada substancia, por tal motivo --

debe de desgreñarse tales aglomeraciones, necesitándose para ello de un molino con capacidad para 1,877 kgs. por hora, lo cual es la cantidad consumida por la planta.

### 8.2.2.- Fundidor de Caprolactama.

La caprolactama puesto que es obtenida en estado sólido, se requiere por lo tanto fundirla para polimerizarla en estado líquido. El fundido se lleva a cabo en un tanque enchaquetado y calentado por vapor. Para que la fusión se realice más rápidamente el sólido se pone en contacto con caprolactama líquida y agitando la suspensión para que la transmisión de calor sea más rápida. El tiempo de residencia dentro del fundidor debe ser lo suficientemente largo para asegurar la fusión, alrededor de 0.25 hrs., por lo tanto la capacidad del fundidor es:

$$1,877 \times 1.14 = 2,140 \text{ l.}$$

$$2,140 \times 0.25 = 535 \text{ l.}$$

8.2.3.- La caprolactama fundida debe de enviarse a los tanques mezcladores para que se realice la operación siguiente; por lo tanto, se requiere de una bomba que opere y de otra para relevo que permita efectuar el mantenimiento sin interrumpir el proceso. El gasto de caprolactama fundida es:

$$45,040 = 1,877 \text{ Kg./hr.}$$

$$1,877 \times 1.14 = 2,140 \text{ l/hr.}$$

Es decir se requieren 2 bombas para un gasto de 2,140 litros por hora cada una, Puesto que estas bombas van a manejar caprolactama fundida es necesario, por lo tanto que la carcasa esté enchaquetada con el objeto de evitar que la caprolactama se solidifique dentro de la bomba. La altura total dinámica se estima en 100 Ft de agua y la potencia del motor es por consiguiente:

$$W = \frac{2,140 \times 100 \times 62.3 \times 1.14}{28 \times 3,600 \times 0.40 \times 550}$$

$$W = 0.676 \text{ HP}$$

El motor eléctrico requerido para cada bomba es de 1.0 H P.

8.2.4.- La caprolactama fundida debe, de ser mezclada con el ácido acético, esta mezcla se lleva a cabo en forma intermitente y el tiempo entre cada lote se estima de 2 - heras, por lo tanto la capacidad de cada tanque es:

$$2 \times 2,140 = 4,280 \text{ lts.}$$

Los tanques deben estar equipados con un agitador de propela y enchaquetado para mantener la temperatura de la caprolactama constante.

8.2.5.- Para que la alimentación de los reactores sea continua así como permitir una mayor flexibilidad al proceso se requiere de un tanque de almacenamiento para una capacidad igual a la de los dos tanques de mezclado, es decir 9,500 lts. Este tanque al igual que los anteriores debe ser enchaquetado.

8.2.6.- Para la alimentación de los reactivos se necesita de dos bombas desifcaderas que permitan la alimentación de la caprolactama en polvo y de la suspensión de dióxido de titanio en las cantidades deseadas el gaste de cada uno de los mencionados componentes es de:

a) Caprolactama

$$\frac{45,040}{24} \times 1.14 = 2,140 \text{ lt/hr}$$

b) Dióxido de Titanio

$$\frac{6,750}{24} \times 1.04 = 292.5 \text{ lt/hr.}$$

El tipo de bomba requerido para el presente caso es de desplazamiento positivo reciprocante de doble émbolo de carrera variable para ajuste del gaste, con el émbolo para manejo de la caprolactama en polvo para calentamiento y accionado por motor eléctrico, Una de las bombas sirve de relevo de la otra.

8.2.7.- Para la preparación de la dispersión de dióxido de titanio uno de ellos sirve para asentamiento y el segundo para alimentación de las bombas desifcaderas, la capacidad de estos tanques es de: 1,000 lts. cada uno.

8.2.8.- El tamaño de las partículas de dióxido de titanio adecuado para que actúe como deslustrante se obtiene mediante un meline coloidal con capacidad para manejar 1,000 lts. de suspensión por día,

8.2.9.- La reacción de polimerización se efectúa en reactores continuos a presión atmosférica calentando con dewtherm y mediante resistencias eléctricas con chaquetas -- para cada una de las tres secciones del reactor, platos perforados en el interior del reactor, bombas de engranes para evacuación del polímero, condensador para reflujos de la caprolactama, cámara de mezclado para los reactivos y la dispersión de la caprolactama. La capacidad de este tipo de -- reactores es de 130 Kg. por hora de caprolactama; el número de reactores necesarios es como sigue:

$$\frac{1.877}{130} = 14.43$$

Por lo tanto se requieren de 15 reactores para -- procesar la cantidad deseada.

8.2.10.- Los materiales que salen de los reactores se extruyen para formar cuatro cables de 3 mm. de sección cada uno. Requiriéndose una hilera por cada reactor, es decir 18 hileras, de las cuales 3 son de repuesto.

8.2.11.- Para la solidificación del polímero se efectúa enfriando el producto con agua, esta operación requiere por lo tanto de una tanque cuya capacidad se calculará a continuación:

Peso de cada uno de los cables.

$$\frac{130}{4} = 32.5 \text{ Kg/hr.}$$

Volumen de cable de 3 mm. de diámetro por pie de longitud.

$$S = 0.785 (0.118)^2 = 11 \times 10^3 \text{ in}^2$$

$$V = 11 \times 10^{-3} \times 12 = 0.132 \text{ in}^3$$

Peso del cable per pie:

$$0.132 \times 0.041 = 5.41 \times 10^{-3} \text{ lb/ft}$$

Cantidad de productos per cable

$$\frac{32.5 \times 2.2}{60} = 1.19 \text{ lb/min}$$

Velocidad de producción del cable

$$\frac{1.19}{5.41 \times 10^{-3}} = 220 \text{ ft/min}$$

El tiempo necesario para que se realice la solidificación será:

Temperatura de alimentación polímero 260°C

Temperatura del cable a la salida del tanque 100°C

Temperatura de alimentación del agua 20°C

Temperatura de descarga del agua 35°C

Empleando las ecuaciones y las gráficas del D.Q - Kern Process Heat Transfer Mc Graw Hill New York 1950 para un cilindro tenemos:

$$T' = \frac{35 + 20}{2} = 27^{\circ}\text{C}$$

$$y = \frac{t' - t}{t' - t_b} = \frac{27 - 100}{27 - 260} = 0.313$$

$$m = \frac{k}{hr \cdot r_m} = \frac{1.2}{40 \times 0.06} = 0.5$$

$$n = \frac{r}{r_m} = 1$$

De la gráfica.

$$x = \frac{k}{c} \frac{g}{p} \frac{r}{m^2} = \frac{1.2 \theta}{0.41 \times 0.4 \times 0.0036 \times 144} = 0.277$$

$$\theta = 0.117 \text{ min}$$

Este tiempo de enfriamiento es el tiempo que debe permanecer el cable dentro del tanque.

Longitud del cable sumergido en el agua

$$220 \times 0.117 = 25.7 \text{ ft/cable}$$

El peso total de cable en el agua es:

$$220 \times 4 = 880 \text{ ft/min}$$

$$880 \times 5.41 \times 10^{-3} = 4.7 \text{ lb/min}$$

El calor desprendido será:

$$\frac{4.7 \times 86.4}{2.2} = 185 \text{ Kcal/min}$$

Del balance de energía (Ver Cap. 7). La cantidad de agua es de 259,000 Kg. per día o sea.

$$\frac{259,000}{45,040} = 5.75 \frac{\text{Kg. agua}}{\text{Kg. caprelactama}}$$

el agua consumida por reactor

$$130 \times 5.75 = 750 \text{ lt/hr}$$

y la temperatura de salida del agua es:

$$185 = \frac{750}{60} \times 1 (t - 20)$$

$$t = \frac{185}{12.5} + 20$$

$$t = 14.8 + 20$$

$$t = 34.8^{\circ}\text{C}$$

lo cual confirma la suposición de que el agua sale a 35°C

Dimensiones del tanque

Altura del tanque

Considerando 4 cambios de dirección del cable

$$\frac{25.7}{4} = 6.4 \text{ ft} \quad ( 2.15 \text{ m} )$$

Longitud del tanque.

La separación de los cables debe ser lo suficientemente grande como para que pueda cargarse el cable con facilidad.

El ancho del tanque es igual al diámetro de la hilera es decir 0.45 m.

Volumen del tanque

$$V = 2.15 \times 0.70 \times 0.45 = 0.68 \text{ m}^3$$

8.2.12.- Para el certado del cable se requiere de máquinas fresadoras cuya velocidad de corte debe ser de:

$$\frac{220}{3.3} = 67 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Y el número de máquinas necesarias debe ser igual a la cantidad de reactores más algunas máquinas de relevo, es decir 19 máquinas.

8.2.13.- La extracción de monómeros de los chips - lleva a cabo con agua caliente en un tanque, siendo el tiempo de residencia de 2 día, por lo tanto el volumen requerido es de:



$$45,040 \times 2 = 90,080 \text{ Kg.}$$

$$90,080 \times 1.14 = 102,691 \text{ lts.}$$

El volumen total de agua y chips es de 1.6, el volumen de los chips es:

$$102,691 \times 1.6 = 164,306$$

Aproximadamente 165,000 lts.

8.2.14.- Los chips junto con el agua de extracción se transportan mediante bombas de tipo inatascable para el manejo del fluido con dos fases la cantidad bombeada es de:

$$\frac{45,040}{24} = 1,877 \text{ kg/hr}$$

$$1,877 \times 1.6 = 3,000 \text{ lts/hr}$$

$$\frac{3,000}{60 \times 3.785} = 13.2 \text{ G.P.M.}$$

Y la potencia consumida es:

$$W = \frac{13.2 \times 100 \times 62.3 \times 1.16}{0.40 \times 60 \times 7.48 \times 550} = 0.955 \text{ HP}$$

8.2.15.- Para la separación de los chips del agua se emplea una malla vibratoria con capacidad para el manejo de 3,000 lts. por hora de la mezcla.

8.2.16.- Siendo que los secadores de chips trabajan en forma intermitente se requiere de un tanque para almacenar los chips mientras los secadores terminan su ciclo- el volumen de este tanque es para medio día de capacidad, es decir:

$$\frac{41,228 \times 1.14}{2} = 24,000 \text{ lts}$$

3.2.17.- La capacidad de los secadores típicos en plantas para el secado del polímero es de 3,000 g. por día por lo cual el número de secadores es de:

$$41,928 \div 3,000 = 14 \text{ secadores.}$$

El calor consumido por cada uno de ellos es:

$$\frac{5,644,062}{14} = 474,575 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día} \times \text{secador}}$$

El área de transferencia de calor en cada aparato es como sigue:

La diferencia de temperatura entre el agua y el polímero es:

$$AT = 90 - 80 = 10^{\circ}\text{C}$$

Considerando que el coeficiente de transmisión en esta clase de equipos es de 25 BTU/hr  $^{\circ}\text{F}$  ft<sup>2</sup> (dato del fabricante).

$$A = \frac{Q}{U \Delta T}$$

$$A = \frac{474,575}{0.252 \times 25 \times 10 \times 1.8 \times 24}$$

$$A = 174 \text{ ft}^2$$

Puesto que el secador no se encuentra totalmente lleno sino que únicamente el polímero ocupa el 60% del volumen disponible entonces el área total del secador será de:

$$\frac{174}{0.6} = 290 \text{ ft}^2$$

El secador tendrá una área aproximada de 300 ft<sup>2</sup>

3.1.1. Como se mencionó en el gráfico anterior los secadores tienen una superficie interior de 300 ft<sup>2</sup> -- considerando que se trata de un cilindro cuya longitud es igual a 1.5 veces el diámetro tenemos que el volumen es:

$$h = 1.5 D \dots \dots \dots 1$$

$$v = A \times 1.5 D \dots \dots \dots 2$$

$$A = \pi D h \dots \dots \dots 3$$

Sustituyendo 1 en 3

$$A = \pi D \times 1.5 D$$

$$D^2 = \frac{A}{1.5 \times \pi}$$

$$D^2 = \frac{300}{1.5 \times \pi}$$

$$D = 6.4$$

$$D = 8 \text{ ft}$$

$$h = 1.5 \times 8 = 12 \text{ ft}$$

$$V = \frac{\pi 6.4^3}{4} = 50 \text{ ft}^3$$

La cantidad de agua que debe evaporarse por secador considerando que el tiempo de secado es de 2 días:

$$\frac{7.057}{24} = 294 \text{ kg/hr}$$

La densidad del vapor es:

$$\frac{m}{v} = \frac{P}{RT} = \frac{0.71}{0.08206 \times 350}$$

$$\frac{m}{v} = 0.0236 \frac{\text{gr mol}}{\text{lt}}$$

$$\frac{m}{v} = 0.0236 \times 18 = 0.425 \frac{\text{gr}}{\text{lt}}$$

Y el volumen desplazado

$$\frac{294}{0.426} = 690 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

8.2.19.- La cantidad de agua caliente que se requiere para el secado es de:

$$m = \frac{6,644,062}{24 \times (90-80)} = 27,683 \text{ lts/hr}$$

$$\frac{27,683}{60 \times 3.785} = 122 \text{ GPM y el consumo de potencia es:}$$

$$W = \frac{122 \times 150 \times 62.3}{0.40 \times 60 \times 7.48 \times 550}$$

$$W = 115 \text{ HP}$$

Se requieren 2 bombas de esta capacidad, una de ellas para relevo.

8.2.20.- La cantidad de agua caliente requerida para la extracción de monómeros es de:

$$49,000 = 34 \text{ lts/min}$$

Se estima una cabeza de 100 ft de agua:

$$W = \frac{9.5 \times 100 \times 62.3}{0.40 \times 60 \times 7.48 \times 550} = 0.58 \text{ HP}$$

Por lo tanto el motor debe ser de 0.75 HP y se requiere de des bombas iguales una para relevo.

8.2.21.- Para la estimación del número de máquinas de hilar se considera que el hile producido será de un nivel promedio de 30 y la velocidad de producción de esta clase de equipo es de 800 m/min.

$$800 \times 60 = 48,000 \text{ m/hr de hile}$$

el peso de cada hile es:

$$\frac{18,000}{9,000} \times 30 \times 4 = 640 \text{ gr/hr.}$$

cada máquina tiene 6 hileras con capacidad para 4 hilos = -  
 cada una y la cantidad de hilo producido es:

$$0.64 \times 6 \times 4 = 15.35 \text{ Kg/hr}$$

$$15.35 \times 24 = 368 \text{ Kg/d}$$

El número de máquinas requeridas es de:

$$\frac{40,920}{368} = 115 \text{ máquinas}$$

Con el fin de que exista una mayor flexibilidad -  
 del proceso se requiere disponer de otras máquinas para re-  
 leve, esta cantidad de máquinas para relevo se estima en --  
 118.

8.2.22.- Cada una de las máquinas de hilar debe -  
 contar con una máquina que recoja, embobine y aplique el a-  
 preste al hilo producido, es decir se requiere de 118 máqui-  
 nas para embobinado.

8.2.23.- La cantidad de máquinas que se requieren  
 para el estirado y retorcido del hilo producido se estima--  
 rán a continuación:

Considerando que el hilo se estira cuatro veces -  
 la longitud inicial, la velocidad de estiraje es de 300 m -  
 por minuto y el peso promedio de las bobinas de 1,600 kg. -  
 por consiguiente el tiempo requerido para el estirado de --  
 una bobina con el mencionado p eso se determinará a conti--  
 nuación:

peso del hilo estirado:

$$\frac{800 \times 60 \times 30}{9,000 \times 4} = 160 \text{ gr/hr}$$

$$\frac{1,600}{160} = 10.00 \text{ hr}$$

Las máquinas pueden procesar dos lotes por día -- quedando disponibles 4 horas para limpieza, carga y descarga de las mismas. El número de máquinas necesarias es:

$$\frac{41,388}{1.6} = 25,867 \text{ bobinas per día}$$

Considerando que este tipo de máquinas tienen capacidad para 86 bobinas

$$\frac{25,867}{86 \times 2} = 150 \text{ máquinas}$$

3.2.2<sup>4</sup>.- La operación de estirado, retorcido y en bobinado de nylon debe ser realizada bajo condiciones de humedad y temperatura constante, por lo cual se debe disponer de equipos de aire acondicionado, cuyos requerimientos se -- estimarán a continuación.

Se considera que se dispondrán las máquinas en -- dos cuartos con una superficie aproximada de 7,000 m<sup>2</sup> cada uno y que las condiciones del aire ambiente son similares a las del Distrito Federal, así mismo las condiciones de trabajo deben ser: humedad relativa 70% y temperatura 28°C.

El calor transmitido es:

a) Muro interior.-- Estimando una altura de 4.00 m

$$A = 340 \times 4 \times 10.76 = 14,370 \text{ ft}^2$$

Para muros interiores de 8 pulgadas de espesor y con una resistencia de  $80 \text{ lb/ft}^2$  el coeficiente total de transmisión de calor es de  $0.41 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$  y la diferencia de temperaturas entre el cuarto de proceso y el resto de la planta de  $10^\circ \text{ F}$  el calor transmitido será:

$$Q = 0.41 \times 14,370 \times 10 = 59,000 \text{ BTU/hr.}$$

b) Techo

$$A = 7,000 \times 10.76 = 75,400 \text{ ft}^2$$

Para techos de concreto armado de 4 pulgadas de espesor con acabado en yeso por la parte inferior al coeficiente de transmisión de calor es de  $0.23 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$  y considerando una diferencia de temperatura de  $10^\circ \text{ F}$  ya que no está expuesto al sol; el calor transmitido es por lo tanto:

$$Q = 0.23 \times 75,400 \times 10 = 173,200 \text{ BTU/hr}$$

c) Máquinas.— En cada cuarto se tendrán 75 máquinas las cuales son accionadas por un motor de 25 HP. El calor que disipan las máquinas será:

$$Q = 25 \times 2,544 \times 75 = 4,770,000 \text{ BTU/hr.}$$

d) Personal.— Para la operación de las máquinas, supervisión y empaque de las bobinas terminadas se requiere de 100 personas aproximadamente, lo cual da una carga térmica de:

Calor sensible por persona: 605 BTU/hr.

Calor latente por persona: 845 BTU/hr.

$$Q_s = 100 \times 605 = 60,500 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_1 = 100 \times 845 = 84,500$$

e) Iluminación.- Se supone que la iluminación disipa 1 watt por pie cuadrado lo cual significa:

$$Q = 75,400 \times 1 \times 4.25 = 320,000 \text{ BTU/hr}$$

Este cálculo se ha hecho suponiendo que la iluminación es mediante lámparas fluorescentes).

f) Calor del aire exterior.- Para la ventilación del local se requiere efectuar un cambio del volumen total cada hora.

$$V = 75,400 \times 4 \times 3.3 = 100,000 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{100,000}{60} = 16,605 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

El calor sensible debido al aire exterior es:

$$Q = 0.855 \times 0.17 \times 21.6 \times 16,605 = 52,300 \text{ BTU/hr}$$

Para las condiciones interiores de 70% de humedad relativa, 68 °F de temperatura y a la presión del Distrito Federal la humedad absoluta es de 95 granos por libra (de un diagrama psicrométrico). La humedad absoluta del aire exterior es de 71 granos por libra a una temperatura de bulbo seco de 89.6 °F y 62.6 °F de temperatura de bulbo húmedo por lo tanto la diferencia de humedad es:

$$AH = 71 - 95 = - 24 \text{ granos/lb}$$

La diferencia es negativa lo cual significa que es necesario humidificar el aire para cumplir con las necesidades del proceso.

El calor sensible del aire que sí pasa a través de los serpentines es:



$Q = (89.6 - 68) (1.00 - 0.17) 0.855 \times 16,605 = 258,000 \text{ BTU/hr}$

La carga total del equipo es por consiguiente:

a) Muros interiores	59,000
b) Techo	173,200
c) Máquinas	4.770,000
d) Personal	145,000
e) Iluminación	320,000
f) Aire Exterior	
Calor sensible aire que no pasa por los serpentes.	52,300
Calor sensible aire que sí pasa a través de los serpentes	258,000

T O T A L. 5.777,500  $\frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$

Las toneladas de refrigeración para los dos -  
cuartos son:

$$\frac{5.777,500}{12,000} \times 2 = 481 \times 2 = 962 \text{ T.T.}$$

8.2.25.- El equipo para tratamiento de agua deberá manejar la cantidad de agua contaminada con caprolactama equivalente y la correspondiente a los condensados perdidos es de  
cir:

Agua de Reacción	8,424 Kg/D
Agua Enfriamiento cable	259,000 Kg/D
Agua Extracción	49,000 Kg/D
Humidificación Aire	2,160 Kg/D

T O T A L  
318,584 Kg/D

$$G = \frac{318,584}{24 \times 60} = 221 \text{ l./min.}$$

8.2.26.-El calor necesario para generar la cantidad de vapor demandada por el proceso es de 4,229,167 BTU/hr. por lo tanto la capacidad de las calderas es de:

$$\text{C.C.} = \frac{4,229,167}{33,500} = 126$$

8.2.27.- Para el almacenamiento de combustible se requiere disponer de un tanque con capacidad para unos 15 días de operación a fin de que se asegure la disponibilidad de combustible en todo momento.

$$2,460 \text{ l./día} \times 15 = 36,900.$$

CAPITULO 9.-

ESTUDIO ECONOMICO.

### 9.- ESTUDIO ECONOMICO.

Los elementos necesarios para la evaluación del proyecto serán estimados en este capítulo y en el siguiente. En éste capítulo se estimarán los costos y gastos de producción, inversión total requerida y rentabilidad sobre inversión total, todo lo cual servirá de base para elaborar los estados proforma. Además se desarrollará el análisis de sensibilidad de rentabilidad a fin de determinar las incidencias que sobre la rentabilidad tienen variaciones de los principales rubros, como son: Inversión total, ingreso por ventas y costos de producción.

#### 9.1.- COSTOS Y GASTOS DE FABRICACION.

En esta sección, primeramente se encuentra el resumen de costos y gastos de fabricación; posteriormente se encuentran las bases que sirvieron para la estimación de los costos y gastos de fabricación:

RESUMEN COSTOS Y GASTOS DE FABRICACION  
PLANTA POLIMERIZADORA DE NYLON 6  
CAPACIDAD 14,279 TON.POR AÑO DE PRODUCTO..

FILAMENTO CONTINUO TEXTIL

	FIJOS	VARIABLES	TOTALES
A.- Material Directo.			
1 Materias Primas			
Caprolactama		135,189,000	135,189,000
Dióxido de Titanio		865,000	865,000
Acido Acético		80,000	80,000
2 Empaques		10,950,000	10,950,000
Tot. Material Directo		147,084,000	147,084,000

	fiijo	variable	Total.
<b>B.- Mano de obra Directa</b>			
Sueldos y Salarios	12.124,400		12.124,400
Prestaciones	4.001,000		4.001,000
Tot.Mano de Obra Directa.	16.125,400		16.125,400
<b>C.- Costos de Fabricación.</b>			
1 Mano de Obra			3.144,000
Supervisión y Administra ción de la Planta	2.404,000		
Mantenimiento	540,000		
Servicios	199,200		
2 Prestaciones	1.037,000		1.037,000
3 Material Indirecto			2.523,600
Combustibles		204,000	
Lubricantes		30,600	
Suministros varios de O- peración.		2.100,000	
Suministro de Oficina		96,000	
Agua		93,000	
<b>D.- Costos Indirectos</b>			
1 Depreciaciones			19.874,360
Edificaciones y Construc ciones	1.104,210		
Maquinaria e Instalación	18.720,150		
Muebles de Oficina	50,000		
2 Amortizaciones			4.560,700
Gastos de Organización	200,000		
Gastos de Adiestramiento	4.360,700		
3 Mantenimiento	14.000,000		14.000,000
4 Laboratorios de Control	120,000		120,000
5 Electricidad		10.950,000	10.950,000
6 Seguros	1.628,000		1.628,000
Tot.Costos de Fabricación	60.489,460	160.557,600	221.047,060
<b>E.- Costo de Producción</b>			
1 Gastos Generales (Admon.y Ventas)			

	Fijo	Variable	Total.
Gastos de Administracion	8.000,000	2.000,000	10.000,000
Gastos de Ventas.	2.175,000	932,000	3.107,000
Impuestos sobre Ingresos Mercantiles.		14.993,000	14,993,000
Tot. Gastos Generales	10.175,000	17,925,000	28.100,000
Tot. de Costos y Gastos	70.664,460	178.482,600	249.147,000

Las bases para la estimación de los Costos y Gastos de Manufactura se presentan a continuación:

a) Mano de Obra.- La mano de obra estimada para una planta de esta naturaleza y el costo de la misma se presenta en la tabla -- 9.1.1 la cual alcanza un monto de \$ 15.168,400 / Año

b) Mantenimiento.- El mantenimiento se estima que será de un 6% de la inversión fija aproximadamente:

$$232.528,500 \times 0.06 = \$ 14.000,000 / \text{Año}$$

c) Seguros.- El costo por concepto de seguros se estima en 0.7% de la inversión fija, por consiguiente:

$$232.528,500 \times 0.007 = \$ 1.628,000 / \text{Año}$$

d) Prestaciones.- Las prestaciones al personal de la empresa se estiman en un 33% del costo de la mano de obra, es decir:

$$\$ 5.038,000 / \text{Año}$$

e) Laboratorios.- El costo de operación de los laboratorios de control químico y textil se estima en \$ 120,000 por año.

TABLA 9.1.1 Mano de Obra.

Cantidad	Puesto	Sueldo Mensual c/u	Sueldo Anual	Sueldo Anual Total.
1	Gerente de Producción	15,000	180,000	180,000
1	Superintendente Polimerización	10,000	120,000	120,000
1	Superintendente Hilatura	10,000	120,000	120,000
4	Jefes de Turne Polimerización	5,000	60,000	300,000
4	Jefes de Turne Hilatura	5,000	60,000	300,000
1	Gerente Control de Calidad	10,000	120,000	120,000
1	Jefe de Laboratorio químico	5,000	60,000	60,000
1	Jefe Laborerie Textil	5,000	60,000	60,000
1	Gerente Ingeniería de Planta	10,000	120,000	120,000
1	Jefe Mantenimiento	5,000	60,000	60,000
1	Jefe Servicios Auxiliares	5,000	60,000	60,000
1	Gerente Administrativo	10,000	120,000	120,000
1	Jefe de Personal	5,000	60,000	60,000
1	Jefe de Compras	5,000	60,000	60,000
1	Secretaria Gerente Producción	1,800	21,600	21,600
1	Auxiliar de Oficinas Producción	1,500	18,000	18,000
1	Secretaria Gerente Ing.Planta	1,800	21,600	21,600
1	Secretaria Gerente Administrativo	1,800	21,600	21,600
3	Auxiliares de Contabilidad	1,500	18,000	54,000
1	Cajero	2,500	30,000	30,000
2	Auxiliares personal	1,500	18,000	36,000
S U B T O T A L				1,942,800

Cantidad	Puesto	Sueldo Mensual	Sueldo Anual	Sueldo Anual Total
1	Auxiliar compras	1,500	18,000	18,000
6	Vigilancia	1,500	18,000	108,000
2	Almacenistas	2,000	24,000	48,000
5	Auxiliares Almacén	1,200	14,400	72,000
6	Laboratoristas químicos	1,500	18,000	108,000
6	Laboratoristas Textiles	1,500	18,000	108,000
TOTAL ADMINISTRACION PLANTA. . . . .				2.404,800
4	Operadores cuardo de Control	1,800	21,600	86,400
40	Operadores Polimerización	1,500	18,000	720,000
12	Supervisores Hilatura	2,000	24,000	288,000
600	Operarios Hilatura	1,500	18,000	10.800,000
1	Supervisor Empaque	1,800	21,600	21,600
15	Empacadores	1,200	14,400	216,000
TOTAL MANO DE OBRA DIRECTA. . . . .				12.124,400
4	Operadores Calderas	2,500	30,000	120,000
6	Personal de limpieza	1,100	13,200	79,000
TOTAL DE SERVICIOS . . . . .				199,200
5	Mecánicos	2,500	30,000	150,000
5	Ayudantes de Mecánicos	2,000	24,000	120,000
5	Eléctricistas	2,500	30,000	150,000
5	Ayudantes de Electricistas	2,000	24,000	120,000
TOTAL DE MANTENIMIENTO. . . . .				540,000
TOTAL DE MANO DE OBRA				15,168,400



f) Costo de Materias Primas.-

. Caprolactama; el consumo de caprolactama según el balance de materiales es de: 45,040 Kg./Día siendo el costo -- de: 8,700 por tonelada, por lo cual:

$$45,040 \times 345 \times 8\,700 = \$ 135.189,00 / \text{Año.}$$

. Dioxido de Titanio; el consumo por año es de 351- Kg./Día cuyo costo será:

$$351 \times 345 \times 7,150 = \$ 865,000 / \text{Año.}$$

. Acido Acético.- Para el ácido Acético se tiene:

$$45 \times 345 \times 5\,150 = \$ 80,000 / \text{Año.}$$

g) Combustible.- El consumo de combustible es de - 2,460 l./Día por lo que:

$$2,460 \times 345 = 849,000 \text{ l./Año.}$$

Considerando un precio de \$ 0.24 por litro:

$$849,000 \times 0.24 = 204,000 / \text{Año.}$$

h) Agua.- El consumo estimado de agua es de 330 m. por día, por lo tanto:

$$330 \times 345 = 123,850 \text{ m}^3$$

cuyo costo será de:

$$123,850 \times 0.75 = \$ 93,000/\text{Año.}$$

i) Consumo de Energía Eléctrica.- De la sección 7.3 el consumo de energía es de:

$$6,011 \frac{\text{Kw} \cdot \text{hr}}{\text{hr}} \times 24 \times 345 = 49,771,000 \frac{\text{Kw} \cdot \text{hr}}{\text{Año}}$$

Considerando un costo de \$ 0.22 por Kw-hr

$$49.771,000 \times 0.22 = \$ 10.950,000$$

j) Empaques. - El costo estimado de empaque por bobina es de \$ 1.20 por lo tanto el costo total será:

$$14,279 \times 345 \times 1.2 = \$ 10,709,000/\text{Año.}$$

k) Depreciación. - La depreciación de activos fijos - tangibles de acuerdo con el artículo 21 de la Ley Federal del Impuesto sobre la Renta se sujeta a las siguientes tasas:

Edificios y construcciones	3%
Equipo y gastos de instalación	10%
Muebles de Oficina	10%

Por lo tanto la depreciación es de:

Edificio y construcciones	1.104,210
Equipo y gastos de instalación	18.720,150
Muebles y enseres de Oficina	<u>50,000</u>

T O T A L: 19.874,360

l) Amortización. - La amortización de activos intangibles se efectúa considerando una tasa del 5% como lo estipula el artículo 21 de la mencionada Ley Federal del Impuesto sobre la Renta.

De acuerdo a lo anterior se tiene:

Gastos de Organización           \$ 2,000,000

Amortización:

$$2,000,000 \times 0.05 = \$ 100,000$$

Gastos de Adiestramiento

$$87,214,000 \times 0.05 = \$ 4,360,700$$

#### 9.2.- VENTAS.

Las ventas totales anuales considerando un precio de venta promedio de \$ 31 por Kg. son de:

$$14,279,000 \times 31 = 442,649,000$$

## 9.3.- INVERSION TOTAL.

a) Capital de Trabajo.- El capital de trabajo se estima a continuación.

Inventario de Materias Primas.-Se ha considerado un mes de consumo de materias primas es decir:

Caprolactamas

$$45 .040 \times 30 \times 8,700 = \$ 11.754,000$$

Acido Acético:

$$45 \times 30 \times 5.15 = 7,000$$

Dióxido de Titanio:

$$351 \times 30 \times 7.15 = 75,000$$

Inventario de Materiales.- Se estima en un mes de mantenimiento o sea \$ 1.167,000

Inventario de Materiales en Proceso.- Se ha estimado en una semana a coste de manufactura o sea \$ 4.500,000

Inventario de Producto Terminado.- El estimado se ha calculado en base a 1 mes de producción o sea: - - - -  
\$ 21.800,000.

Cuentas por cobrar.- Las cuentas por cobrar se estiman en un mes al coste de manufactura: \$ 21.800,000.

Caja.-La cantidad de efectivo necesario para el pago de sueldos y salarios, servicios y suministros etc., se estima en un mes de operación o sea \$ 21.800,000.

Por lo tanto el capital de trabajo es de: - - -  
\$ 82.903,000

b) Gastos de Organización.- Los gastos de formación de la empresa, gastos legales y en general los gastos necesarios para la formación de la empresa se estiman en: \$2.000,000

Gastos de Arranque.- Los gastos necesarios para el arranque de la planta y entrenamiento del personal, se estiman en 4 meses de operación es decir: \$ 87.214,000.

c) Resumen de la Inversión Total.- La inversión total requerida es de:

Activo Fijos:

Muebles y Enseres de Oficina	500,000
Construcciones y Edificaciones	36,827,000
Equipo y gastos de Instalación	187,201,500
Terreno	3,500,000
Sub. Total.	228,028,500
Gastos de Organización	2.000,000
Gastos de Adiestramiento	87.214,000
Capital de Trabajo	82.903,000
	400.145,500

9.4.- PARTICIPACION DE LOS TRABAJADORES EN LAS UTILIDADES DE LA EMPRESA.

Para el cálculo de la participación de los trabajadores en las utilidades de la empresa, se basa en las utilidades gravables y sobre esta cantidad se autorizan tres deducciones; la primera deducción es debida al pago del impuesto sobre la renta, la segunda corresponde a un 30% para efectos de fomento de la reinversión y la tercera se obtiene en base al factor de comparación entre el capital en giro y la fuerza de trabajo. De la cantidad resultante el 20% corresponde a la participación de los trabajadores en las utilidades de la empresa.

la empresa.

Para nuestro caso tenemos el factor de capital en-giro a fuerza de trabajo de:

Capital en Giro 400.145,500

Fuerza de Trabajo 30.481,400

$$F = \frac{400.145,500}{30.481,400} = 13.1$$

De acuerdo con la tarifa correspondiente el por-ciente fija aplicable al límite inferior es del 55% y 2.5 se-bre el excedente del límite inferior, por lo tanto:

$$55 \text{ E } 13.1 \times 2.5 = 57.75 \%$$

Por lo tanto la participación de utilidades es de:

T O T A L 30.481,400

Utilidad antes de Impuestos 193.501,940

1º.- Reducción:

Impuesto sobre la Renta 81.176,340  
112.325,800

2º.- Reducción:

30% Re inversiones 33.687,740  
78.628,060

3º.- Reducción 57.75 %

Utilidad Repartible. 59.167,615

Participación de Utilidades 20% 11.833,523

## 9.5 IMPUESTO SOBRE LA RENTA.

El cálculo del impuesto sobre la renta se ha efectuado conforme a lo dispuesto por la Ley del Impuesto sobre la renta, así tenemos:

Utilidad antes de Impuesto	193.501,940
Cuota Variable $(193,501,940 \times 0.42)$	80.850,815
Cuota Fija.	325.325
 Impuesto a Pagar	 81.176,140

9.6.-ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

## Ingresos:

Ventas	442.649,000
--------	-------------

## Egresos:

Costos Variables	178.482,600
Costos Fijos	46.229,400
Depreciones y Amortizaciones	24.435,060
Utilidad antes de Impuestos	193.501,940
Impuestos sobre la Renta	81.176,140
Utilidad después de Impuesto	112.325,800
Reparto de Utilidades	11.833,523
Utilidad	100.492,277
Generación de Efectivo	124.927,337
Rentabilidad sobre inversión total.	25 %

### 9.7 ANÁLISIS DE LA SENSIBILIDAD DE LA RENTABILIDAD.

Para determinar el efecto que pueda tener las inexactitudes de las estimaciones en lo que toca al ingreso -- por ventas, inversión total requerida y costo de manufactura, se ha realizado un análisis de sensibilidad con el fin de determinar la incidencia que sobre la rentabilidad producen las variaciones de cada uno de estos rubros.

El análisis de sensibilidad se ha hecho considerando variaciones de  $\pm 20\%$  de los siguientes rubros:

- 1) Inversión Requerida.
- 2) Ingreso por Ventas.
- 3) Costo de Manufactura.

Los cálculos se presentan en los cuadros anexos.



9. 7.- SENSIBILIDAD DE LA RENTABILIDAD.

a).- Con respecto a La Inversión Requerida.

	- 20 %	+ 20 %
Ingresos per Ventas	442.649,000	442.649,000
Costos y Gastos de Producción	249.147,060	249.147,060
Utilidad antes de Impuestos	193.501,940	193.501,940
Impuesto sobre La Renta	81.176,140	81.176,140
Utilidad despues del Impuesto	112.325,800	112.325,800
Participación de Utilidades (10.53)	11.833,523	11.833,523
Utilidad Neta	100.492,277	100.492,277
Inversión Requerida	320.116,400	480.174,600
Rentabilidad	31.2 %	20.8 %

b).- Con Respecto al Ingreso por Ventas.

	- 20 %	+ 20 %
Ingreso per Ventas	354.119,200	531.178,800
Costos y Gastos de Producción	249.147,060	249.147,060
Utilidad antes de Impuestos	104.972,140	282.031,740
Impuestos sobre La Renta	43.993,624	110.358,666
Utilidad	60.978,516	163.673,074
Participación de Utilidad(10.53)	6.421,038	17.234,775
Utilidad Neta	54.557,478	146.438,299
Inversión Requerida ( 400.145,500		
Rentabilidad.	13.63 %	37.00 %

## c).- Con Respecto a los Costos y Gastos de Producción.

	- 20 %	+ 20 %
Ingreso por Venta	442.649,000	442.649,000
Costos y Gastos de Producción	190.317,648	298.976,472
Utilidad antes de Impuestos.	252.331,352	143.672,528
Impuestos sobre la Renta	107.321,218	60.247,787
Utilidad Después de Impuestos	145.010,134	83.424,741
Participación de Utilidades	15.284,068	8.784,625
Utilidad Neta	129.726,066	74.640,116
Rentabilidad.	32.42 %	18.65 %

CAPITULO 10.-

ESTADOS PROMORNA.

*As. P. Ind. de  
1970*

#### 10.- ESTADOS PROFORMA.

Los estados proforma de pérdidas y ganancias, flujo de efectivo y balances, se presentan en este capítulo.

Los estados proforma se han elaborado en base a los resultados obtenidos en el capítulo anterior y considerando lo siguiente:

- a).- Periodo de análisis, diez años.
- b).- La proyección se basa en precios constantes.
- c).- Periodo de preoperativo de tres años, de los -- cuales dos corresponden a la construcción.
- d).- Durante el primer año se alcanza el 70% del nivel de producción proyectada.
- e).- Durante el segundo año la producción es del 80% del nivel de producción proyectada.
- f).- Del tercer año en adelante se obtiene el 100% -- del nivel de producción.

Además de los estados proforma se ha calculado la -- rentabilidad descontada sobre inversión total, para el periodo de análisis considerado.

## ESTADOS PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

AÑO	1	2	3 al 10
VENTAS	309.854,300	354.319,200	442,649,000
Costos Variables	124.937,800	142.786,080	178.482,600
Costos Fijos	46.229,400	46.229,400	46.229,400
Depreciación y - Amortización.	24.435,060	24.435,060	24.435,060
S U B T O T A L.	195.602,260	213.450,540	249.147,060
Utilidad antes de Impuestos.	114.252,040	140.868,660	193.501,940
Impuesto sobre - la Renta.	47.891,182	59.070,162	81.176,140
Utilidad después de Impuestos.	66.360,858	81.798,498	112.325,800
Participación de- Utilidades (10.54%)	5.047,730	8.621,262	11.833,523
Utilidad.	61.313,128	73.176,936	100.492,277

ESTADO PROFORMA DE MOVIMIENTO DE CAJA.

	PERIODO PREOPERATIVO			PERIODO OPERATIVO		
	- 2	-1	-0	1	2	3 al 10
Ventas				309,854,300	354,319,200	442,649,000
Aportación de Capital	5,500,000	112,014,250	282,631,250			
Terreno	3,500,000					
Maquinaria e Instalación		93,600,750	93,600,750			
Edificios y Const.		18,413,500	18,413,500			
Muebles de Oficina.			500,000			
Adiestramiento			87,214,000			
Gastos de Organización	2,000,000					
Capital de Trabajo.			82,903,000			
Costos Variables.				124,937,800	142,786,080	178,482,600
Costos Fijos.				46,229,400	46,229,400	46,229,400
Impuesto sobre La Renta				47,891,182	59,070,162	81,176,140
Participación Utilidades.				5,047,730	8,621,562	11,833,523
TOTAL EGRESOS	5,500,000	112,014,250	282,631,250	224,106,112	256,707,204	317,721,663
Saldo de Caja.				85,748,188	97,611,996	124,927,337

## BALANCES PROFORMA

<u>ACTIVO</u>	<u>AÑO 1</u>	<u>AÑO 2</u>
1) ACTIVO CORRIENTE	146 851 188	266 263 184
2 + 3 + 4 + 5 + 6		
2) CAJA Y BANCOS	107 548 188	205 160 184
3) CLIENTES POR COBRAR	21 800 000	21 400 000
4) INVENTARIO PRODUCTO TERMINADO	21 800 000	21 800 000
5) INVENTARIO MATERIAS PRIMAS	11 836 000	11 836 000
6) INVENTARIO MATERIALES Y REFACCIONES	1 167 000	1 167 000
7) INVENTARIO DE MATERIALES DE PROCESO	4 500 000	4 500 000
8) ACTIVO FIJO	292 807 440	268 372 380
9 + 10 + 11		
9) ACTIVO FIJO AL COSTO	313 742 500	313 742 500
10) DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	24 435 060	48 870 120
11) TERRENO	3 500 000	3 500 000
10) OTROS ACTIVOS		
11) TOTAL ACTIVO	461 458 628	534 635 564
1 + 7 + 10		
<u>PASIVO Y CAPITAL</u>		
12) PASIVO CORRIENTE		
13) PASIVO A LARGO PLAZO		
14) CAPITAL Y UTILIDADES ACUMULADAS	461 458 628	534 635 564
15 + 16		
15) CAPITAL SOCIAL	400 145 500	400 145 500
16) UTILIDADES ACUMULADAS	61 313 128	134 490 064
17) TOTAL PASIVO Y CAPITAL		
12 + 13 + 14		

## BALANCES PROFORMA

<u>ACTIVO</u>	<u>AÑO 3</u>	<u>AÑO 4</u>
1) ACTIVO CORRIENTE 2 + 3 + 4 + 5 + 6	391 190 531	516 117 858
2) CAJA Y BANCOS	330 087 521	455 014 858
3) CLIENTES POR COBRAR	21 800 000	21 800 000
4) INVENTARIO PRODUCTO TERMINADO	21 800 000	21 800 000
5) INVENTARIO MATERIAS PRIMAS	11 836 000	11 836 000
6) INVENTARIO MATERIALES Y REFACCIONES	1 167 000	1 167 000
7) INVENTARIO DE MATERIALES DE PROCESO	4 500 00	4 500 000
8) ACTIVO FIJO 9 + 10 + 11	243 937 320	219 502 260
9) ACTIVO FIJO AL COSTO	313 742 500	313 742 500
10) DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	73 305 180	97 740 240
11) TERRENO	3 500 000	3 500 000
10) OTROS ACTIVOS		
11) TOTAL ACTIVO 1 + 7 + 10	635 127 841	735 620 118

PASIVO Y CAPITAL

12) PASIVO CORRIENTE		
13) PASIVO A LARGO PLAZO		
14) CAPITAL Y UTILIDADES ACUMULADAS 15 + 16	635 127 841	735 620 118
15) CAPITAL SOCIAL	400 145 500	400 145 500
16) UTILIDADES ACUMULADAS	234 982 341	335 474 618
17) TOTAL PASIVO Y CAPITAL 12 + 13 + 14		



## BALANCES PROFORMA

<u>ACTIVO</u>	<u>AÑO 5</u>	<u>AÑO 6</u>
1) ACTIVO CORRIENTE 2 + 3 + 4 + 5 + 6	641 045 195	765 972 532
2) CAJA Y BANCOS	579 942 195	704 869 532
3) CUENTAS POR COBRAR	21 800 000	21 800 000
4) INVENTARIO PRODUCTO TERMINADO	21 800 000	21 800 000
5) INVENTARIO MATERIAS PRIMAS	11 836 000	11 836 000
6) INVENTARIO MATERIALES Y REFACCIONES	1 167 000	1 167 000
7) INVENTARIO DE MATERIALES EN PROCESO	4 500 000	4 500 000
8) ACTIVO FIJO 9 + 10 + 11	195 067 200	170 632 140
9) ACTIVO FIJO AL COSTO	313 742 500	313 742 500
10) DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	122 175 300	146 610 360
11) TERRENO	3 500 000	3 500 000
10) OTROS ACTIVOS		
11) TOTAL ACTIVO 1 + 7 + 10	836 112 395	936 604 672
<u>PASIVO Y CAPITAL</u>		
12) PASIVO CORRIENTE		
13) PASIVO A LARGO PLAZO		
14) CAPITAL Y UTILIDADES ACUMULADAS 15 + 16	836 112 395	936 604 672
15) CAPITAL SOCIAL	400 145 500	400 145 500
16) UTILIDADES ACUMULADAS	435 966 895	536 459 172
17) TOTAL PASIVO Y CAPITAL 12 + 13 + 14		

## BALANCES PROFORMA

<u>ACTIVO</u>	<u>AÑO 7</u>	<u>AÑO 8</u>
1) ACTIVO CORRIENTE 2 + 3 + 4 + 5 + 6	890 899 869	1 015 827 206
2) CAJA Y BANCOS	829 796 869	954 724 206
3) CUENTAS POR COBRAR	21 800 000	21 800 000
4) INVENTARIO PRODUCTO TERMINADO	21 800 000	21 800 000
5) INVENTARIO MATERIAS PRIMAS	11 836 000	11 836 000
6) INVENTARIO MATERIALES Y REFACCIONES	1 167 000	1 167 000
7) INVENTARIO DE MATERIALES EN PROCESO	4 500 000	4 500 000
8) ACTIVO FIJO 9 + 10 + 11	146 197 080	121 762 020
9) ACTIVO FIJO AL COSTO	313 742 500	313 742 500
10) DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	171 045 420	195 480 480
11) TERRENO	3 500 000	3 500 000
10) OTROS ACTIVOS		
11) TOTAL ACTIVO 1 + 7 + 10	1 037 096 949	1 137 589 226

PASIVO Y CAPITAL

12) PASIVO CORRIENTE		
13) PASIVO A LARGO PLAZO		
14) CAPITAL Y UTILIDADES ACUMULADAS 15 + 16	1 037 096 949	1 137 589 226
15) CAPITAL SOCIAL	400 145 500	400 145 500
16) UTILIDADES ACUMULADAS	636 951 449	737 443 726
17) TOTAL PASIVO Y CAPITAL 12 + 13 + 14		

## BALANCES PROFORMA

<u>ACTIVO</u>	<u>AÑO 9</u>	<u>AÑO 10</u>
1) ACTIVO CORRIENTE	1 140 754 543	1 265 681 880
2 + 3 + 4 + 5 + 6		
2) CAJA Y BANCOS	1 079 651 543	1 204 578 880
3) CUENTAS POR COBRAR	21 800 000	21 800 000
4) INVENTARIO PRODUCTO TERMINADO	21 800 000	21 800 000
5) INVENTARIO MATERIAS PRIMAS	11 836 000	11 836 000
6) INVENTARIO MATERIALES Y REFACCIONES	1 167 000	1 167 000
7) INVENTARIO DE MATERIALES EN PROCESO	4 500 000	4 500 000
8) ACTIVO FIJO	97 326 960	72 891 900
9 + 10 + 11		
9) ACTIVO FIJO AL COSTO	313 742 500	313 742 500
10) DEPRECIACIÓN Y AMORTIZACIÓN	219 915 540	244 350 600
11) TERRENO	3 500 000	3 500 000
10) OTROS ACTIVOS		
11) TOTAL ACTIVO	1 238 081 503	1 338 573 780
1 + 7 + 10		
<u>PASIVO Y CAPITAL</u>		
12) PASIVO CORRIENTE		
13) PASIVO A LARGO PLAZO		
14) CAPITAL Y UTILIDADES ACUMULADAS	1 238 081 503	1 338 573 780
15 + 16		
15) CAPITAL SOCIAL	400 145 500	400 145 500
16) UTILIDADES ACUMULADAS	837 936 003	938 428 280
17) TOTAL PASIVO Y CAPITAL		
12 + 13 + 14		

## TASA DE RENDIMIENTO 20%

A. O	EGRESOS	FACTOR	VALOR ACTUALIZADO
- 2	5.500,000	1.4400	7.920,000
- 1	112.014,250	1.2000	134.417,100
0	282.631,250	1.0000	282.631,250
T O T A L.			424.960,350

AÑO	INGRESOS	FACTOR	VALOR ACTUALIZADO
1	85.748,188	0.8333	71.453,965
2	97.611,996	0.6944	67.781,770
3	124.927,337	0.5787	72.295,350
4	124.927,337	0.4822	60.238,962
5	124.927,337	0.4019	50.208,297
6	124.927,337	0.3349	41.838,165
7	124.927,337	0.2791	34.867,220
8	124.927,337	0.2326	29.058,098
9	124.927,337	0.1938	24.210,908
10	124.927,337	0.1615	20.175,765
			472.128,500

AÑO	EGRESOS	TASA DE DESCUENTO 25% FACTOR	VALOR ACTUALIZADO
- 2	5.500,000	1.5625	8.593,750
- 1	112.014,250	1.2500	140.017,812
0	282.631,250	1.0000	282.631,250
T O T A L.			431.242,812

AÑO	INGRESOS	FACTOR	VALOR ACTUALIZADO
1	85.748,188	0.8000	68.597,550
2	97.611,996	0.6400	62.471,677
3	124.927,337	0.5120	63.962,796
4	124.927,337	0.4096	51.170,237
5	124.927,337	0.3277	40.938,688
6	124.927,337	0.2621	32.743,455
7	124.927,337	0.2097	26.197,262
8	124.927,337	0.1678	20.962,797
9	124.927,337	0.1342	16.765,249
10	124.927,337	0.1074	13.417,196
			397.226,907

Para la tasa de descuento la relación de egresos a ingresos es de:

$$F = \frac{424\ 968\ 350}{472\ 128\ 500} = 0.899$$

y para una tasa de descuento de 25% se tiene una relación de:

$$F = \frac{431\ 242\ 812}{397\ 226\ 907} = 1.085$$

Por lo tanto la tasa de rendimiento se encuentra entre 20% y 25% por consiguiente se requiere interpolar - entre estos valores para encontrar el rendimiento, como se muestra a continuación:

25%	_____	1.085
20%	_____	0.899
Diferencia	_____	0.186

		1.000
		0.899
Diferencia	_____	0.101

De donde:

$$X = \frac{5 \times 0.101}{0.186} = 2.71$$

y la rentabilidad descontada es del 22.71%.

CAPITULO 11.-

BIBLIOGRAFIA.

Bibliografía.-

- 1.- FLOY, E.D.,  
"POLYAMIDE RESINS", Segunda Edición P (9-30)  
Reinhold Publishing Corp.,  
New York, 1966.
- 2.- BILLMEYER, F.W.  
"TEXTBOOK OF POLYMER SCIENCE" P (128,141,144,143)  
John Wiley & Sons.  
New York, 1965.
- 3.- H.II R.  
"TECNOLOGIA DE LAS FIBRAS ARTIFICIALES" P (128-139)  
Editorial Aguilar.  
Madrid, 1958.
- 4.- INDERFURTH K.  
"TECNOLOGIA DEL NYLON TEXTIL" P (3-40)  
Editorial Aguilar.  
Madrid, 1954.
- 5.- AGULHON H.  
"LES TEXTILES CHIMIQUES" P (87-96)  
Presses Universitaires de France.  
Paris, 1962.
- 6.- THE COTTON AND RAYON MERCHANTS,  
TALKS ON RAYON AND SYNTHETIC FIBRES,  
Tercera edición, P (133-155)  
The Cloister Press Limited.  
Londres, 1951.
- 7.- SCHILDKNECHT E.C.,  
"POLYMER PROCES" P (71-90)  
Interscience Publishers, Inc.  
New York, 1956.

- 15.- ISLAS I.G.  
 "LAS FIBRAS ARTIFICIALES EN EL CONSUMO DE-  
 PRODUCTOS TEXTILES," PP (80-112)  
 Banco de México, S.A.  
 México, D.F. 1965.
- 16.- VALLADARES E.  
 "EL CONSUMO DE TEXTILES EN 1961-1968 Y SUS PERSPECTIVAS"  
 PP (60-73) Banco de México, S.A.  
 Departamento de Investigaciones Industriales.  
 México, D.F. 1969.
- 17.- SMITH. W.R.  
 "TECHNICAL WRITING, Sexta Edición, PP (85-106)  
 Barnes & Noble,  
 New York, 1969.

Patentes.

- 18.- SCHRENK A.H., Pat.E.U.A. 2,735,839 (Feb. 21,1956).  
 19.- KUMMEL P., Pat.E.U.A. 2,719,776 (Oct. 4,1955).  
 20.- SCHLACK P., Pat.E.U.A. 2,241,321 (May. 6,1941).  
 21.- SCHLACK P., Pat.E.U.A. 2,277,152 (Mar. 24,1942).

Artículos.

- 22.- CRONAN C.S., Chem.Eng., 66, PP 76-78, (1959).  
 23.- ARNE F., Chem.Eng., 66, P 92, (1959).  
 24.- HOLLAND F.A., Chem.Eng., 73, PP 103-108 (1966).