

20/20



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Estudios Superiores

CUAUTITLÁN

EVALUACION DEL PROYECTO PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA PRO- DUCTORA DE EPSILON-CAPROLACTAMA

Tesis Profesional

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a :

EDUARDO REYES OLIVERA

Director de Tesis: Ing. Rafael Decelis Contreras



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

C O N T E N I D O

	<u>Página</u>
INTRODUCCION	1
1.0 EL PROYECTO	1
1.1. Características del producto	1
1.2. Usos del producto	3
2.0 ESTUDIO DEL MERCADO	5
2.1. Mercado Nacional	6
a) Oferta	6
b) Demanda	6
c) Consumo nacional aparente	7
2.2. Mercado internacional	10
2.3. Proyectos en desarrollo	13
2.4. Comercialización y precios	14
2.5. Mercado potencial	17
a) Nacional	17
b) Internacional	18
2.6. Programa de ventas	19
3.0 ESTRUCTURA TECNICA	21
3.1. Disponibilidad y selección de tecnología	22
3.2. Selección del proceso	28
3.3. Preparación de la ciclohexanona	30
a) Introducción	30
b) Sistema de oxidación	33
c) Sistema de condensación y absorción	34
d) Unidad de Producción de ciclohexanol- ciclohexanona.	36
e) Unidad de purificación de ciclohexanona	39
f) Unidad de deshidrogenación de ciclohexa- nol.	40
3.4. Preparación del fosfato de hidroxilamina	41
a) Introducción	41
b) Purificación de hidrógeno	43
c) Preparación de fosfato de hidroxilamina	44
d) Preparación de oxima, neutralización y lavado	45
e) Separación de ciclohexano-oxima	46
f) Oxidación de amoniaco, absorción y remo- ción de gases nitrosos	49
g) Preparación de agua amoniacal	51

3.5.	Preparación de la ϵ -Caprolactama	52
	a) Introducción	52
	b) Rearreglo de Beckman	54
	c) Extracción de lactama-sulfato de amonio	57
	d) Extracción de ϵ -Caprolactama	57
	e) Agotamiento y destilación de benceno	59
	f) Sistema de intercambio iónico e hidro-- genación	61
	g) Evaporación y destilación	62
	h) Almacenamiento y escamado de la ϵ -Capro lactama	64
3.6.	Localización de la planta	65
3.7.	Transferencia de tecnología	74
4.0	ESTRUCTURA FINANCIERA	76
4.1.	Bases de cálculo	77
4.2.	Estimación de la inversión para la adquisi ción de la planta	78
4.3.	Inversión fija para el proyecto	80
4.4.	Ingresos por ventas	84
4.5.	Presupuesto del costo de producción	86
4.6.	Capital de trabajo	91
4.7.	Inversión total y fuentes de financiamien to.	92
4.8.	Rentabilidad del proyecto	96
4.9.	Análisis de sensibilidad	103
5.0	ASPECTO ECONOMICO-SOCIAL	107
6.0	CONCLUSIONES	108
	ANEXOS	111
	BIBLIOGRAFIA	119

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

Un proyecto industrial dentro de la petroquímica, generalmente parte de una idea sobre la posibilidad de producir cierto producto, basándose en observaciones simples como son: alto nivel de importaciones, inexistente producción nacional, desarrollo de nueva tecnología, etc. Así del nivel conceptual se pasa a la elevación sistemática de la viabilidad del proyecto, iniciándose el estudio del mercado, tanto del producto como de las materias primas, constituyendo el primer parámetro para descartar o continuar con el proyecto; después, si se decide continuar, se determinan las alternativas técnicas y los requerimientos financieros para obtener la rentabilidad del proyecto, que es el punto más importante para el grupo promotor de la inversión. Un proyecto industrial que no sea rentable no debe construirse.

Se ha definido el concepto de cadena productiva, para identificar el origen y destino de determinado producto en las diferentes transformaciones industriales hacia un producto final. Genéricamente -- una cadena productiva de la petroquímica se inicia con la básica para pasar a la intermedia, luego a la secundaria y de ahí a las industrias de transformación final como las textiles, plásticos, hules, llanteras y otras. Dentro de este contexto la epsilon-caprolactama es un petroquímico intermedio que puede obtenerse comercialmente a partir de tres petroquímicos básicos y que sirve como materia prima para la producción del nylon, un producto de gran importancia por su multiplicidad de usos y continuo desarrollo de nuevos productos.

Dentro del área técnica, el primer punto importante es la adecuada selección de la ruta tecnológica. En nuestro caso las tecnologías de proceso disponibles se pueden agrupar en dos campos: las de al-

ta y las de baja producción de sulfato de amonio, en virtud de la cantidad de ese compuesto que puede obtenerse como subproducto y -- aunque por diferentes procesos se obtiene epsilon-Caprolactama, no es lo mismo operar con 1.8 que con 4.5 tons. de subproducto asociado con la producción de 1 tonelada del producto principal.

Este trabajo tiene como objetivo el proporcionar una idea conceptual sobre el rico campo de la evaluación técnico-económica y financiera de proyectos industriales, aplicada al caso específico de la epsilon-caprolactama, siendo a nivel conceptual porque en un proyecto intervienen una infinidad de disciplinas técnicas y administrativas que es muy difícil reunir en un trabajo de la magnitud del -- presente, especialmente por la limitación en el conocimiento de todas ellas.

1.0 EL PROYECTO

La epsilon-Caprolactama es un petroquímico intermedio, estratégico para la producción de nylon 6, cuya fibra es una de las de mayor consumo a nivel mundial donde sólo es superado por las -- fibras poliéster.

El estudio consiste en la justificación del proyecto para instalar una planta industrial para la fabricación de e-Caprolactama, considerando 3 turnos por día y 350 días laborables por -- año.

Se pretende estructurar adecuadamente el proyecto tanto del punto de vista técnico como del económico, haciendo énfasis en los factores de mayor trascendencia en la etapa operativa, como son localización de la planta, estados financieros proforma, selección de tecnología y economía de escala, tomando como objetivo -- primario cubrir la demanda interna y con excedentes de produc-- ción para el mercado internacional, contribuyendo así a la gene ración neta de divisas y fomentando las exportaciones de los -- productores nacionales de fibras de nylon.

1.1 CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO

La ε-Caprolactama, debido a los grupos funcionales que contiene, puede ser nombrada de diferentes maneras, tal como 2-Azaciclo-- heptanona, 2-Oxohexametilenamina o Lactama aminocaproica. Su -- fórmula estructural es la siguiente:



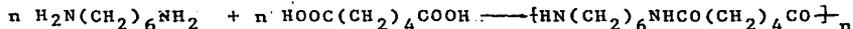
Puede obtenerse en forma de copos blancos a condiciones estandar o en estado líquido mediante la adición de energía, es soluble en agua, solventes clorados, destilados de petróleo y -- ciclohexano. Es tóxico por inhalación e ingestión y su tolerancia en aire es de 5 ppm. Sus principales propiedades físicas y termodinámicas son las siguientes:

<u>PROPIEDAD</u>	<u>VALOR</u>
Punto de fusión, 760 mm. Hg.	69.2°C.
Punto de ebullición, 760 mm. Hg.	268.5°C.
Densidad a: 80°C.	1.0135 Kg/lt.
100°C.	0.9983 kg/lt.
120°C.	0.9829 kg/lt.
Viscosidad a: 80°C.	8.52 Cp.
100°C.	4.87 Cp.
120°C.	2.93 Cp.
Calor latente de fusión	29.5 Kcal/Kg.
Calor latente de vaporización a:	
105°C.	150.0 Kcal/Kg.
168°C.	137.0 Kcal/Kg.
268°C.	115.0 Kcal/Kg.
Presión de vapor a: 100°C.	3 mm. Hg.
180°C.	50 mm. Hg.
Calor de polimerización	33 Kcal/Kg.
Indice de refracción a: 31°C.	1.4965
40°C.	1.05
Conductividad Térmica en: 20-60°C.	0.0895 Kcal/mhr.°C.
76-183°C.	0.12 Kcal/mhr.°C.
Solubilidad en agua a 20°C.	82.0 gr/100 gr.soluc.
Gravedad específica (70% solución)	1.05
Coefficiente térmico de expansión cúbica, 80-90°C.	0.00104 cm ³ ./cm ³ .°C.

1.2 USOS DEL PRODUCTO

La epsilon-Caprolactama se utiliza actualmente en la elaboración de nylon 6 en sus diferentes formas, que son: fibras, resinas y películas, sin embargo, el mayor consumo es destinado a la producción de fibras en sus variedades textil, industrial y corta. El filamento textil se emplea en la manufactura de prendas de vestir, la fibra corta se usa para elaborar alfombras y tapetes, mientras que el filamento industrial se utiliza en la producción de cuerdas para llantas.

Los números que se emplean para nombrar a los diferentes tipos de nylon, se refieren al número de átomos de carbono en el ácido diaminado y en el ácido dibásico, en el orden indicado, pero cuando hay un sólo número es porque el grupo amino y el grupo carboxilo se encuentran en la misma molécula. Por ejemplo:



Hexametildiamina

Acido adípico

Nylon 6/6



De las fibras poliamídicas, el nylon 6/6 fue quien apareció primero en el mercado, obteniéndose por condensación de hexametildiamina y ácido adípico, posteriormente se inició la producción comercial del nylon 6. Sin embargo, las fibras de nylon 6 y 6/6, tienen características semejantes, ambas tienen buena resistencia a la tensión y abrasión, la diferencia más significativa es que el nylon 6 tiene menor punto de fusión.

La resistencia a la tensión del nylon 6/6 es ligeramente mayor a la del nylon 6 en el límite superior de las temperaturas comunes de operación. La fibra de nylon 6 puede ser teñida con color intenso más fácilmente, es ligeramente más resistente a la abrasión y más flexible que el nylon 6/6. Esas diferencias generalmente no se consideran importantes en muchas aplicaciones finales.

El uso futuro de la ϵ -Caprolactama está subordinado al desarrollo de la industria del nylon y en este sentido actualmente se tienen claras perspectivas del uso del nylon en nuevos productos que se mencionan a continuación.

El nylon RIM (reacción-inyección-modelo) ofrece una fuerte demanda potencial de ϵ -Caprolactama, su desarrollo es seguido activamente por Monsanto, Allied, Badische, Dutch State Mines, General Motors y otros; tiene una ventaja en costo sobre el moldeo por inyección convencional, presenta eficiencias de producción, debido a su rápido tiempo de moldeo y al hecho de que es completamente curado en el molde del cual se libera fácilmente, tiene alta resistencia al impacto y abrasión aceptando tintes intensos. Actualmente se usa en pequeña escala y se espera que en la década de los 90's, la demanda se incremente aceleradamente para usarse en cuerpos exteriores de paneles de automóviles, su uso más inmediato es para la producción de instrumentos y partes de maquinaria.

Recientemente las empresas Snia-Viscosa de Italia y Sun Refining de los E.U., firmaron un convenio para iniciar la comercialización de una nueva fibra de nylon, que tras largos años de investigación y desarrollo por parte de muchas empresas, fueron finalmente ellas quienes lograron obtener la llamada fibra S, la cual tiene como principal cualidad la de tener las propiedades de una fibra sintética pero con la apariencia y textura del

algodón. De acuerdo con los pronósticos de los expertos, el -- mercado potencial de la fibra S será inmenso porque es menos -- costosa que el algodón, y fácil de producir y procesar.

Dutch State Mines de Holanda, ha sintetizado lísina a una escala semicomercial, partiendo de ϵ -Caprolactama, la cual fue convertida en α -nitrocaprolactama para ser hidrogenada y después -- hidrolizada a lísina. Actualmente hay muchos procesos disponibles para la síntesis de lísina, pero sólo uno es utilizado comercialmente, ese proceso fue desarrollado por Toray Industries, Inc. de Japón y toma como materia prima al ciclohexano para producir en una etapa intermedia un producto asociado con la ϵ -Caprolactama y después del proceso es completado por acción enzimática.

2.0 ESTUDIO DEL MERCADO

Es importante mencionar la gran trascendencia que tiene el estudio del mercado en la evaluación del proyecto. En esta etapa -- se presentan todos los factores que inciden directamente en el programa de producción, estrategia de comercialización, tamaño y localización de la planta, marcando indirectamente la pauta -- en el proceso de producción.

En todas las rutas comerciales de producción de ϵ -Caprolactama, se obtiene como subproducto sulfato de amonio que es el fertilizante de mayor producción en México, pero en los países desarrollados, el uso de este producto ha disminuido por la aparición de mejores fertilizantes nitrogenados.

La ϵ -Caprolactama, el igual que las fibras que con él se producen son bienes intermedios, por lo que su consumo está determinado primordialmente por el desarrollo de las empresas de fi--

bras de nylon o por otras de nueva creación que utilicen el producto en cualquier otro de los usos alternativos.

2.1 MERCADO NACIONAL

- a) **OFERTA:** El único productor nacional es UNIVEX, S.A., quien emplea el proceso de alta producción de sulfato de amonio - en una planta con capacidad nominal para fabricar anualmente hasta 50,000 tons. de ϵ -Caprolactama y 180,000 tons. de sulfato de amonio como subproducto.

La tecnología que emplea Univex, fue licenciada por la Compañía Holandesa Dutch State Mines (DSM), el proceso es vía ciclohexano.

Actualmente el capital social de Univex pertenece en 29.0% a Celanese - Mexicana, S.A., 20.4% a DSM, 20.2% a Nylon de México, S.A., 16.8% a - - Banamex, 10.0% a Somex y el 2.6% restante a otros inversionistas. Es importante mencionar que Celanese y Nylon de México son los principales productores nacionales de nylon 6.

El sulfato de amonio es producido directamente por Fertimex y en mínimas cantidades por otras empresas como subproducto, la capacidad de producción actualmente instalada es de 1.9 millones de toneladas, incluyendo maquileros.

- b) **DEMANDA:** La demanda nacional de ϵ -Caprolactama depende únicamente de la producción de nylon 6, que es el único tipo de nylon que se fabrica en el país y no existen empresas productoras de resinas y películas de ese material.

De acuerdo con información de la Asociación Nacional de la Industria -- Química, durante 1985 la producción doméstica de nylon fue de 47,646 -- ton. distribuida en 52.1% como filamento textil, 36.8% de filamento industrial y el 11.1% como nylon fibra corta.

La estructura de los productores nacionales de nylon se muestra en el - cuadro 2.1

CUADRO 2.1

CAPACIDAD DE PRODUCCION DE FIBRAS DE NYLON 6

- Ton./Año -

E M P R E S A	TIPO DE PRODUCTO(S)	CAPACIDAD	LOCALIZACION
Celanese Mexicana, S.A.	Filamento Textil	10,000	Ocotlán, Jal.
	Fibra Corta.	6,000	Toluca, Méx.
	Filamento Industrial	7,000	Querétaro, Qro.
Fibras Químicas, S.A.*	Filamento Textil	15,000	Monterrey, N.L.
	Filamento Industrial		
Fibras Sintéticas, S.A.	Filamento Textil	4,000	México, D.F.
Kimex, S.A.	Filamento Textil	17,500	Tlalnepantla, Méx.
Nylon de México, S.A.*	Filamento Textil	8,000	Leona, N.L.
	Fibra Corta		

* En 1978 se integraron al grupo corporativo Akra.

FUENTE: Asociación Nacional de la Industria Química.

La capacidad total de producción de fibras de nylon es de 67,500 ton./año que representa una demanda aproximada de 71,500 ton./año de ε-Caprolactama.

c) **CONSUMO NACIONAL APARENTE:** Las importaciones de ε-Caprolactama y sus derivados policaprolactama y nylon, constituyen indirectamente una demanda insatisfecha. En el cuadro 2.2 se presentan las importaciones registradas en los últimos años de esos productos en términos de ε-Caprolactama.

CUADRO 2.2

IMPORTACIONES DE ε-CAPROLACTAMA Y DERIVADOS

- Toneladas -

PRODUCTO	1981	1982	1983	1984	1985
ε-Caprolactama	3,031	4,650	1,585	1,123	7,938
Policaprolactama	54	36	1	1	5
Fibras de Nylon	4,290	4,160	342	510	984
T O T A L :	7,375	8,846	1,928	1,634	8,927

FUENTES: Instituto Mexicano del Comercio Exterior.
Asociación Nacional de la Industria Química.

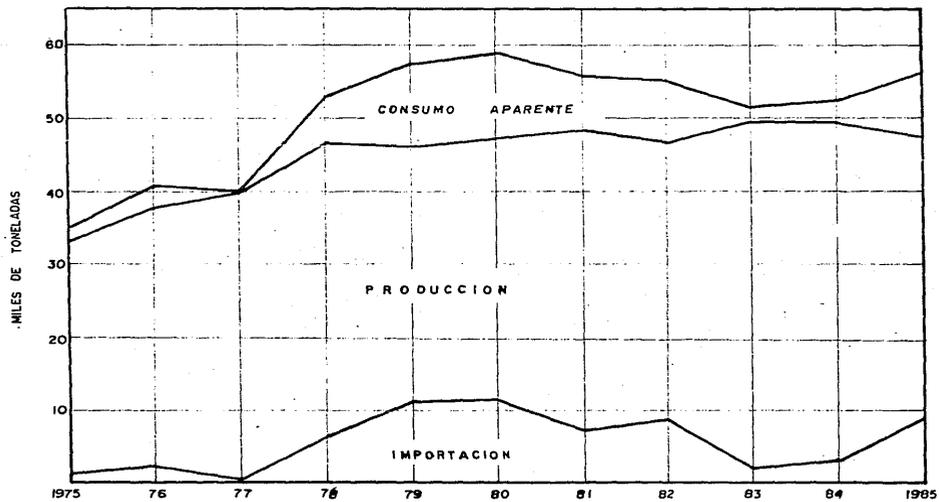
La relación en peso de producto derivado/ε-Caprolactama, es de 1 y 1.06 para policaprolactama y nylon respectivamente.

La tasa media de crecimiento del consumo aparente de ε-Caprolactama en el período 1975-1985 ha sido del 4.9% mientras que la capacidad de producción se ha mantenido constante. En la figura 2.1 se presenta la evolución del consumo aparente.

El déficit de producción nacional de ε-Caprolactama es cubierto con importaciones de dicho producto y de sus derivados, además las dificultades en la adquisición de divisas han permitido -- que las fibras acrílicas y poliéstericas de fabricación nacional sustituyan al nylon, en donde su aplicación lo permite.

FIG-2.1

ESTRUCTURA DEL MERCADO NACIONAL DE LA EPSILON-CAPROLACTAMA



Fuente: ANIQ - IMCE.

2.2 MERCADO INTERNACIONAL

En el mercado internacional, la demanda de ϵ -Caprolactama está determinada por la producción de nylon 6. A nivel mundial la fibra sintética de mayor consumo es el poliéster, seguida por las fibras nylon, acrílicas y propilénicas.

El mayor mercado del mundo de fibras poliamídicas es el de Estados Unidos, donde la fibra de nylon 6 compite con la fibra de nylon 6/6 en los principales mercados locales. En ese país predomina la producción de nylon 6/6 por el mayor desarrollo tecnológico de Dupont y Monsanto, cuya capacidad de producción anual es de 625,000 y 255,000 toneladas respectivamente. Sin embargo, en Europa y el resto del mundo predomina la producción de nylon 6.

De acuerdo a los datos reportados por SRI-Internacional en 1984 en los Estados Unidos, el 89% del consumo de ϵ -Caprolactama es destinado a la fabricación de nylon 6, el 10% para resinas y películas y el 1% restante se utiliza para productos diversos, como por ejemplo en adhesivos, plastificante para concreto, como estabilizador y coreactivo con nylon 6/6 para el moldeo por inyección; la misma fuente señalada que el consumo total de fibras se distribuyó en 70% como fibra corta, 15% como filamento textil y 15% como fibra industrial.

En el anexo 1 se presenta la capacidad de producción instalada a nivel mundial de ϵ -Caprolactama y en el anexo 2 se presenta la capacidad de producción de nylon 6. No se incluyen cifras del bloque socialista por su baja disponibilidad.

De acuerdo a los anexos, la capacidad de producción actualmente instalada de nylon 6 es de 2.09 millones de ton./año, que generarían un consumo máximo de aproximadamente 2.23 - millones de ton./año de ϵ -Caprolactama, mientras que la capacidad instalada de este último producto es de 2.13 millones. En la figura 2.2 se presenta la estructura del mercado mundial por regiones de ϵ -Caprolactama en países no socialistas y en el - - cuadro 2.3 se presentan las cifras.

CUADRO 2.3

ESTRUCTURA REGIONAL DE LA EPSILON-CAPROLACTAMA

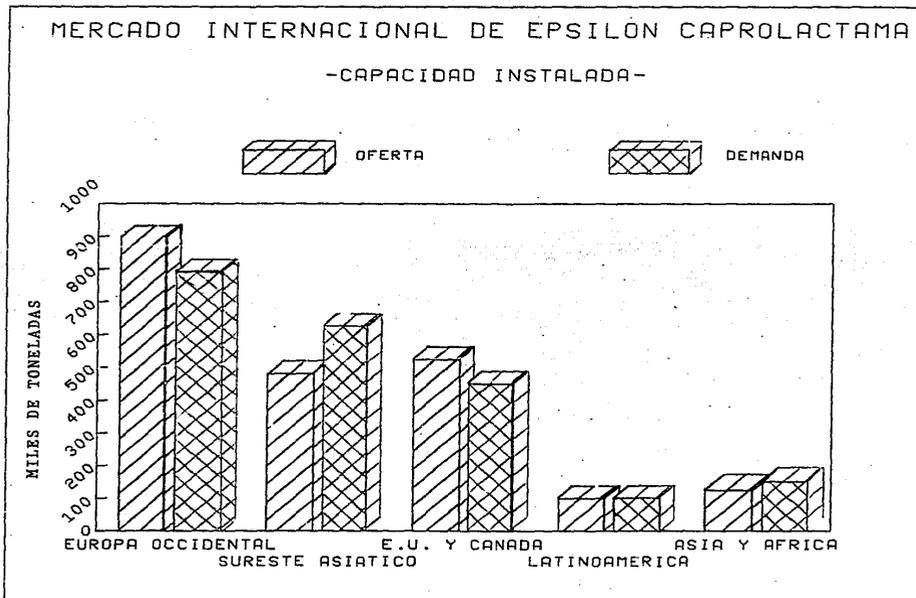
- miles de toneladas -

REGION	PRODUCCION	DEMANDA
Estados Unidos y Canada	549	475
Europa Occidental	901	817
Latinoamérica	95	131
Japón	383	361
Sureste Asiático	133	295
Otros (Asia, Africa)	75	156
T O T A L :	2,136	2,235

Elaborado con los datos de los anexos 1 y 2.

Es importante mencionar que el balance de ϵ -Caprolactama se ha efectuado considerando que la demanda generada es para la producción de nylon 6, y no se incluye la destinada a usos miscelá

FIGURA 2.2



neos que se estima representaban el 10% de la demanda generada por el nylon 6.

Canada compra la totalidad de sus requerimientos de ϵ -Caprolactama a los Estados Unidos, donde se localiza la matriz de las empresas canadienses productoras de nylon 6. En E.U., la empresa productora más grande de ϵ -Caprolactama, Allied Chemical - - Corporation, autoconsume casi la totalidad de su producción; -- Badische Corporation, autoconsume un 50% y Nipro Inc., vende la totalidad de su producción al mercado libre.

En el mercado de Europa Occidental, se encuentran las tecnologías de BASF, DSM y SNIA-VISCOSA, existiendo sobrecapacidad de producción y los excedentes se exportan principalmente a Africa.

Los mercados de Latinoamérica y del Sureste Asiático, compran - en el exterior sus necesidades adicionales de ϵ -Caprolactama no satisfechas por el mercado regional. Es importante mencionar - que el Sureste Asiático es uno de los mercados más importantes en la producción de fibras sintéticas, tanto nylon como poliéster y acrílico.

2.3 PROYECTOS EN DESARROLLO

En México no existen proyectos en construcción para incrementar la producción de ϵ -Caprolactama. Sin embargo, en febrero de -- 1982 se publicó en el Diario Oficial de la Federación el permiso - petroquímico otorgado a Tecnopolímeros, S.A., para producir hasta 1,000 ton./año de resinas de nylon 6, la planta se localizará en Monterrey, N.L. De acuerdo con la información reportada por HPI Construcción Boxcore de Hydrocarbon Processing del mes de octubre de 1986, dicho proyecto se encuentra en etapa de inge-

nería y el licenciante de la tecnología es la firma italiana - -
Snia Viscosa.

Por otro lado se ha otorgado un permiso petroquímico a la empresa
Fibras Nacionales de Nylon, S.A. de C.V., para producir hasta - -
30,000 ton./año de fibra de nylon filamento textil.

La misma fuente internacional, indica la existencia de un proyec-
to de ϵ -Caprolactama en Argentina por 33,000 ton/año a localizar-
se en Ensenada por la empresa Petroquím Gen Mosconi, es un proyect
to en estudio desde 1982 y de difícil realización.

En la India existe otro proyecto para la instalación de una plan-
ta de 50,000 ton/año de ϵ -Caprolactama a localizarse en Udyogaman
dal, el grupo promotor es Fertilizer Cheml Travancone.

2.4 COMERCIALIZACION Y PRECIOS

La ϵ -Caprolactama se comercializa tanto en estado líquido como en
forma sólida. Para distancias de hasta 250 km. el medio de transpo
rte más económico le corresponde a la fase líquida, en camión -
cisterna si se hace por carretera o en tanques de ferrocarril, los
recipientes de almacenamiento deben ser de acero al carbon con med
io de calentamiento y con atmósfera inerte.

Para distancias largas se prefiere el manejo del producto en "es-
camas" que es su forma sólida, en ese caso el precio es mayor de-
bido al paso extra involucrado en su manufactura a partir de la -
fase líquida y su transporte se puede hacer en bolsas de polipro-
pileno o a granel en contenedores, en ferrocarril o en barcos si
es para exportación.

La evolución de los precios de venta en el mercado internacional de la ϵ -Capro-
lactama durante los últimos años se muestra en el cuadro 2.4.

CUADRO 2.4

EVOLUCION DEL PRECIO INTERNACIONAL DE LA ε-CAPROLACTAMA

U.S. Dlls./Ton.

F E C H A	ESCAMAS*	LIQUIDA
Enero 1981	1,829.78	1,700.37
Julio 1981	1,960.00	1,849.23
Junio 1982	1,912.03	1,792.63
Marzo 1983	1,874.25	1,741.95
Febrero 1984	1,852.20	1,830.15
Abril 1984	1,786.05	1,830.15
Septiembre 1984	1,918.35	1,874.25
Diciembre 1984	1,918.35	1,874.25
Mayo 1985	1,918.35	1,874.25
Abril 1986	1,918.35	1,874.25

FUENTE: Chemical Marketing Reporter. FOB Costa del Golfo. E.U.

* Forma sólida.

Los precios internacionales sirven de referencia para poder determinar el precio de venta del producto del proyecto, independientemente del que ofrece el productor local, porque el competidor más fuerte son las importaciones provenientes de E.U., -- que es el fabricante más grande del mundo y más cercano a México. Actualmente la ε-Caprolactama no requiere permiso previo de importación y en virtud del déficit de la producción nacional, tampoco tiene precio oficial para importarse. En el cuadro 2.5 se muestra el costo del producto importado.

CUADRO 2.5

COSTO POR TONELADA DE LA ϵ -CAPROLACTAMA IMPORTADA

C O N C E P T O	U.S. DLLS.	M. PESOS *
A. Precio Costa del Golfo, E.U.	1,918.35	2'206.1
Flete Costa-Frontera	64.64	74.2
Total LAB Frontera, E.U.	2,082.99	2'280.3
IMPUESTOS:		
B. Ad-valorem		exento
Fomento a las exportacio nes 0.02 A		44.1
C. Mejoramiento aduanal 0.03B		1.3
T O T A L :		2'325.7

FUENTE: Instituto Mexicano del Comercio Exterior.

* Tipo de cambio controlado promedio del mes de abril de 1987
1,150 pesos por US dólar.

Por lo tanto, el precio de lista en el mercado nacional no debe representar más de 2,022.35 U.S. Dlls./Ton.

En el mercado internacional la penetración es más difícil, generalmente en un mercado regional, la empresa líder quien cuenta con la mayor economía de escala de la zona, es quien fija primero el precio, por lo que los demás productores deben adoptarlo pero con estrategias comerciales de descuento por pronto pago o por volumen y de otro tipo, que hacen que el precio real sea inferior al establecido por el líder, y ésto es necesario - hacerlo si se desea permanecer en ese mercado.

Para competir en el mercado internacional de manera eficiente - sin recurrir a subsidios e incentivos gubernamentales - es necesario tener una planta con economía de escala semejante al de los competidores más fuertes.

2.5 MERCADO POTENCIAL

En México únicamente se producen fibras de nylon, mientras que la producción de resinas, películas, plásticos de ingeniería, aditivos y otros compuestos a base de ϵ -Caprolactama no se ha iniciado.

A nivel mundial aún cuando en algunos productos existe sobrecapacidad de producción, se presentan déficits regionales que sólo pueden ser cubiertos por los fabricantes con suficiente capacidad para absorber el costo de los fletes.

- a) **NACIONAL:** La producción de Univex es ya insuficiente para la demanda interna, además de que un gran porcentaje de su producción es destinada a Nylon de México y Celanese Mexicana, accionistas de la empresa, esa integración de Univex -- impide a los otros productores de nylon contar con la ϵ -Caprolactama suficiente para utilizar la totalidad de su capacidad instalada. Operando los productores nacionales de nylon a capacidad plena, se generaría una demanda adicional de aproximadamente 21,500 ton./año.

Los dos permisos petroquímicos otorgados que utilizarán como materia prima ϵ -Caprolactama, requerirá una disponibilidad adicional de 31,000 ton./año. De acuerdo con lo anterior, un balance de la demanda potencial del producto nos da lo siguiente:

DEMANDA DE EPSILON-CAPROLACTAMA:

Capacidad Actual	71,500 ton./año.
Tecnopolímeros, S.A.	1,000 ton./año.
Fibras Nacionales de Nylon, S.A. de C.V.	30,000 ton./año.

OFERTA DE EPSILON-CAPROLACTAMA:

Univex, S.A.	50,000 ton/año.
--------------	-----------------

MERCADO POTENCIAL:

52,500 ton./año.

- b) **INTERNACIONAL:** El desarrollo de nuevos productos de nylon en vías de introducción al mercado ofrecen un crecimiento - acelerado en la demanda de ϵ -Caprolactama.

En los Estados Unidos, se espera que el consumo de ϵ -Caprolactama en el período 1984-1987 se incremente a una tasa -- anual de 7-8% para llegar en 1987 a un rango de 475-500 mil toneladas, rebasando la capacidad de producción de 549 mil ton. Sin embargo, los requerimientos de Allied Chemical -- (51.6% de la demanda) rebasarán las cantidades que puede -- generar para autoconsumo teniendo que comprar ϵ -Caprolactama a sus competidores Badische Corp. y Nipro Inc., por lo -- que sería atractivo para Allied disponer de un abastecedor externo.

Europa Occidental es otro centro generador de tecnología y cuentan con excedentes de producción de ϵ -Caprolactama que exportan a Africa y Asia Central.

El mercado Latinoamericano es tradicionalmente deficitario, la producción de ϵ -Caprolactama, es dependiente de la importación de la materia prima básica (ciclohexano o tolueno) y la baja producción hacen necesaria la importación del producto principalmente proveniente de Estados Unidos. El balance global del mercado Latinoamericano da una demanda insatisfecha por 36,000 ton./año, que puede ser superior, debido a las limitaciones de los productores locales.

El mercado del Sureste Asiático es de primera importancia, porque es uno de los más grandes del mundo en la elaboración de textiles, que en su fabricación consumen fibras sintéticas y donde se prevee que en los próximos años el filamento textil de nylon competirá más agresivamente con la fibra poliéster. Es un mercado que compra al exterior sus requerimientos adicionales de ϵ -Caprolactama, donde Nipro, Inc., de Japón se ha convertido en uno de los vendedores importantes junto con DSM de Holanda. Sin embargo, Japón importa un gran volumen de ciclohexano para elaborar el producto.

2.6 PROGRAMA DE VENTAS

En virtud de las condiciones del mercado interno, de las grandes perspectivas en el mercado internacional y de la disponibilidad de cualquiera de los petroquímicos básicos utilizados como materia prima en los diferentes procesos de fabricación de ϵ -Caprolactama, se plantea construir una planta de 80,000 ton./año. con capacidad de satisfacer la demanda interna y destinar los excedentes al mercado externo, especialmente el del Sureste Asiático y Latinoamérica. El programa de ventas es como se presenta en el cuadro 2.6

CUADRO 2.6

PROGRAMA DE VENTAS DEL PROYECTO

Ton./Año

AÑO	NACIONAL	S.ASIATICO	LATINOAMERICA	TOTAL
1	20,000	10,000	0	30,000
2	40,000	20,000	5,000	65,000
3	50,000	25,000	5,000	80,000
4	50,000	25,000	5,000	80,000
5	50,000	30,000	5,000	80,000
6	50,000	27,500	2,500	80,000
7	50,000	27,500	2,500	80,000
8	50,000	27,500	2,500	80,000
9	50,000	27,500	2,500	80,000
10	50,000	27,500	2,500	80,000

FUENTE: Estimación propia.

3.0 ESTRUCTURA TECNICA

La adecuada estructuración de los aspectos técnicos para el proyecto de ε-Caprolactama, permitirá la optimización de los recursos disponibles, tanto en la etapa de construcción como en la de operación de la planta.

El punto de partida del aspecto técnico, lo constituye el tamaño de la planta definido por el estudio de mercado.

La ε-Caprolactama tiene un mercado maduro pero muy dinámico, en virtud de las nuevas aplicaciones del nylon, de tal modo que existen diversas tecnologías para su producción, las cuales deben compararse para adquirir la más idónea a los recursos disponibles.

La distribución del mercado, tanto de materias primas como de producto terminado, los objetivos básicos del proyecto y la posibilidad de obtener beneficios fiscales por instalar la planta en zonas de desarrollo, además de la depreciación acelerada en equipo por efectuar inversiones en áreas prioritarias como la petroquímica secundaria, son elementos que influyen determinadamente en la evaluación del proyecto, pero sin olvidar que ante la factibilidad técnica óptima se contrapone la factibilidad financiera para ejecutar el proyecto.

La disponibilidad de la materia prima principal para la producción de ε-Caprolactama, no constituye obstáculo para la implementación del proyecto, y por lo tanto, no es un factor determinante en el estudio técnico.

3.1 DISPONIBILIDAD Y SELECCION DE TECNOLOGIA

La producción comercial de ϵ -Caprolactama es efectuada mediante diferentes procesos que utilizan como materia prima principal alguno de los tres petroquímicos siguientes: ciclohexano, fenol o tolueno. En la figura 3.1., se muestran las rutas químicas básicas propuestas por diversos tecnólogos para la obtención del producto.

El proceso original para la fabricación industrial de ϵ -Caprolactama, fue desarrollado por la empresa DSM de Holanda, utilizando como materia prima básica - ciclohexano y generando como subproducto 4.4 kg. de sulfato de amonio por kg. de ϵ -Caprolactama. A partir de ese proceso, se han desarrollado diversas modificaciones para plantear otros métodos de producción.

En la mayoría de las rutas, comercialmente factibles, se obtiene como subproducto sulfato de amonio que ha sido posible disminuir en algunos procesos pero sin eliminarlo totalmente, ya que cualquier intento por reducir en forma significativa su producción, implica un alto consumo de energía y/o alta inversión.

La tendencia por evitar la formación de sulfato de amonio es debido a que el contenido de nitrógeno es del 21.1% comparado con el 35.0% del nitrato de amonio y el 46.6% de la urea que son otros fertilizantes nitrogenados. El nitrógeno junto con el fósforo y el potasio, constituyen los elementos primarios para el desarrollo normal de los cultivos y el sulfato de amonio es el fertilizante de su tipo más antiguo que ha sido desplazado del mercado mundial por la urea y por el del fosfato diamónico y complejos NPK (nitrógeno-fósforo-potasio) que combinan dos o más nutrientes que son muy utilizados en la agricultura tecnificada.

En el cuadro 3.1 se presentan las diferentes tecnologías disponibles para la producción comercial de ϵ -Caprolactama, sien-

CUADRO 3.1.

TECNOLOGIAS DISPONIBLES PARA LA PRODUCCION COMERCIAL DE EPSILON-CAPROLACTAMA

M F	TECNOLOGISTA	CARACTERISTICAS BASICAS DEL PROCESO
C I C L O	DSM	Proceso convencional. alta producción de sulfato de amonio. (4.5 tons. de sulfato por ton. de ε-Caprolactama).
	DSM-SD	Similar al convencional con la diferencia de que utiliza ácido bórico como catalizador, el cual evita la excesiva oxidación de ciclohexano a productos indeseables.
	DSM/BPO	Proceso de baja producción de sulfato de amonio. El sulfato de hidroxilamina es preparado por hidrogenación de iones nitrato con un metal noble como catalizador en una solución buffer de fosfato.
	BASF INVENTA	Difieren del proceso convencional principalmente en el método usado para preparar sulfato de hidroxilamina. El óxido nítrico es producido por la oxidación de amoníaco con oxígeno en presencia de vapor y luego es reducido con hidrógeno puro utilizando un catalizador de platino sobre carbón suspendido en solución de ácido sulfúrico. Los procesos BASF e INVENTA difieren en materiales de construcción del equipo y catalizadores.
E N O	TORAY	Involucra nitrosación fotoquímica del ciclohexano con luz ultravioleta en presencia de cloruro de hidrógeno, para separar como sal a la oxima de ciclohexanona, quien es alimentada directamente a la etapa de rearrreglo de Beckmann. El proceso es de baja producción de sulfato de amonio y sólo es atractivo en donde el costo de la energía eléctrica es bajo.
T O L U E N O	SNIA	Tolueno es oxidado a ácido benzoico, el cual es entonces hidrogenado a ácido hexahidrobenzoico (AHB) para luego hacerse reaccionar con ácido nitrosilsulfúrico, produciendo ε-Caprolactama cruda que se somete a neutralización con amoníaco y otros pasos de purificación, este método es de alta producción de sulfato de amonio. Existe una variación al proceso para obtener baja producción del subproducto, la modificación se basa en el uso del "Ceteno de Pentametileno" el cual es un intermediario en la conversión de AHB a ε-Caprolactama por medio de un cracking térmico al vacío.
	DSM	Proceso que involucra la oxidación sucesiva de tolueno y ácido benzoico a fenol, el cual se hidrogena para hacerse reaccionar con sulfato de hidroxilamina en el paso de oximación de ciclohexanona. Después del rearrreglo de Beckman, el proceso continúa por la ruta convencional. Es de alta producción de sulfato de amonio y también se obtiene 0.2 ton. de fenol por ton. de ε-Caprolactama.
F E N O L	ALLIED	Hidrogenación catalítica con paladio en carbón del fenol a alta presión y temperatura. Esa hidrogenación del fenol a ciclohexanona es en fase líquida y las etapas subsiguientes son las mismas que el proceso convencional
	DSM	La hidrogenación del fenol a ciclohexanona se lleva a cabo en la fase vapor y --después puede seguirse el proceso convencional o el de baja producción de sulfato de amonio.

do el ciclohexano la materia prima de mayor uso a nivel mundial. Otros procesos alternativos han sido desarrollados, pero su uso a nivel industrial, por el momento no es atractivo, algunos de ellos incluyen lo siguiente:

- El proceso de caprolactona que utiliza como materia prima - ciclohexano, el cual es oxidado a ciclohexanona y luego convertida a ϵ -Caprolactama con ácido peracético y amoníaco a alta presión y temperatura, obteniendo como subproducto ácido acético. (Unión Carbide Corporation).
- Una modificación del proceso de caprolactona en el cual el ciclohexano es hecho reaccionar con peróxido de hidrógeno - en presencia de amoníaco (Toagosei).
- La reacción de ciclohexanona con peróxido de hidrógeno para formar un peróxido que reacciona con amoníaco para dar 1,1'-peroxidociclohexilamina, el cual se descompone a ϵ -Caprolactama y ciclohexanona (BP Chemicals International Limited).
- Acilación de ciclohexanona con ceteno, nitración a 2-nitrociclohexanona, la división a ácido 6-nitrocaproico, hidrogenación a ácido 6-aminocaproico y ciclización a ϵ -Caprolactama (Techni-Chem Company).
- Oxidación de ciclohexano a ácido adipico y ácido 6-hidroxicaproico, hidrogenación del ácido adipico a ácido 6-hidrocaproico, ciclización a 6-caprolactona y conversión a ϵ -Caprolactama (Teijin).

En el caso de México, los procesos de producción a partir de fenol, quedan fuera, ya que el único productor nacional de ese producto es Fenoquímica, S.A., quien cuenta con una capacidad de producción de 25,000 ton./año con perspectivas de que en los próximos años el consumo sobrepase la producción. Actualmente no existen proyectos para aumentar la capacidad de producción de fenol.

Las materias primas restantes son petroquímicos básicos fabricados por Pemex con capacidad de producción y proyectos que aseguran el abastecimiento para obtener ϵ -Caprolactama, los datos básicos correspondientes a dichos productos se muestran en el cuadro 3.2.

CUADRO 3.2

DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA PARA PRODUCIR ϵ -CAPROLACTAMA(TON./AÑO)

PRODUCTO	LOCALIZACION	CAPACIDAD	STATUS
Ciclohexano	Minatitlán, Ver.	106,000	En operación
Ciclohexano	La Cangrejera, Ver.	120,000	En ingeniería

Tolueno	Minatitlán, Ver.	100,000	En operación
Tolueno	La Cangrejera, Ver.	365,000	En operación
Tolueno	Lázaro Cárdenas, Mich.	365,000	En planeación

FUENTE: Memoria de Labores de Pemex.-1986.

La misma fuente señala que durante 1986, la producción de ciclohexano fue de 39,282 ton., mientras que la de tolueno fue de ---

237,995 ton. que corresponden a un nivel de aprovechamiento de la capacidad instalada del 37.0% y 51.1% respectivamente, por lo que se concluye que existe disponibilidad suficiente de tolueno y ciclohexano para nuestro proyecto.

Por otro lado, el precio nacional e internacional del tolueno es inferior al del ciclohexano, sin embargo, la principal limitante para el uso del tolueno es que el proceso requiere de mas energía debido a que el consumo de vapor es alto, en el cuadro 3.3 se presentan requerimientos comparativos del proceso cuando se utiliza tolueno y ciclohexano. Obviamente es preferible utilizar como materia prima ciclohexano, ya que la diferencia en el precio de la materia prima no puede compensar los gastos de un mayor consumo de energía.

CUADRO 3.3

REQUERIMIENTOS DEL PROCESO DSM-ALTO SULFATO PARA
PRODUCIR UNA TONELADA DE e-CAPROLACTAMA

CONCEPTO	UNIDAD	(1) CICLOHEXANO	(2) TOLUENO	(1-2) DIFERENCIA
Precio *	\$/Kg.	444.00	285.85	(154.15)
Ciclohexano	Kg.	1,060		1,060
Tolueno	Kg.		1,124	(1,124)
Amoniaco	Kg.	1,515	1,515	0
Azufre	Kg.	1,115	1,115	0
Vapor	Ton.	9.3	4.1	5.2
Energía Eléctrica	Kwh.	1,400	1,500	(100)
Combustibles	10 ⁶ cal.	190	4,200	(4,010)

* Abril de 1987, incluye flete y gastos de internación.

FUENTES: Pemex. Hydrocarbon Processing. SRI-International.

Por tal motivo, la tecnología recomendable para el proyecto es --
vía ciclohexano por ser la que ofrece mayores ventajas en la eta-
pa operativa.

3.2 SELECCION DEL PROCESO

Se han desarrollado algunos métodos de producción de ϵ -Caprolacta-
ma que no están asociados a la obtención de subproductos en canti-
dades apreciables, sin embargo, todos los procesos comercialmente
factibles que actualmente existen, generan algún tipo de subpro-
ducto y en virtud del bajo valor que ese producto tiene en el mer-
cado, se han efectuado modificaciones a los procesos para reducir
su producción.

En México, el sulfato de amonio es utilizado como fertilizante y
es la empresa paraestatal FERTIMEX la encargada de la producción,
venta y distribución de ese producto, además de que por los efec-
tos monopólicos y voluntad política al agro, los precios de los -
fertilizantes en el mercado interno son menores a los internacio-
nales.

El precio nacional del sulfato de amonio al mes de abril de
1987, es de 35,800 pesos/ton. en sacos de polietileno de 50 kgs.;
es importante mencionar, que la tarifa está vigente desde el año
anterior y su relativamente bajo precio se debe a que su efecto
como fertilizante es limitado, y se considera conveniente para el
proyecto el seleccionar un proceso de baja producción de sulfato
de amonio.

En el cuadro 3.4 se presentan los procesos comercialmente disponi-
bles para la producción de ϵ -Caprolactama, utilizando ciclohexano
como materia prima principal y son:

CUADRO 3.4

CONSUMO UNITARIO DE LOS PROCESOS PARA LA PRODUCCION DE ε-CAPROLACTAMA VIA CICLOHEXANO

(Unidad por tonelada de producto)

C O N C E P T O	UNIDAD	P R O C E S O				
		DSM/HSO	DSM-SD	BASF	DSM/HPO	TORAY
<u>Materias Primas</u>						
Ciclohexano	Kg.	1,060	900	1,060	1,220	920
Amoniaco	Kg.	1,515	1,515	820	805	660
Azufre	Kg.	1,115	1,115	600	444	433
Hidrógeno	Nm ³	-	-	290	1,110	-
Oxígeno	Nm ³	-	-	400	-	-
Hidróxido de sodio	Kg.	115	115	60	115	50
Dióxido de carbono	kg.	415	415	-	-	-
<u>Subproducto</u>						
Sulfato de amonio	Kg.	4,500	4,500	2,600	1,800	1,730
<u>Servicios Principales</u>						
Vapor	Ton.	9.3	10	4.5	13.2	7.5
Energía Eléctrica	Kwh.	1,400	1,800	1,420	710	3,800
Agua de Enfriamiento 10°C	m ³	1,280	1,450	360	1,360	1,900
Combustibles	10 ⁶ cal.	190	200	-	190	-
Refrigeración	Ton.	-	-	-	-	20

FUENTE: Elaborado con datos de los tecnólogos.

DSM/HSO.- Dutch State Mines (Holanda) con alta producción de sulfato de amonio.

DSM-SD.- Dutch State Mines (Holanda) - Scientific Design (E.U.) - con alta producción del subproducto sulfato de amonio.

BASF.- Basf Aktiengesellschaft (Alemania) con producción intermedia de sulfato de amonio.

DSM/HPO.- Proceso de fosfato de hidroxilamina de DSM con baja obtención de subproducto.

TORAY.- Toray Industries Inc., (Japón) con baja producción de subproducto.

De los procesos con baja producción de sulfato de amonio, el Toray tiene un alto consumo de energía eléctrica, ya que es un proceso fotoquímico y requiere materiales resistentes a la corrosión del cloruro de hidrógeno y en especial el sistema de circulación del cloruro de nitrosilo, incluyendo al reactor de fotoreacción; el proceso de BASF depende del consumo de energía, ya que el sulfato de hidroxilamina se produce en la fase vapor y finalmente el proceso de fosfato de hidroxilamina de DSM es el que ofrece comparativamente los mejores beneficios en la producción como se puede observar en el cuadro 3.4.

Para nuestro proyecto se utilizará el proceso DSM/HPO, cuya descripción se presenta en los siguientes puntos:

3.3 PREPARACION DE LA CICLOHEXANONA

a) I n t r o d u c c i ó n

Una pequeña cantidad de ciclohexano es oxidado en varios reacto--

res arreglados en serie por medio de oxígeno que se encuentra en el aire, el cual es inyectado en el fondo de los reactores. La reacción es exotérmica, se debe mantener la temperatura constante y el calor de reacción es removido con el nitrógeno que acompaña al aire y que sale saturado con ciclohexano. Ver figura 3.2.

El nitrógeno y el ciclohexano arrastrado que salen de los reactores es puesto en contacto directo con ciclohexano fresco, el cual es llevado a la temperatura de reacción por la condensación del vapor de ciclohexano que sale de los reactores.

Después de que el flujo es pasado a un sistema de absorción, el nitrógeno es venteado a la atmósfera.

El ciclohexano fresco y condensado pasa a los reactores de oxidación, donde una parte es oxidado a sus derivados.

De los reactores, el ciclohexano alimentado y los productos de oxidación son pasados a un reactor de descomposición, donde con ayuda de un catalizador se convierte el producto a ciclohexanol y ciclohexanona. Simultáneamente, los ácidos orgánicos en los reactores de oxidación son neutralizados por medio de hidróxido de sodio.

En un sistema de separación de fases, el efluente del reactor de descomposición es dividido en una capa orgánica y una acuosa. La fase acuosa (inferior) contiene sales de los ácidos neutralizados y es descargada a un horno de combustión. La fase orgánica (superior) contiene ciclohexano, ciclohexanona y ciclohexanol, siendo llevada al sistema de destilación de ciclohexano.

En el sistema de destilación de ciclohexano, este producto es descargado por el domo y recirculado a los reactores de oxidación a través del sistema de condensación en el cual es calentado por me

dio del calor de reacción. La ciclohexanona y el ciclohexanol, - se descargan como el producto de fondos hacia un sistema de saponificación.

En el sistema de saponificación, los esteres que se han formado - durante la oxidación son convertidos en ciclohexanol y otros alcoholes por medio de hidróxido de sodio y agua.

Después de remover los esteres, el producto del sistema de saponificación es separado en una fase orgánica y una acuosa. Para obtener una separación adecuada, es necesario agregar ciclohexano.

La capa acuosa es descargada al reactor de descomposición mencionado anteriormente, y la fase orgánica se pasa a una columna de - secado.

De la columna de secado, el ciclohexano es descargado como producto del domo, de donde se regresa al sistema de separación que continúa después de la saponificación, el ciclohexanol y ciclohexanona, son descargados como producto de fondos.

Esta primera parte de la preparación de ciclohexanona toma lugar en la llamada "unidad de producción de anol-anona cruda".

En una tercera parte del proceso de separación de ciclohexanona, el ciclohexanol formado es convertido en ciclohexanona e hidrógeno y la ciclohexanona producida es enviada a la unidad de purificación para salir de la planta junto con la producida directamente. El hidrógeno obtenido es enviado a combustión.

b) Sistema de oxidación

La oxidación del ciclohexano se lleva a cabo en reactores con un grado de conversión del orden del 4% mol, y la reacción es exo -

térmica. Otro reactor sirve para la descomposición catalítica de los productos de oxidación en ciclohexanol y ciclohexanona, los reactores son colocados en cascada para que el flujo sea por gravedad.

El ciclohexano alimentado a los reactores de oxidación, está compuesto por tres corrientes:

- Alimentación fresca.
- Ciclohexano recirculado que pasó por los reactores de oxidación y descomposición, sistema de neutralización, destilación de ciclohexano y sistema de condensación.
- Ciclohexano del circuito corto de oxidación-condensación.

El oxígeno requerido para la condensación, se suministra mediante la inyección de aire en el fondo de los reactores, que para asegurar el contacto óptimo líquido-gas, están equipados con agitadores tipo turbina.

Los gases de salida de los reactores de oxidación consisten, principalmente, de nitrógeno, agua y ciclohexano, este último saturado al gas. La temperatura en los reactores de oxidación, debe mantenerse en aproximadamente 165°C y la presión de 12.5 kg/cm². abs., el calor de reacción compensa las pérdidas de calor por la evaporación del ciclohexano.

Para tener una descomposición selectiva de los peróxidos en el reactor de descomposición, se utiliza como catalizador acetato de cobalto.

Los gases del reactor de descomposición consisten principalmente de ciclohexano y agua, además a ese reactor se le agrega sosa cáustica para descomponer y neutralizar los ácidos formados durante la oxidación.

La temperatura de la reacción de oxidación es mayor que el punto de ebullición de la mezcla ciclohexano-agua, aquí formada a la presión prevalectante de 12.5 kg/cm². por lo que la mezcla comenzará a hervir espontáneamente hasta que la temperatura en el reactor de descomposición baje.

c) Sistema de condensación y absorción

Aquí se condensa el ciclohexano procedente de los gases de salida de los reactores con alimentación fresca. El agua formada en los reactores de oxidación y descomposición es condensada y separada del ciclohexano que se recircula a la etapa de oxidación. El sistema consiste de enfriador de ciclohexano, enfriador de lavado, columna de intercambio directo de calor y calentador del ciclohexano.

La temperatura en el enfriador de lavado es controlada a 45°C para no sobrecargar el sistema de absorción y en el fondo es de 120°C con una presión igual al sistema de oxidación.

El producto de fondos es descargado en un tanque de separación, donde se forma una fase orgánica y una acuosa ácida, la fase orgánica se descarga a la columna de intercambio directo de calor, la fase acuosa es pasada a un tanque flash, donde se recupera el ciclohexanol, ciclohexanona y ciclohexano disueltos.

El domo de la columna de intercambio directo de calor está a 125°C, ya que a temperaturas inferiores, el agua condensa y forma un azeótropo con el ciclohexano, ocasionando una sobrecarga en la columna, el producto es enviado a un tanque separador.

El gas del enfriador de lavado saturado con ciclohexano, es descargado al sistema de absorción. Una parte de la mezcla anolona, es recirculada en la columna de absorción a aproximadamente

10°C y la corriente contiene aproximadamente 30% en peso de ciclohexano.

El exceso de ciclohexanol-ciclohexanona sale del sistema de absorción - con ciclohexano a un recipiente de mezclado del sistema de saponificación.

La presión en el domo de la columna de absorción es controlada a 12 kg/cm².

d) Unidad de producción de ciclohexanol-ciclohexanona

El producto orgánico remanente de la etapa de oxidación, es enviado al sistema de destilación de ciclohexano, donde el ciclohexano no convertido, el cual representa aproximadamente el 95% en peso de la alimentación es recuperado por el domo para luego ser condensado y recirculado al sistema de oxidación-condensación.

Para reducir el costo de vapor se utiliza un sistema de destilación de triple efecto. Antes de pasar a la primera columna de -- destilación, el fluido pasa por un tanque flash que está a 136°C - y 6 kg/cm² abs., donde por reducción de presión aproximadamente - el 10% del ciclohexano y casi toda el agua disuelta son evaporados con el fin de aumentar la eficiencia en la destilación, luego el vapor es alimentado a la columna del tercer efecto para recuperar ciclohexanol y ciclohexanona y el líquido se alimenta a la -- primera unidad de destilación.

Las condiciones normales de operación aproximadas del sistema de destilación son las siguientes:

	<u>1er. efecto</u>	<u>2o. efecto</u>	<u>3er. efecto</u>
Temp. domo °C	144	122	82
Temp. fondo °C	146	125	95
Presión kg/cm ² abs.	5	3	1.1

El líquido agotado del sistema de condensación, debe contener un 5% en peso de diclohexano.

A la presión normal de la columna del tercer efecto a 95°C, corresponde una composición del líquido de 50% en peso de ciclohexano, por lo que la temperatura es controlada a 140°C para obtener 5% de composición.

El contenido de ciclohexanol y ciclohexanona en el ciclohexano recirculado al sistema de oxidación-condensación, debe ser bajo (menor al 0.1% en peso), ya que la mayor parte es degradado en ácidos en los reactores de oxidación.

El producto de fondos del tercer efecto, se alimenta al tanque de saponificación, donde con una solución de hidróxido de sodio y dentro del rango de temperatura de 95-100°C a presión atmosférica se efectúa la eliminación de esteres, los cuales tienen influencia negativa sobre el catalizador de la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol. La mezcla acuosa-orgánica formado en la saponificación es descargada a un tanque de mezclado.

Al tanque de mezclado se alimenta el producto de fondos del sistema de absorción que contiene ciclohexanol, ciclohexanona y ciclohexano, siendo la óptima relación de fases orgánica/acuosa de aproximadamente 10. Debido a la adición de ciclohexano, el azeotropo ciclohexano-agua, comenzará a evaporarse y la temperatura del tanque de mezclado es determinada por el punto de ebullición del azeotropo a presión atmosférica que es de aproximadamente 68°C. El vapor formado se envía al condensador del sistema de saponificación.

El producto del tanque de mezclado se descarga en la sección de agotamiento de una columna de extracción, equipada con anillos raschig, donde se espera la fase orgánica de la acuosa. En la

sección de rectificación se alimenta agua proveniente del tanque de sedimentación de la unidad de purificación de anona, cuyo objetivo es lavar la fase orgánica para extraer las sales y la sosa cáustica diluidas en las gotas de agua dispersas en dicha fase. - El agua desciende a través de la fase orgánica y en el fondo de la columna la solución acuosa conteniendo hidróxido de sodio disuelto y sales de sodio de la saponificación es descargada al reactor de descomposición, mientras que la fase orgánica se obtiene en el domo.

La temperatura en la columna de extracción no es crítica desde el punto de vista operativo y la concentración mínima de ciclohexano en el producto del domo debe ser de 30% en peso para facilitar la operación sin riesgo de formar emulsiones.

Debido a la alta solubilidad del agua en mezclas de alcohol-cetona, el producto del domo de la columna de extracción se pasa a una columna de secado donde por destilación, el ciclohexano y el agua presentes se obtienen por el domo. La eliminación del agua es muy importante, ya que su presencia incrementa las pérdidas de ciclohexanona, y por ello, la mezcla ciclohexanol-ciclohexanona de la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol, la cual contiene agua, es también alimentada a la columna de secado.

De la corriente de fondos de la columna de secado, una parte se recircula y el flujo principal es descargado a la unidad de purificación de ciclohexanona.

La temperatura en el domo de la columna de secado, está determinada por la cantidad de ciclohexanol-ciclohexanona presente en el producto del cabezal y es de aproximadamente 80°C; la temperatura en el fondo es la temperatura de ebullición de la mezcla remanente que es de aproximadamente 160°C. La columna está equipada con platos perforados y opera a presión atmosférica.

e) Unidad de Purificación de ciclohexanona

Los equipos principales de esta unidad son tres columnas: de purificación, de ciclohexanona y de ciclohexanol.

A la columna de purificación fluye el producto de fondos de la columna de secado, con el fin de que las impurezas de bajo punto de ebullición como son butanol, pentanol y ciclopentanol, sean separados por el domo, ya que tienen una influencia negativa en la calidad de la ϵ -Caprolactama.

La columna está equipada con platos perforados, con una temperatura en el fondo de 150°C y en el domo de 115°C a una presión de -- 400 mm Hg. en el domo para facilitar la separación entre los productos ligeros y la ciclohexanona. La destilación es eficiente cuando se tiene que la suma de butanol, pentanol y ciclopentanol en el producto de fondos es menor de 300 ppm en peso.

El producto de fondos: ciclohexanol, ciclohexanona y pesados son descargados a la columna de ciclohexanona, donde se obtiene como producto del domo ciclohexano que luego es condensado, separado y recirculado. Por el fondo de la columna se obtiene ciclohexanol y productos pesados se alimentan a la columna de ciclohexanol.

La temperatura en el domo debe ser de 75°C y en el fondo de 140°C a una presión en el domo de aproximadamente 45 mm. Hg. El contenido de ciclohexanona en el producto de fondos de la columna de ciclohexanol varía de 2 a 4% en peso.

La columna de ciclohexanol está equipada con platos perforados y su función es separar las impurezas de alto punto de ebullición, obteniendo por el domo ciclohexanol, que es alimentado a la unidad de deshidrogenación. El producto de fondos es quemado y las condiciones de operación se ajustan para que el conte

nido de ciclohexanol en esa corriente sea menor al 3% en peso.

El producto del domo no debe contener más del 2% en peso de otros compuestos pesados, ya que tienen influencia negativa en la unidad de deshidrogenación de ciclohexanol.

La temperatura en el fondo de la columna de ciclohexanol, debe -- ser de aproximadamente 165°C y de 87°C a 45 mm. Hg. de presión en el domo.

f) Unidad de deshidrogenación de ciclohexanol

En esta unidad, el producto del domo de la columna de ciclohexanol es convertido a ciclohexanona por deshidrogenación catalítica - en un reactor tubular en una reacción endotérmica de equilibrio - en fase vapor; el catalizador es cobre-magnesio a un rango de temperatura de 225°C-300°C a presión atmosférica, el rango de temperatura corresponde al equilibrio con catalizador nuevo y con catalizador agotado, por lo que la temperatura de reacción debe aumentarse gradualmente.

El grado de conversión de la reacción es de aproximadamente el -- 60%, pero la conversión neta disminuye cuando el contenido de cetona en la alimentación se incrementa, así el parámetro principal de operación es la relación ciclohexanona/ciclohexanol de la reacción, la cual es controlada en 1.5.

Del total de la producción en la unidad de oxidación, aproximadamente el 60% es ciclohexanona, por lo que el restante 40% es recirculado a través de las columnas de destilación del sistema de purificación de ciclohexanona.

La temperatura del reactor se controla con el flujo de aceite de calentamiento, de tal modo que la razón molar ciclohexanona/ciclohexanol a la sa-

lida del reactor sea de 1.5

Después de pasar por el reactor, la ciclohexanona es condensada y enviada al tanque de almacenamiento para su uso posterior en otra sección del proceso.

3.4 PREPARACION DEL FOSFATO DE HIDROXILAMINA

a) I n t r o d u c c i ó n

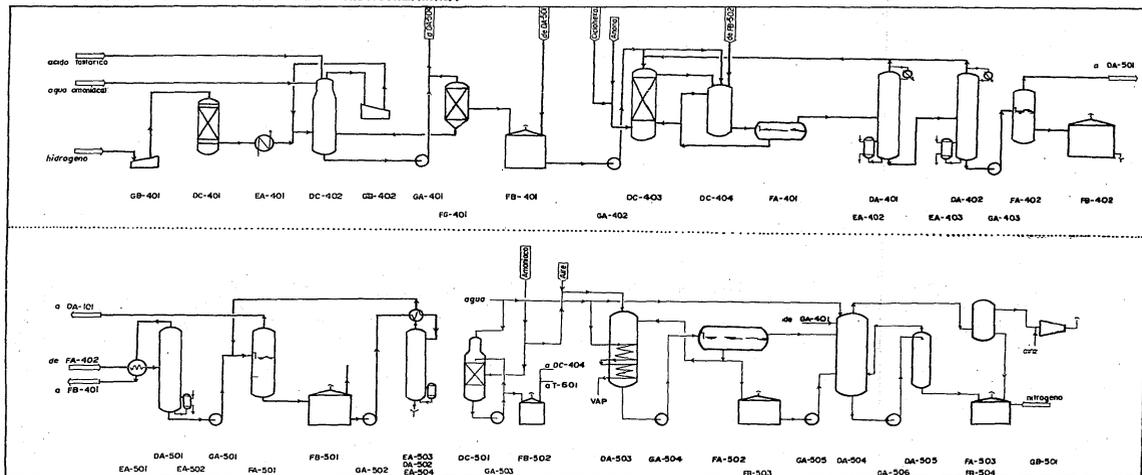
En la primera parte del proceso de hidroxilamina, se obtienen iones nitrato por medio de una solución de ácido nítrico, nitrato de amonio y ácido fosfórico. Los iones nitrato se reducen catalíticamente con hidrógeno, para que luego el producto de la reacción pase a una segunda etapa del proceso donde reacciona la ciclohexanona con la hidroxilamina para formar la oxima. Después de la reacción, la fase orgánica se purifica y alimenta a la unidad de destilación a vacío, donde se obtiene oxima pura como producto de fondos y por el domo ciclohexano, utilizado como solvente de la reacción de oximación, como se muestra en la fig. 3.3.

La fase inorgánica del reactor de oximación, contiene pequeñas cantidades de compuestos orgánicos, los cuales son removidos en una columna de extracción con ciclohexano, procedente de la unidad de destilación a vacío.

De la columna de extracción, se obtiene una fase orgánica y una acuosa. La fase orgánica se recircula al reactor de oximación; la fase acuosa es descargada a un agotador donde los compuestos orgánicos remanentes y toda el agua de la reacción son evaporados. Luego el vapor es condensado y separado en dos fases: una orgánica que se recircula al reactor de oximación y una acuosa que se envía al sistema de agua de desecho.

FIGURA 3.3

PREPARACION DEL FOSFATO DE HIDROXILAMINA



El producto de fondos del agotador es enfriado y alimentado a una columna de absorción, donde el líquido absorbe gases nitrosos, -- ocasionando simultáneamente: la formación de iones nitrato usados en la reacción de reducción y la destrucción de los iones amonio formados como subproducto de la reacción de reducción. El producto de fondos de la columna es recirculado a la sección de preparación de hidroxilamina.

Los gases nitrosos requeridos para la absorción se producen por oxidación de amoníaco con aire sobre platino, utilizado como catalizador, la reacción es exotérmica y se efectúa a baja presión y alta temperatura.

b) Purificación de hidrógeno

Antes de que el hidrógeno pueda ser utilizado en el reactor de -- preparación de hidroxilamina, se tiene que eliminar el monóxido de carbono y los compuestos de azufre, en virtud de que envenenan al catalizador del reactor, el cual es rutenio sobre trióxido de aluminio como soporte.

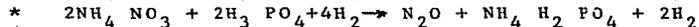
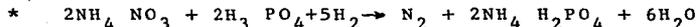
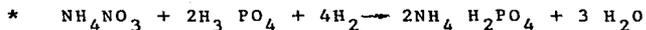
Los compuestos de azufre se eliminan con una capa de óxido de -- zinc, mientras que el monóxido de carbono es reducido a metano, -- de acuerdo a las siguientes reacciones:



Después de las reacciones, el gas es comprimido y enviado al tanque de almacenamiento de hidrógeno para el reactor de hidroxilamina.

c) Preparación de fosfato de hidroxilamina

El fosfato de hidroxilamina es preparado por reducción catalítica de nitrato con hidrógeno en un medio regulador de pH de ácido - - fosfórico a 60°C y 24 kg/cm². aproximadamente. La eficiencia de producción de hidroxilamina es de aproximadamente 80% y la reacción se efectúa en un reactor que utiliza platino o paladio como catalizador. Las reacciones son:



* Reacción lateral

** Reacción principal.

El gas y la solución son alimentados por el fondo del reactor, -- por el domo y en vasos de separación se divide el gas del líquido, este último se recircula al reactor. La circulación del líquido del fondo del reactor al cabezal está determinada por el -- ascenso del gas y por lo tanto el gas es recirculado mediante compresores.

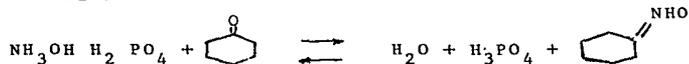
Para prevenir la formación de sal, el gas de salida del reactor -- es pasado por un sistema de lavado con agua. Hidrógeno fresco es mezclado con el gas de recirculación antes de alimentarse al reactor de hidroxilamina y la cantidad alimentada debe controlarse de tal modo, que la presión parcial del hidrógeno en el gas de recirculación no exceda de 10 kg/cm², por lo que es necesario desviar una parte de los gases al quemador.

Después de que los gases han sido separados, el líquido es enviado a un sistema de filtración, donde el catalizador y la solución reguladora son separados y recirculados al reactor.

La torta del filtrado es analizada para verificar que la cantidad de H^+ y NH_3OH^+ sea aproximadamente de 0.50 moles/kg. y 0.66 moles/kg. respectivamente. Después, el producto es descargado al tanque de hidroxilamina.

d) Preparación de oxima, neutralización y lavado

En esta etapa, la hidroxilamina reacciona con ciclohexanona en un medio regulador de pH, en una columna empacada en presencia de ciclohexano para producir oxima de la ciclohexanona de acuerdo a la siguiente reacción:



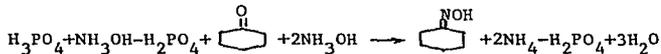
La adición de ciclohexano, favorece la formación de oxima y en su ausencia, la solubilidad de la oxima en la solución reguladora es muy alta. La solución reguladora tiene un contenido de hidroxilamina de 0.66 mol/kg. con una concentración de iones hidrógeno de 0.5 mol/kg. y por efecto de la reacción, el pH de la solución reguladora disminuye ocasionando que la oximación termine a un pH de 1 equivalente a una concentración de iones hidrógeno de 1 mol/kg. La conversión de ciclohexanona; bajo esas circunstancias, es de aproximadamente el 98% y el 2% restante tiene que ser convertido en la sección de neutralización.

Para la reacción, la alimentación se hace por el fondo de la columna junto con ciclohexano, proveniente de la columna de extracción.

De la columna se obtiene como producto de fondos la solución regu

ladora de pH y por el domo emerge la mezcla ciclohexano/oxima, -- que se descarga al sistema de neutralización.

En la sección de neutralización, se completa la conversión a oxima utilizando agua amoniacal a un pH de 4.5 y con exceso de hidroxilamina. El agua amoniacal se usa para neutralizar el ácido fosfórico libre, el cual está presente en la descarga del reactor de hidroxilamina en aproximadamente 0.5 mol/kg., la reacción produce fosfato monoamónico aumentando el pH de la solución reguladora a 4.5; la reacción es la siguiente:



Después de efectuada la reacción de neutralización, la mezcla es descargada a un tanque separador de donde la fase inorgánica que contiene la solución reguladora es enviada a la oximación y la fase ciclohexano-oxima pasa a la sección de lavado, donde las partículas dispersas de la fase inorgánica y sales disueltas se separan.

Para alcanzar un mezclado adecuado de fases en el tanque separador, una parte de la fase inorgánica es recirculada.

La hidroxilamina que fluye al neutralizador es controlada de manera que la concentración de salida contenga de 0.40 a 0.45 mol/kg. de solución.

La mezcla purificada ciclohexano-oxima es enviada al tanque de alimentación del sistema de separación.

e) Separación de ciclohexano-oxima

En esta etapa del proceso, la mezcla ciclohexano-oxima es separa-

da por destilación en dos etapas; en la primera se produce ciclohexano puro, mientras que en la segunda, se obtiene oxima pura.

La mezcla se alimenta del tanque de almacenamiento a la primera columna para su destilación a vacío (150 mm. Hg abs. en el domo), ya que altas temperaturas deterioran la calidad de la oxima. La temperatura del producto del domo es de aproximadamente 60°C.

En esa primera columna de destilación, se obtiene ciclohexano y algo de agua por el domo, mientras que el producto de fondos está compuesto por 75% de oxima y 25% de ciclohexano.

El producto de fondos de la primera columna de destilación, se bombea a la segunda columna de destilación, la cual también opera a vacío, aproximadamente 100 mm. Hg abs. y 120°C en el domo.

En la segunda torre de destilación, se obtiene como producto de fondos oxima pura y por el domo, se produce una mezcla de ciclohexano, oxima, agua y un poco de anona.

El vapor de la segunda torre es condensado y descargado a un vaso de donde es bombeado al reactor de oximación o al tanque de ciclohexano-oxima.

La oxima pura obtenida como producto de fondos, es enfriada de 150°C a 98°C y luego almacenada para utilizarse en otra sección del proceso.

La fase inorgánica de la etapa de oximación, contiene aproximadamente el 1.1% de oxima y anona disueltas, por lo que deben de ser removidas, porque pueden formar compuestos con los gases nitrosos en la columna a 70°C con un valor de pH cercano a 1, igual a una concentración de iones hidrógeno de 1.1 a 1.2 mol/kg.

La fase inorgánica de la columna de separación, se alimenta a un agotador donde las sustancias orgánicas se recuperan por arrastre de vapor.

El objetivo principal del agotador, es administrar el agua total del proceso, ya que toda el agua formada en el reactor de hidroxilamina, oximación, neutralización y sistema de absorción es removida en el agotador por evaporación.

Antes de alimentar la solución inorgánica, el agotador se calienta a 90°C por intercambio de calor con el vapor obtenido en el domo. El producto de fondos es enfriado a 60°C y posteriormente enviado al tanque de solución reguladora de pH.

Los vapores obtenidos por el domo del agotador, son condensados y descargados a un tanque donde se forma una fase orgánica y una -- inorgánica, la primera es bombeada al recipiente de almacenamiento de ciclohexano, mientras que la segunda es bombeada al sistema de tratamiento de agua de desecho.

El agua de desecho contiene aproximadamente 0.5% de compuestos -- orgánicos, principalmente ciclohexano, anona y oxima, los cuales tienen que ser removidos antes de que el agua pueda ser eliminada por la red de drenaje.

Para remover las partículas orgánicas, se utiliza un agotador donde aproximadamente el 7.5% del agua es evaporada con los compuestos orgánicos. El agua de desecho es precalentada por intercambio de calor con el producto del domo del agotador antes de ser descargada en el agotador.

Como producto del domo, se obtienen los compuestos orgánicos con agua que son almacenados en un tanque para procesamiento poste-

rior y el producto de fondos es enfriado a 50°C, y luego descargada a la red de drenaje.

f) Oxidación de amoníaco, absorción y remoción de gases nitrosos

En esta etapa del proceso, se produce nitrato para autoconsumo, mientras que el ion amonio, subproducto formado parcialmente durante la preparación de hidroxilamina, es descompuesto. Para efectuar esto, una parte del producto de fondos del agotador es puesto en contacto con gases nitrosos en una columna de absorción.

Los gases nitrosos requeridos para la absorción son producidos en un convertidor catalítico de amoníaco y aire. Amoníaco líquido es evaporado en un intercambiador de calor a 21°C y 8.5 kg/cm². de presión; el aire es tomado de la atmósfera y comprimido a 8.5 kg/cm², ocasionando el aumento de temperatura a 200°C.

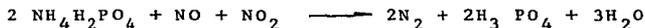
El aire y el amoníaco son mezclados en una relación de amoníaco/aire de aproximadamente 10% en volúmen.

En el convertidor, la mezcla aire-amoníaco es convertida en óxidos de nitrógeno por medio de una aleación de platino-rodio como catalizador a una temperatura de 870°C, el calor de reacción es aprovechado en la producción de vapor sobrecalentado de alta presión.

Los gases nitrosos salen del convertidor a una temperatura de aproximadamente 200°C para ser enfriados a 65°C y donde mucha del agua formada durante la oxidación se condensa. El condensado absorbe una parte de óxido y dióxido de nitrógeno para formar ácido nítrico, el cual es almacenado en un tanque de donde se alimenta a la columna de absorción y a la sección de preparación de ϵ -Captoprolactama.

Los gases nitrosos fríos que vienen del enfriador-condensador, -- son alimentados al fondo de la columna de absorción, donde son contactados en contracorriente con el líquido de proceso del agota--dor.

La descomposición de los iones amonio, se lleva a cabo en el fondo de la columna a una temperatura de 70°C según la siguiente -- reacción:



Los gases nitrosos que emergen del fondo de la columna, son mez--clados con aire secundario y fluyen a una sección de platos perfó--rados donde se forma el nitrato. En el espacio vacío entre los -- platos, NO es oxidado a NO₂, mientras que la absorción y forma--ción de NO₃ toma lugar sobre los platos donde el gas está en contacto con la solución reguladora. La velocidad de reacción depende de la temperatura y composición de los gases nitrosos.

No es posible la conversión completa de gases a NO₃ debido a la formación de NO.

Los gases de descarga de la columna, contienen entre 1000 y 1500 ppm de NO_x y son enviados a un sistema de remoción de NO_x que lo descompone en nitrógeno molecular por reducción selectiva con amoniaco.

Los gases de descarga de la columna de absorción, son enviados a un demister para remover los fosfatos presentes en forma de nie--bla. Los gases son luego calentados con vapor de alta presión a 285°C para ser descargados al removedor de óxidos de nitrógeno, -- donde son reducidos con ayuda de Cr₂O₃ como catalizador y amonia--co de acuerdo a las siguientes reacciones:



Después de la reacción, los gases de descarga son enviados a una turbina de expansión en la cual una parte de la energía de presión es recuperada y luego son descargados a la atmósfera. El producto de fondos de la columna de absorción puede contener algo de gas nitroso disuelto, por lo que es bombeado a una columna de blanqueado, donde se desgasifica con aire comprimido, procedente del compresor de la etapa de oxidación de amoníaco.

Después de salir de la columna de blanqueado, el gas es juntado con el gas de la columna de absorción de ácido nítrico para ser llevados a un sistema de desfoque.

El líquido desgasificado es descargado a un tanque de almacenamiento para ser utilizado en la columna de absorción.

g) Preparación de agua amoniacal

El agua amoniacal requerida para la preparación de oxima y ϵ -Caprolactama, es preparada en una columna de absorción por contacto en contracorriente de amoníaco y agua de proceso.

El amoníaco líquido es evaporado en un intercambiador de calor a una presión de 5 bar y temperatura de 6°C, y el gas es alimentado por el fondo de la columna y es absorbido en el líquido circulante.

El agua de proceso es alimentada del perímetro de la planta y se transfiere por una boquilla a la parte superior de la columna de absorción.

La concentración del agua amoniacal producida es controlada en -- aproximadamente el 20% en peso. El calor generado durante la absorción es removido mediante agua de enfriamiento.

Después del enfriado, parte del agua amoniacal es recirculada a -- la columna de absorción, mientras que el resto es descargada a un tanque de almacenamiento.

3.5 PREPARACION DE LA ϵ -CAPROLACTAMA

a) I n t r o d u c c i ó n

En esta etapa se prepara la ϵ -Caprolactama por cambio de la es- -- tructura molecular de la oxima, ocasionado por el rearreglo de -- Beckman. El diagrama de la sección se muestra en la fig. 3.4.

Esto se efectúa por tratamiento de la oxima con ácido sulfúrico -- fumante y después de la reacción, el oleum es neutralizado con -- agua amoniacal, formándose sulfato de amonio.

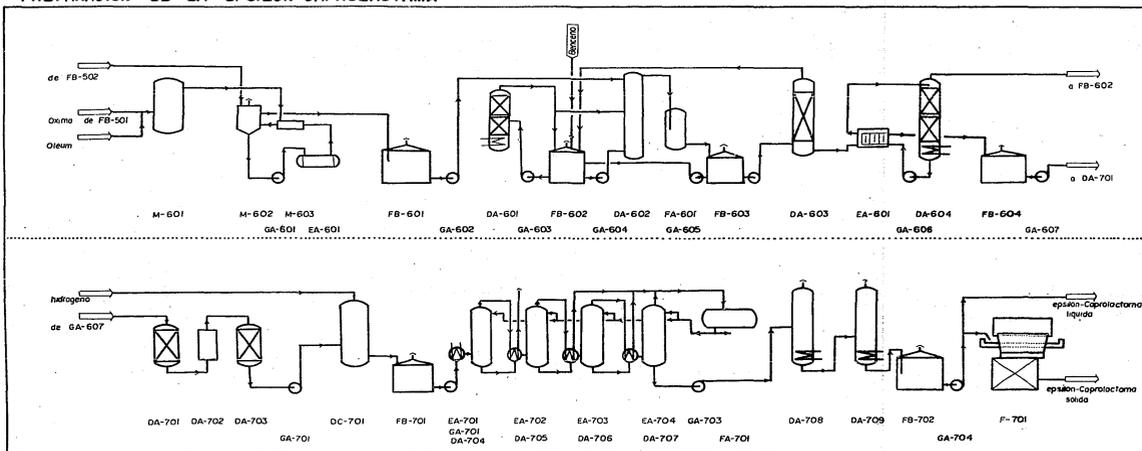
La solución acuosa de lactama obtenida, tiene que ser purificada para remover las pequeñas cantidades de impurezas. En la primera etapa de purificación se hace una extracción con benceno para separar las impurezas solubles en agua, ya que la ϵ -Caprolactama es soluble en benceno.

Después de pasar por la unidad de extracción, la solución de lactama es alimentada a una unidad de intercambio ionico, donde las últimas trazas de impurezas en forma ionica son removidas:

Posteriormente al intercambio ionico, la solución de lactama contiene algunas impurezas que afectan la calidad y estabilidad del producto final, por lo que son removidas en una unidad de destila

FIGURA 3.4

PREPARACION DE LA EPSILON-CAPROLACTAMA



ción. El fluido se transfiere a una unidad de hidrogenación catalítica, recuperando posteriormente el catalizador por filtración.

La solución de lactama producida y purificada, tiene que concentrarse a casi el 100% mediante evaporación y destilación. En la unidad de evaporación, la solución de lactama es concentrada -- aproximadamente el 99.9% y en una unidad de destilación a vacío -- se elimina el porcentaje de agua aún presente.

La ϵ -Caprolactama está ahora lista para abastecerse al fabricante de nylon, y puede ser transportada en forma líquida o en escamas que es su forma sólida.

b) Rearreglo Beckman

Probablemente desde el punto de vista de la reacción global para la producción de ϵ -Caprolactama, el rearreglo de Beckman constituye la etapa crítica.

El estudio de la cinética del rearreglo de Beckman es complicado por el hecho de que es muy rápida y altamente exotérmica, lo cual hace difícil su estudio en la fase final de la reacción, sin embargo, se han reportado estudios que indican que el calor de reacción para el rearreglo de la oxima de ciclohexanona a ϵ -Caprolactama es de -22Kcal/gr.mol . La energía de activación fue estimada en $24.8 \pm 0.86 \text{ kcal/gr. mol}$.

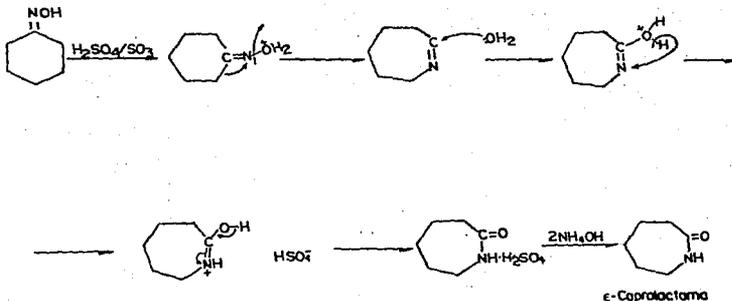
Los estudios de cinética muestran que:

1. Un ácido fuerte debe ser usado para evitar la hidrólisis de la oxima.
2. La velocidad de reacción se incrementa con la temperatura.
3. La velocidad de reacción se incrementa con la concentración de oleum.

La cantidad de oleum a emplear debe ser suficiente para reaccionar con el agua presente en la oxima de ciclohexanona o la formada en la reacción, pero un exceso es indeseable porque no solo aumenta la producción de sulfato de amonio, sino que también ocasiona una carga adicional de calor al sistema de neutralización.

El rearrreglo de Beckman es una transformación de una oxima de cetona a una amida empleando un ácido como catalizador. El ácido convierte al grupo hidróxido de la oxima en un buen grupo saliente que promociona el rearrreglo del grupo aromático (o alquilo) adyacente. El grupo que ocupa la posición trans con respecto al hidróxido en torno al doble enlace migra y cuando es quiral, el rearrreglo ocurre con retención de configuración.

El mecanismo del rearrreglo de Beckman para la producción de la ϵ -Caprolactama es como sigue:



El rearreglo de la oxima en ϵ -Caprolactama, toma lugar en presencia de ácido sulfúrico y oleum en un tanque a presión atmosférica y temperatura de aproximadamente 125°C. Para la adecuada y rápida reacción, es necesario que la oxima y el oleum sean mezclados en una relación adecuada, por lo que los flujos de alimentación se controlan y el tanque de rearreglo está provisto de un agitador mecánico.

El ácido fuerte sólo se usa para llevar a cabo la reacción y luego es neutralizado con agua amoniacal en un tanque de neutralización, donde se forma sulfato de amonio.

Para evitar altas concentraciones de sulfato de amonio, y, consecuentemente también altas temperaturas de cristalización en la solución que contiene al sulfato de amonio, es necesario alimentar agua al sistema de neutralización en una cantidad determinada por la densidad de la solución; la temperatura se controla a aproximadamente 45°C.

La mezcla neutralizada es descargada a un separador donde se preparan dos soluciones por diferencia de densidades: una solución de lactama con aproximadamente el 70% en peso de lactama y una solución de sulfato de amonio de 40% en peso.

La fase que contiene al sulfato de amonio, es alimentada a una columna de extracción, donde las últimas trazas de lactama son extraídas con benceno, después el sulfato de amonio es enviado a un agotador para eliminar las trazas de benceno.

La fase superior que contiene una solución acuosa de lactama, fluye a través de una línea de derrame al tanque regulador de ϵ -Caprolactama.

c) Extracción de lactama-sulfato de amonio

En la columna de extracción, el sulfato de amonio fluye al fondo en flujo descendente en contracorriente con gotas de benceno producidas por un movimiento oscilatorio generado por una válvula --rotativa colocada en el fondo de la columna. La temperatura de extracción es de aproximadamente 45°C y la columna está empacada con anillos raschig.

El benceno es usado en la forma de una fase dispersa y el sulfato de amonio como fase continua.

El benceno se alimenta al fondo de la columna a flujo controlado, con el fin de mantener una relación benceno/sulfato de amonio de 2.8 en volúmen.

Mientras que el sulfato de amonio desciende por la columna, una cantidad de lactama contenida en él, es extraída por el flujo del benceno ascendente de tal modo que el porcentaje de ϵ -Caprolactama en el benceno es de aproximadamente 4%.

La solución de sulfato de amonio, la cual ahora está casi completamente libre de lactama, es alimentada a un agotador donde se --eliminan las últimas trazas de benceno por evaporación antes de --que la solución sea almacenada.

La solución bencénica de lactama formada es alimentada a la columna principal de extracción de benceno, donde es procesada junto --con la corriente principal de ϵ -Caprolactama.

d) Extracción de ϵ -Caprolactama

La primera purificación de la solución de lactama cruda se efec--

túa en la columna de extracción por flujo descendente en contracorriente con gotas de benceno dispersas por medio de discos rotantes instalados sobre una flecha dentro de la columna.

De esta manera se produce por el domo de la columna una solución bencénica de ϵ -Caprolactama con una concentración de aproximadamente 20% en peso, la cual fluye por gravedad al tanque de almacenamiento.

El residuo acuoso procedente de la columna contiene las impurezas insolubles, en benceno se extrae como producto de fondos, el cual es descargado a un agotador donde las últimas trazas de benceno se eliminan por arrastre de vapor.

En una segunda etapa de purificación de ϵ -Caprolactama, la solución bencénica que contiene ϵ -Caprolactama, es separada de las impurezas orgánicas solubles en benceno.

La ϵ -Caprolactama es extraída del benceno por el llamado proceso de condensado del sistema de evaporación en la "columna de pulsación", la cual está empacada con anillos raschig.

En el proceso de condensado, parte de producto de evaporación es alimentado por el domo y es contactado en contracorriente con la mezcla ϵ -Caprolactama-benceno que asciende por la columna en forma de pequeñas gotas.

La eficiencia de la extracción depende, principalmente, del tamaño de las gotas de la mezcla y para obtener el tamaño de gota requerido, el fluido de la columna es movido alternativamente hacia abajo y hacia arriba a través del lecho de anillos raschig por medio de un mecanismo de pulsación instalado en el fondo de la columna.

La extracción se efectúa a 40°C, actuando la mezcla como fase dispersa y el condensado del proceso como fase continua.

La ϵ -Caprolactama es extraída del benceno en la solución acuosa -descargada como producto de fondos, ese flujo tiene una concentración de ϵ -Caprolactama de aproximadamente 30% en peso, y es alimentada al agotador de benceno, donde se remueven las últimas trazas de benceno que la contaminan.

Por el domo de la columna se obtiene el benceno que contiene las impurezas solubles en un líquido orgánico y es regresado al tanque de almacenamiento de benceno.

e) Agotamiento y destilación de benceno

La solución conteniendo a la ϵ -Caprolactama, es alimentada a una columna de agotamiento que opera a una temperatura de 96°C en el domo y de 103°C en el fondo. Para obtener el mejor nivel de separación líquido-vapor, la columna se llena con dos capas de anillos de cerámica raschig, así después de pasar por el lecho superior, el líquido es redistribuido antes de pasar por el segundo -lecho.

La alimentación a la columna de agotamiento, se precalienta a --93°C con intercambio de calor con el producto de fondos de misma columna, y con vapor de baja presión, de tal modo que las últimas trazas de benceno presentes son removidas por arrastre de vapor. El vapor de agua, conteniendo benceno, es condensado, enfriado y descargado a un sistema de separación de donde el benceno es recirculado al tanque de almacenamiento de benceno, mientras que el agua es descargada al sistema de purificación.

El nivel en el fondo de la columna de agotado, es controlado por bombeo de la lactama acuosa a través de un intercambiador de calor al tanque de alimentación del sistema de intercambio iónico. La temperatura de la solución es reducida de 103°C a 51°C, y la concentración de la solución acuosa de ϵ -Caprolactama tiene una concentración en peso de aproximadamente el 30%.

Después de las etapas de purificación, el benceno empleado para la extracción y el benceno usado para la recuperación de la ϵ -Caprolactama, contienen las impurezas solubles en benceno, por lo que debe ser constantemente purificado por destilación.

Para este propósito, el benceno del tanque de almacenamiento fluye continuamente a la columna de destilación de platos perforados por la cual desciende para su evaporación, quedando en el fondo - productos pesados como oxima, ϵ -Caprolactama y ciclohexanona, los cuales son colectados en un recipiente. La temperatura del fondo de la columna está determinada por la composición de los compuestos pesados.

A altas temperaturas de fondo, el riesgo de contaminación del benceno evaporado se incrementa, por lo que se descarga una cantidad a intervalos regulares.

Los vapores del benceno salen por el domo de la columna con una temperatura aproximada de 80°C, los cuales son condensados y enfriados a 40°C para luego ser recirculados al tanque de almacenamiento de benceno.

Siempre habrá algo de agua que se evapora con el benceno, por lo que en el tanque de almacenamiento de benceno esa agua es separada.

f) Sistema de intercambio ionico e hidrogenación

Para mejorar la calidad de la solución de lactama, se purifica -- por medio de intercambio ionico. El sistema consta de dos unidades compuestas cada una por tres columnas de intercambio anionico y cationico, las unidades están instaladas en paralelo, ya que -- mientras una está en operación, la otra está en regeneración o en stand-by.

Del tanque de almacenamiento de la lactama acuosa, se bombea solu ción para ser enfriada a 45°C con agua de enfriamiento. Tempe raturas superiores a 45°C reducen la eficiencia de la resi na de intercambio ionico.

La solución pasa primero por la columna de intercambio anio-- nico en flujo descendente, luego a la columna de desgasi ficación en flujo ascendente, posteriormente, la corriente pasa por un filtro para separar las partículas de resina di suelta y finalmente es descargado en un tanque de almacena miento para alimentación de la unidad de hidrogenación.

El tanque de almacenamiento está equipado con un interruptor de - bajo nivel, para evitar la entrada de aire a la unidad de hidro-- genación y el tanque se instala dentro de la planta a un nivel -- en que la presión estática del sistema de intercambio ionico es - siempre mayor que la presión de alimentación del líquido a regene ración, de tal modo que el líquido de regeneración está impedido para entrar a la solución de ϵ -Caprolactama y pasar por la unidad de intercambio ionico durante la operación normal.

En la unidad de hidrogenación, la lactama acuosa es hidrogenada catalíticamente, con el fin de que los compuestos -- indeseados den mayor o menor punto de ebullición que la -- ϵ -Caprolactama. Como consecuencia, esos compuestos son extraídos con el residuo de la lactama o con el eyector de condensados durante la destilación, con lo cual se mejora -- la calidad del producto final.

La hidrogenación toma lugar a una temperatura de aproximadamente 90°C, y una presión de 7 kg/cm². la cual es controlada -- por medio del gas de descarga. El catalizador es recuperado por filtración de la solución, el cual es regenerado y reusado.

Después de haber efectuado las etapas de purificación descri-- tas anteriormente, la solución de ϵ -Caprolactama está lista para ser concentrada al 100%, lo cual es hecho por medio -- de una evaporación y destilación.

g) Evaporación y destilación

En el sistema de evaporación, la solución de ϵ -Caprolacta ma es concentrada del 30% al 90% en peso por medio de cua tro columnas de evaporación operadas con vapor de baja -- presión. Las columnas están colocadas en serie y el pro ducto de fondos de cada columna es recirculado a las cua tro columnas para hacer más eficiente la operación.

La temperatura en el fondo de la primera columna es de 134°C, -- mientras que en el domo se tiene una presión de 3 kg/cm² y una -- temperatura de 133°C. La concentración que se alcanza es del 36% en peso.

La columna del segundo efecto, opera a 121°C y 2.1 kg/cm² abs en el domo y a 123°C en el fondo. La concentración de la ϵ -Caprolactama se incrementa a 45% en peso.

En la tercera columna de evaporación, las condiciones de operac-- ción en el domo son de 104°C y 1.2 kg/cm² abs, mientras que la -- temperatura del fondo es de 107°C y la concentración alcanzada es de 60% en peso.

De la tercera columna, la solución de lactama es alimentada al -- reboiler de la cuarta columna de evaporación que es operada a una temperatura de fondo de 77°C y se alcanza una concentración de -- 90% en peso.

El producto del domo de la cuarta columna, es condensado y descar-- gado a un tanque regulador de condensados.

La lactama concentrada se descarga a la segunda parte del sistema donde se incrementará su concentración al 99.9% en peso, en un separador líquido-vapor operado con vapor de baja presión a una temperatura de 126°C y presión de 145 mm Hg.

La descarga del fondo del tanque separador con una concentración de aproximadamente 99% en peso, es transferida a otro tanque por diferencia de presión. El segundo tanque es operado a una pre-- sión de 8 a 10 mm Hg. por lo que se requieren eyectores para oca-- sionar esa atmósfera.

Debido a la baja presión, parte del líquido alimentado flashea en este punto evaporándose también agua, que es recirculada al sistema de evaporación.

La ϵ -Caprolactama con una concentración de 99.9% es almacenada en un tanque con atmósfera de nitrógeno para evitar el deterioro del producto.

h) Almacenamiento y escamado de la ϵ -Caprolactama

La ϵ -Caprolactama líquida puede ser almacenada por algún tiempo - sin deterioro de su calidad si se mantiene bajo una cortina de nitrógeno.

Sin embargo, la lactama tiene que ser mantenida arriba de su temperatura de fusión mediante calentamiento con serpentines de intercambio de calor, colocados en el fondo del tanque de almacenamiento.

Si la ϵ -Caprolactama tiene que ser almacenada por largo tiempo o tiene que ser transportada a grandes distancias, el producto líquido puede ser transformado en cristales o escamas (flakes).

La cristalización es efectuada en la unidad de escamado, donde la ϵ -Caprolactama es sometida a enfriamiento para inducir la cristalización sobre la superficie de un tambor rotatorio, de donde es recuperada por raspadores mecánicos.

Del tambor rotante, el producto se obtiene en pequeños chips, los cuales son colectados en sacos y enviados al almacén.

3.6 LOCALIZACION DE LA PLANTA

La selección del sitio para la instalación de la planta, es uno de los puntos de mayor trascendencia dentro de la estructuración del proyecto. Una localización incorrecta afecta negativamente a la empresa en su etapa operativa, porque es cuando surgen las consecuencias de una deficiente localización y un error de este tipo es muy difícil de corregir, ya que implicaría la reubicación de las instalaciones industriales.

Son muchos los factores que intervienen para la localización de la planta: proximidad a los mercados de materias primas y producto terminado, disponibilidad de mano de obra; incentivos fiscales, infraestructura de transporte y otros, donde todos tienen su efecto específico sobre el proyecto. Así por ejemplo, las condiciones climatológicas pueden influenciar los costos de construcción, calentamiento, enfriamiento y operaciones del proceso. La dirección y velocidad del viento afecta los diseños de torres, tanques, quemadores y desfuegos. La precipitación pluvial promedio debe considerarse al dimensionar la capacidad de la red de drenaje.

Para la selección del sitio de localización de la planta de ϵ -Caprolactama se empleará un método analítico que puede resumirse en los siguientes pasos:

- a) Localizar el centro geográfico del área de distribución del mercado y otros factores clave.
- b) Seleccionar los Estados que se analizarán.
- c) Evaluar cada Estado con parámetros individuales.

- d) Hacer una primera selección utilizando la matriz de evaluación del área.
- e) Efectuar un estudio de sensibilidad de todos los datos para seleccionar definitivamente los Estados.
- f) Seleccionar parámetros relevantes de municipios factibles dentro de cada Estado.
- g) Localizar el sitio ideal, utilizando la matriz de evaluación de lugar con la lista de los parámetros ponderados.

A continuación se presentan los resultados de la metodología, considerando que la planta de ϵ -Caprolactama debe cumplir con las siguientes premisas básicas:

- El 37% del producto será destinado al mercado de exportación.
- Para el mercado nacional la ϵ -Caprolactama se comercializará en forma líquida en tanques de ferrocarril y por carretera en camión cisterna.
- Las materias primas llegarán por ferrocarril de diferentes áreas geográficas. (Por esta razón, las materias primas son eliminadas como un criterio de localización porque sus costos de transporte pueden manejarse).
- El proceso requiere del suministro abundante de energía eléctrica y agua.
- El proceso requiere que 2/3 de la mano de obra directa sea no calificada.

- El personal técnico para la operación de la planta se contratará en la localidad.
- Será muy difícil venderle producto a Celanese Mexicana y/o Nylon de México, por ser socios en el capital social de Univex.

Como primer paso, la localización del centro geográfico debe ser referida a una región específica donde la clave está en partir de bases adecuadas. En nuestro caso, el mercado del producto terminado es el factor más importante para la instalación de la planta. Para localizar el centro geográfico, se utilizará el método de coordenadas*, por medio del cual se tabula la composición total de las ventas que se espera tener en la etapa operativa, localizando en un mapa a los clientes potenciales mediante el establecimiento de un sistema de coordenadas cartesianas.

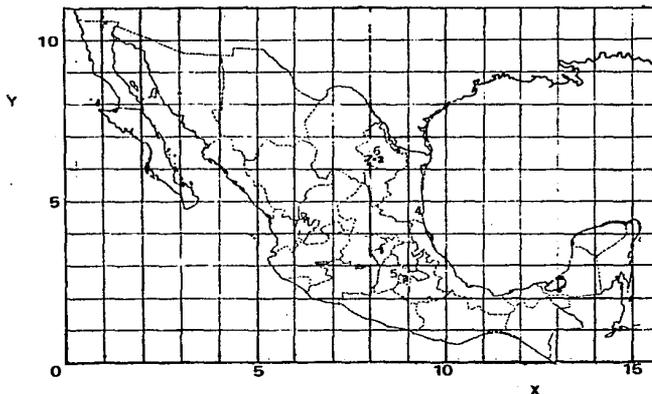
En la figura 3.2 se presentan los resultados de la metodología, la cual indica que el centro geográfico para localizar el sitio ideal comprende los Estados de San Luis Potosí, Tamaulipas, Hidalgo y Veracruz.

En virtud de que una parte de la producción se destinará al mercado de exportación, también se considera conveniente incluir como candidato para la ubicación de la planta al Estado de Michoacán, donde se está promoviendo el desarrollo del centro industrial de Lázaro Cárdenas.

Con el fin de establecer las ventajas comparativas entre cada Estado, se ha desarrollado un método de evaluación por puntos de cada alternativa en función de parámetros característicos del lugar y definiendo la importancia que tiene cada parámetro en el proyecto. Este sistema de valor de puntos, comienza asignando un valor numérico de 1 a 4 a los parámetros seleccionados para fijar su peso relativo y después se fija el grado en que cada Estado cum-

* Chemical Engineering, Junio 29 de 1982.

FIGURA 3.2

METODO DE COORDENADAS PARA LOCALIZAR EL CENTRO DEL MERCADO

No.	CONSUMIDOR	% VENTAS				
		TOTALES (S)	X	Y	S (X)	S (Y)
1	Celanese	0.0	8.3	3.4	0.000	0.000
2	Fibras Químicas	8.4	8.2	6.4	0.689	0.538
3	Fibras Sintéticas	7.6	8.9	2.6	0.676	0.198
4	Finalon	52.2	9.5	4.5	4.959	2.349
5	Kimex	30.4	8.9	2.8	2.706	0.851
6	Nylon de México	0.0	8.1	6.5	0.000	0.000
7	Tecnopolímeros	1.4	8.2	6.4	0.115	0.090
		100.0			9.145	4.026

Por lo tanto, las coordenadas del centro geográfico son:

$$X = 9.14 \quad Y = 4.03$$

ple con los requerimientos de cada parámetro. Los grados van de 1 a 10, siendo el menor el primero y el mayor el segundo.

La multiplicación del grado con el peso, proporciona una puntuación que al ser totalizada para cada Estado, nos acerca a una primera selección del sitio para instalar la planta de ϵ -Caprolactama, ésto se ilustra en el cuadro 3.5 donde se tiene que los mayores puntajes corresponden a Tamaulipas y Veracruz con 281 y 284 - puntos respectivamente.

Para definir con mayor precisión el Estado a seleccionar se efectúa un análisis de sensibilidad del área y ésto se hace modificando el peso de parámetros que son significativos en el desarrollo de la empresa.

Para el análisis de sensibilidad propuesto se modifican: el costo de la mano de obra, incentivos fiscales, infraestructura para exportación y proximidad a clientes, todos ellos son factores - - trascendentes para la empresa.

El costo de la mano de obra repercute directamente en el costo de producción.

Los incentivos fiscales son importantes en el sentido de que no - deberían considerarse porque todo proyecto debe obtener rentabilidad sin necesidad de apoyos gubernamentales, por otro lado, los - subsidios son vigentes por algunos años y en los primeros años de operación de la planta repercuten directamente en los resultados de la empresa.

La infraestructura para la exportación es muy importante para la producción de ϵ -Caprolactama, ya que se pretende acudir al mercado de exportación y es preferible estar cerca de un puerto para - embarcar el producto.

CUADRO 3.5

MATRIZ DE EVALUACION DEL AREA

A.) Hidalgo C.) Tamaulipas E.) San Luis
 B.) Michoacán D.) Veracruz Potosí

PARAMETROS	PESO	A	B	C	D	E
Clima General	1	9	8	8	7	8
Costo de la mano de obra	2	10	9	8	7	10
Disponibilidad de agua	3	6	9	9	10	8
Educación superior	2	8	16	10	9	8
Energía eléctrica	2	8	16	10	10	8
Hospitales	1	9	8	9	9	10
Incentivos fiscales	4	6	24	10	40	6
Instituciones de apoyo técnico	2	6	12	7	14	7
Infraestructura para exportación	4	7	28	10	40	7
Mano de obra no calificada	2	9	18	9	18	8
Nivel de desempleo	2	8	16	6	12	6
Proximidad a clientes	2	9	18	6	12	9
Zona sísmica	3	10	30	5	15	9
Zonas recreativas	3	7	21	9	27	8
(Peso X Rango) Total		255	279	281	284	257

PESO: Grado de importancia (4=muy importante, 1=mínimo)

RANGO: Calificación (10=óptimo, 1=indeseable)

El peso que se otorgó a cada parámetro se obtuvo de información publicada por el Instituto Nacional de Geografía e Informática de la SPP.

La proximidad a clientes nacionales, también es un factor apreciable porque dependiendo de la distancia, se manejan las alternativas de comercialización del producto; para distancias no muy largas se puede enviar la ϵ -Caprolactama en forma líquida para uso directo en el proceso de nylon y para distancias largas, se debe evaluar con el cliente la conveniencia de recibir el producto en forma sólida o líquida.

En el cuadro 3.6 se presenta el análisis de sensibilidad de la matriz del área de localización, el cual da como resultado que los sitios adecuados para la ubicación de la planta se encuentran en Tamaulipas o Veracruz, porque obtienen los mayores puntajes al modificar los parámetros y confirma la selección preliminar efectuada por la matriz de evaluación del área.

Finalmente, la metodología para localización de la planta señala que debe hacerse una selección final del sitio mediante un estudio detallado de las posibles alternativas existentes en cada Estado seleccionado.

En nuestro caso, tanto Tamaulipas como Veracruz, tienen centros de desarrollo industrial específicos, donde se ofrecen incentivos fiscales y con puertos destinados a la exportación. En la selección final, tienen que evaluarse factores que repercuten directamente en el proceso, por lo que se debe tener un conocimiento detallado de él y también se consideran las condiciones de la comunidad ya que influyen en el personal de la empresa.

La selección final del lugar, se efectúa también por medio de la matriz de evaluación del sitio, presentada en el cuadro 3.7, donde resulta que el sitio óptimo para localizar la planta de ϵ -Caprolactama está en Altamira, Tamps.

CUADRO 3.6

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL AREA

A.) Hidalgo C.) Tamaulipas E.) San Luis
 B.) Michoacán D.) Veracruz Potosí

PARAMETROS

Clima General
 Costo de la mano de obra
 Disponibilidad de agua
 Educación superior
 Energía eléctrica
 Hospitales
 Incentivos fiscales
 Instituciones de apoyo técnico
 Infraestructura para exportación
 Mano de obra no calificada
 Nivel de desempleo
 Proximidad a clientes
 Zona sísmica
 Zonas recreativas

PESO	A	B	C	D	E
1	9/8	9/8	8/8	7/7	8/8
4*	10/40	9/36	8/32	7/28	10/40
3	6/18	9/27	9/27	10/30	8/24
2	8/16	10/20	9/18	9/18	8/16
2	8/16	10/20	9/18	10/20	8/16
1	9/9	8/8	9/9	9/9	10/10
2*	6/12	10/20	10/20	10/20	6/12
2	6/12	7/14	7/14	8/16	7/14
3*	7/21	10/30	10/30	10/30	7/21
2	9/18	9/18	8/16	7/14	8/16
2	8/16	6/12	7/14	7/14	6/12
4*	9/36	6/24	8/32	7/28	9/36
3	10/30	5/15	9/27	9/27	9/27
3	7/21	9/27	6/18	7/21	8/24

(Peso X Rango) Total

274, 279, 283, 282, 276

* Indica modificación en el grado de importancia.

CUADRO 3.7

MATRIZ DE EVALUACION DEL SITIOA.) Altamira, Tamps.C.) Coatzacoalcos, Ver.B.) Cd. Madero, Tamps.D.) Minatitlán, Ver.PARAMETROS

Clima local de trabajo
 Mano de obra no calificada
 Mano de obra calificada
 Centros de capacitación
 Costo de la mano de obra
 Costo de espuela de ferrocarril
 Proximidad a aeropuerto
 Proximidad a puerto
 Tamaño y costo del sitio
 Topografía
 Condiciones climatológicas
 Sitios aledaños
 Servicio médico
 Educación superior
 Facilidades recreacionales
 Costo de la vida
 Costo de vivienda
 Policía y seguridad
 Transporte público
 Proximidad a una ciudad mayor

PESO	A	B	C	D
2	8/16	8/16	9/18	9/18
3	7/21	6/18	6/18	5/15
3	10/30	10/30	9/27	10/30
1	5/5	6/6	5/5	7/7
2	9/18	9/18	8/16	8/16
3	9/27	7/21	8/24	9/27
2	5/10	6/12	3/6	3/6
4	10/40	10/40	10/40	9/36
1	8/8	5/5	6/6	6/6
2	7/14	6/12	7/14	7/14
2	8/16	8/16	6/12	6/12
1	10/10	7/7	8/8	8/8
2	5/10	6/12	7/14	7/14
2	8/16	8/16	6/12	7/14
2	6/12	8/16	8/16	7/14
3	8/24	7/21	6/18	6/18
3	7/21	4/12	4/12	5/15
3	6/18	7/21	6/18	6/18
3	6/18	8/24	8/24	7/21
2	10/20	10/20	8/16	8/16
	354	343	324	325

(Peso X Rango) Total

Peso: Grado de importancia (4=muy importante, 1=mínimo)

Rango: Calificación (10=óptimo, 1=indeseable).

3.7 TRANSFERENCIA DE TECNOLOGIA

La tecnología para la producción de ϵ -Caprolactama se comprará a la empresa holandesa Dutch State Mines, quien es propietaria de la patente del proceso seleccionado para el proyecto.

La negociación de transferencia de tecnología, debe hacerse observando los lineamientos indicados por la "Ley sobre el control y registro de la transferencia de Tecnología y el uso y explotación de patentes y marcas".

El dueño de la tecnología proporcionará al proyecto: patente, información técnica, ingeniería básica, manual de operaciones del proceso, así como asistencia técnica durante la construcción y operación de una planta con capacidad de producción de 80,000 - ton./año \pm 10% de ϵ -Caprolactama, incluyendo las instalaciones de la sección de preparación de fosfato de hidroxilamina.

La vigencia del contrato de transferencia de tecnología será de 10 años a partir del inicio de la producción de ϵ -Caprolactama. El contrato es intransferible y confidencial, la información técnica proporcionada por el tecnólogo durante el período de vigencia, sin embargo, incluye las mejoras al proceso que efectúe - DSM.

Por concepto de licencia de tecnología e ingeniería básica, se pagarán \$12 '000,000.00 de U.S. Dlls., en la siguiente forma:

- 25% a la fecha efectiva del contrato
- 25% después de la recepción de la ingeniería básica
- 25% a la firma del pedido de los reactores de oxidación
- 25% después de las pruebas de arranque.

De las tres formas de pago que continuamente se hacen por concepto de transferencia de tecnología y que son:

- a.- Pago único
- b.- Pago inicial más regalías
- c.- Regalías

Se ha elegido la forma de pago única, en virtud de que la base -- gravable que involucran los sistemas por regalías, es el volumen de ventas, mediante algún porcentaje fijo de ellas durante el período de vigencia del contrato, lo cual se considera poco conveniente para las finanzas de la empresa en operación.

Dado que existen algunas firmas de ingeniería nacionales con experiencia en la elaboración de ingeniería de detalle, se buscará -- que esos estudios para el proyecto se efectúen localmente. Es importante mencionar que los estudios de ingeniería básica e ingeniería de detalle están estrechamente relacionados y tienen que hacerse coordinadamente entre el tecnnologísta y la firma de ingeniería, por lo que no debe haber obje-cción entre las partes para colaborar entre sí.

Para efectos fiscales y de recuperación de la inversión -- efectuada en patentes, planos, información técnica y en -- general por transferencia de tecnología, la "Ley del Impuesto sobre la Renta" permite recuperar hasta el 10% anual de las erogaciones efectuadas para tal efecto y dentro -- del balance general de la empresa pasa a formar parte -- del activo diferido.

4.0 ESTRUCTURA FINANCIERA

Probablemente de todos los puntos referentes a la evaluación de proyectos industriales, el correspondiente a la evaluación financiera sea el más trascendente, en virtud de que trata con los recursos económicos para ejecutar el proyecto y de los resultados esperados en la etapa de operación.

Es importante mencionar que este trabajo tiene como objetivo el desarrollo del proyecto desde el punto de vista de estudio de pre factibilidad y por lo tanto, no existen datos exactos sobre el monto de la inversión y costos de operación, en virtud de que no se conoce con la profundidad suficiente la tecnología de producción.

La lista detallada de equipo, materiales y tubería, así como sus especificaciones es conocida una vez que se ha adquirido la tecnología y se han efectuado los trabajos de ingeniería de detalle, y es entonces cuando se puede hablar de un monto de la inversión exacto.

Para evaluar el costo total de un proyecto se han definido tres tipos de estimaciones, las cuales nos dan diferentes tipos de aproximaciones al costo real y entre mayor exactitud se requiera, mayores son los recursos económicos para su elaboración. Los tres tipos de pronósticos son los siguientes:

- a) Orden de magnitud.- Con $\pm 25\%$ de aproximación a la inversión real y corresponde a un nivel conceptual del proyecto.
- b) Presupuesto estimado.- Este nivel se alcanza con un trabajo de ingeniería básica y da una aproximación de $\pm 15\%$.

c) Estimación definitiva.- Con una aproximación de + 5% al costo real y se obtiene con el trabajo de ingeniería de detalle.

Por lo tanto, a mayor aproximación se requiere mayor tiempo, más estudios y más trabajo por lo que es más costoso.

Actualmente existen diversos métodos sistematizados para la evaluación financiera de proyectos industriales, algunos más complejos que otros, de acuerdo al grado de detalle que se pretenda. -- Para este trabajo se diseñó la metodología de cálculo presentada en el anexo 3 y la cual cubre los puntos más importantes de la -- evaluación financiera; el motivo de presentar la ruta de cálculo como anexo, es con el fin de conservar la línea genérica del texto que pretende incluir más que nada resultados y observaciones.

En virtud de que aquí se trata de un estudio de prefactibilidad, se obtendrá un presupuesto de orden de magnitud, empleando las -- técnicas practicadas en la evaluación de proyectos industriales.

4.1 BASES DE CALCULO

Antes de iniciar el desarrollo del estudio financiero, es necesario indicar que los diferentes resultados y costos serán manejados en U.S. dólares, con el fin de facilitar la actualización de los valores y evitar las modificaciones resultantes por la pérdida cambiaria del peso frente al dólar. Las bases de cálculo generales son las siguientes:

a) Todos los cálculos se hacen en moneda constante del mes de -- abril de 1987, considerándose una paridad al tipo de cambio -- controlado a la compra promedio del mes, de 1,150.00 pesos -- por dólar.

- b) Los factores de depreciación y amortización son los máximos permitidos por la Ley del Impuesto sobre la Renta.
- c) Incentivos fiscales sobre el monto de la inversión en equipo e instalación del orden del 15% como CEPROFIS.
- d) No se consideró el beneficio fiscal que pueda obtenerse de Pemex y de la CFE por concepto de precios diferenciales extensivos hasta por 10 años como sigue:
 - 30% de descuento sobre el consumo de ciclohexano, amoníaco y gas.
 - 30% de descuento sobre el consumo de energía eléctrica.
- e) Financiamiento con las tasas de interés promedio del mes de abril que son: Prime Rate 7.75 y Libor 6 9/16.
- f) Desde el inicio de los estudios de prefactibilidad, hasta el fin de las pruebas de arranque transcurrirán 28 meses.
- g) El proyecto será evaluado durante un período de producción de 10 años.

4.2 ESTIMACION DE LA INVERSION PARA LA ADQUISICION DE LA PLANTA

De acuerdo al estudio del mercado, se requiere una planta de Ca-prolactama con capacidad de producción anual de 80,000 toneladas, para la cual requerimos estimar el orden de magnitud de la inversión.

Para efectuar estimados de orden de magnitud, existen diferentes técnicas, siendo el método de escalación* el más utilizado para -- calcular el costo de la planta, el cual hace uso de exponentes -- por aumento de capacidad en los equipos y parte de la inversión -- que se requirió para construir una planta del mismo producto pero que puede ser diferente en capacidad.

Así con la inversión real conocida y mediante el empleo de una -- fórmula de escalación, se puede estimar la inversión de nuestra -- planta. La fórmula de escalación es la siguiente:

$$I_r = K I_x \left(\frac{C_r}{C_x} \right)^n$$

en donde:

I_r = Inversión fija en el equipo, proyectada.

I_x = Inversión fija en el equipo, conocida.

K = Razón de CE Index (año actual/año base).

C_r = Capacidad de la planta proyectada.

C_x = Capacidad de la planta conocida.

n = Exponente por variación de capacidad.

El año base se refiere a aquel en el cual se tiene el costo real de los equipos. En nuestro caso, corresponde a una planta de -- Caprolactama vía fosfato de hidroxilamina de 50,000 ton/año.

El Chemical Engineering Plant Cost Index (CE Index) es un factor que indica la variación en el costo de los equipos utilizados en la industria química y tiene el mismo significado que una tasa in -- flacionaria, pero aplicada específicamente al equipo y maquinaria de la industria química.

* La metodología empleada se presenta ampliamente en el libro de Evaluación de Pro -- yectos Industriales, citado en la bibliografía.

El exponente por variación de capacidad es un factor de escalación en el tamaño de los diferentes equipos, y representa la diferencia entre las dimensiones de los equipos del proyecto y de los equipos para los cuales se conoce el costo real. Existen exponentes para aumento y para reducción de capacidad, pero en este caso debemos emplear factores para elevación de capacidad, los cuales se encuentran en un rango de 0.5 a 0.8.

Para calcular el costo de la planta de epsilon-Caprolactama de -- 80,000 ton/año se hará uso del costo reportado en el Chemical Economics Handbook para una planta de 50,000 ton/año que utiliza el mismo proceso y cuyo costo está referido al año de 1975. Por otro lado, en la publicación Chemical Engineering se encuentra reportado el CE Index para 1975 y 1987 en valores de 182.4 y 336.9 respectivamente, con lo que el valor de K es de 1.847.

Los factores de variación de capacidad se tomaron también del Chemical Economics Handbook, de tal modo que aplicando la fórmula de escalación a cada uno de los diferentes elementos de la planta se obtiene el costo para nuestro proyecto, como se muestra en el cuadro 4.1 donde el rubro de inversión en la unidad de proceso y en la sección de servicios auxiliares, está compuesto por gastos en obra civil 65%, gastos de instalación 15% y costo de la ingeniería de detalle 20%.

Del cuadro 4.1 obtenemos que la inversión requerida para comprar el equipo y su instalación asciende a 195 millones de US. dólares.

4.3 INVERSION FIJA PARA EL PROYECTO

La inversión total requerida para la ejecución del proyecto está constituida por dos grandes rubros: la inversión fija y el capi--

CUADRO 4.1
 INVERSION FIJA EN EQUIPO PARA LA PLANTA DE EPSILON-CAPROLACTAMA
 (ailes de US dolares)

I N V E R S I O N	SECCION 100	SECCION 150	SECCION 200	SECCION 250	SECCION 300	SECCION 310	SECCION 320	TOTAL
EQUIPO DE PROCESO								
Reactores	13,997.4	802.7	3,103.3	3,535.4	629.2			22,074.5
Columnas	743.1	6,515.0	665.1	2,052.5		1,427.3	104.0	11,507.0
Tanques y recipientes	5,113.2	2,967.9	1,315.1	1,309.0	2,810.6	495.3	16.0	13,227.0
Intercambidores	2,520.6	1,046.9	1,712.7	1,546.2	507.6	910.9	56.0	8,300.8
Compresores	1,948.2	674.7	6,951.6					8,384.4
Bombas	5,106.9	1,614.8	349.6	562.4	490.6	296.9	32.0	8,253.2
Equipo especial		583.3	1,752.8	575.6		51.0	1,300.0	4,262.6
SUB-TOTAL	28,929.4	14,205.1	14,965.6	9,582.1	4,438.0	3,381.4	1,508.0	77,009.4
UNIDAD DE PROCESO	17,345.6	9,892.3	28,320.9	13,152.0	3,430.4	10,188.3	4,420.0	86,748.9
EQUIPO DE SERVICIOS								
Agua de enfriamiento	1,761.1	773.2	1,354.5	350.0	256.3	260.9	528.0	5,284.0
Agua de proceso			39.3	11.4				50.6
Vapor	4,253.5	816.0	250.5	2,011.2		1,179.0	432.0	8,926.5
Electricidad	1,078.8	372.0			65.7	328.3	68.0	1,912.7
Refrigeracion	766.2		1,648.7	1,235.1				3,650.0
Almacenamiento	856.2		3,462.5	203.9	199.9			4,722.3
Tratamiento de agua	1,342.4	479.4			733.3		52.0	2,607.2
SUB-TOTAL	10,040.6	2,442.6	6,755.3	3,811.5	1,225.1	1,768.2	1,080.0	27,153.3
SERVICIOS AUXILIARES	1,320.7	322.7	1,134.9	642.8	146.1	378.1	260.0	4,145.3
COSTO TOTAL	57,635.7	26,862.7	51,176.6	27,188.3	9,269.6	15,716.0	7,205.0	195,057.0

SECCION 100: Oxidacion de ciclohexano.

SECCION 150: Recuperacion de ciclohexano y ciclohexanona.

SECCION 200: Hidrogenacion de nitrilo.

SECCION 250: Oxidacion.

SECCION 300: Rearreglo de la oxida.

SECCION 310: Recuperacion de epsilon-Caprolactama.

SECCION 320: Recuperacion de sulfato de amonio.

tal de trabajo.

El capital de trabajo comprende los recursos materiales y humanos que serán objeto y factor de la producción y este punto será tratado con mayor amplitud mas adelante.

En nuestro caso, la inversión fija comprende todos los bienes y - servicios adquiridos en la etapa preoperativa de la planta, como son estudios de inversión, equipo, terreno, tubería, asesoría técnica y en general, todo lo que se compró para la consolidación de la unidad industrial en la etapa de proyecto.

Un proyecto se inicia con los primeros bosquejos sobre la posibilidad de producir determinado producto y termina con el fin de -- las pruebas de arranque de la planta que marca el inicio de la -- producción para el mercado.

La inversión fija se divide en activos tangibles (activo fijo) y en activos intangibles (activo diferido), los primeros son todo - aquello que pueda ser observado físicamente como el equipo, mientras que los segundos son aquellos elementos que no se ven físicamente, pero que intervinieron en la ejecución del proyecto como - la ingeniería de detalle. En el cuadro 4.2 se presenta la inversión fija requerida para la instalación de la planta de 80,000 -- ton/año de epsilon-Caprolactama.

Por otro lado, la inversión efectuada para la instalación de la - planta, tiene que ser recuperada en la etapa de producción, para lo cual se han definido los terminos de depreciación y amortiza-- ción, el primero aplicado a los activos tangibles y el segundo -- aplicable a los activos intangibles.

La depreciación y amortización permiten la recuperación de la in-

CUADRO 4.2
ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA PARA EL PROYECTO
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	Monto
Equipo y maquinaria de proceso	72,746.9
Equipo y maquinaria de serv. auxiliares	27,153.3
Equipo especial	4,262.6
Gastos de instalacion de equipos	13,634.1
Obra civil	59,081.2
Terreno y acondicionamiento	1,200.0
Fletes, seguros y gastos aduanales	19,505.7
Sub-total activos fijos tangibles	197,583.8
Licenciamiento de tecnologia	12,000.0
Ingenieria de detalle	18,178.8
Supervision de la construccion	6,817.1
Planeacion e integracion del proyecto	10.0
Gastos de puesta en marcha	1,400.0
Sub-total activos fijos intangibles	38,405.9
Imprevistos	19,758.4
TOTAL INVERSION FIJA	255,748.1

BASES DE CALCULO:

De la inversion fija en la unidad de procesos y servicios auxiliares: 65% en obra civil, 20% en ingenieria de detalle y 15% en gastos de instalacion.
Licenciamiento de tecnologia incluye ing. basica.
Fletes seguros y gastos aduanales: 10% del costo del equipo.
Imprevistos 10% de los activos tangibles.

CUADRO 4.3
DEPRECIACION Y AMORTIZACION DE LA INVERSION FIJA
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	INVERSION INICIAL	TASA ANUAL DEPRE. FISCAL (%)	DEPRE. Y AMORT. (2)
Equipo y maquinaria de proceso	72,746.9	9	6,547.2
Equipo y maquinaria de serv. auxiliares	27,153.3	9	2,443.8
Equipo especial	4,262.6	7	303.4
Fletes, seguros y gastos aduanales	19,505.7	10	1,950.6
Gastos de instalacion de equipos	13,634.1	9	1,227.1
Gastos de puesta en marcha	1,400.0	10	140.0
Ingenieria de detalle	18,178.8	10	1,817.9
Licenciamiento de tecnologia	12,000.0	10	1,200.0
Obra civil	59,081.2	5	2,954.1
Planeacion e integracion del proyecto	10.0	10	1.0
Supervision de la construccion	6,817.1	10	681.7
Imprevistos	19,758.4	9	1,778.3
Terreno y acondicionamiento	1,200.0	0	0.0
TOTAL	255,748.1		21,125.2

versión en un tiempo determinado de acuerdo a porcentajes de recuperación anual que son fijados por la Ley del Impuesto sobre la Renta. En el cuadro 4.3 se presenta la depreciación y amortización anual de la inversión, de acuerdo a los porcentajes máximos permitidos por la Ley.

Es importante mencionar, que de acuerdo a las disposiciones fiscales vigentes, existe la posibilidad de revaluar los activos y con ello, aumentar la depreciación y amortización, para contrarrestar el efecto inflacionario de la economía, sin embargo, no es practicable en la planeación de proyectos industriales, en virtud de que la evaluación financiera se hace en moneda constante.

4.4 INGRESOS POR VENTAS

El programa de ventas se muestra en el cuadro 4.4 y responde a las expectativas planteadas por el estudio del mercado. El presupuesto de ventas es igual al programa de producción, ya que todo lo que se produce debe ser vendido.

En virtud de la actual política de apertura del mercado, en la evaluación base de nuestro proyecto se tomará un precio real, el cual es inferior al precio de lista por los aspectos ya comentados en el punto 2.4 Además el precio de la ϵ -Caprolactama en el mercado nacional será igual al internacional, eliminando así la tendencia común de precios nacionales superiores a los internacionales que ha sido mantenida con protección arancelaria.

Para el caso del sulfato de amonio, éste debe ser vendido al precio y condiciones de Fertimex, quien es el único productor nacional autorizado para producirlo en forma directa.

CUADRO 4.4
 PRONÓSTICO DE VENTAS DEL PROYECTO
 (moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
PRODUCCIÓN (Ton)						
Epsilon-Caprolactama	0	0	30,000	65,000	80,000	80,000
Sulfato de amonio	0	0	54,000	117,000	144,000	144,000
	0	0	84,000	182,000	224,000	224,000
VENTAS (Tons)						
Epsilon-Caprolactama nal.	0	0	20,000	40,000	50,000	50,000
Epsilon-Caprolactama exp.	0	0	10,000	25,000	30,000	30,000
Sulfato de amonio	0	0	54,000	117,000	144,000	144,000
	0	0	84,000	182,000	224,000	224,000
VENTAS (Miles USD)						
Epsilon-Caprolactama nal.	0	0	32,000.0	64,000.0	80,000.0	80,000.0
Epsilon-Caprolactama exp.	0	0	16,000.0	40,000.0	48,000.0	48,000.0
Sulfato de amonio	0	0	1,681.0	3,642.2	4,482.7	4,482.7
	0	0	49,681.0	107,642.2	132,482.7	132,482.7

Precios USD/Ton:
 Sulfato de amonio 31.13
 Epsilon-Caprolactama nal. 1,600.00
 Epsilon-Caprolactama exp. 1,600.00

Uno de los aspectos en que está estrechamente involucrado el rubro de ingresos por ventas es en el flujo de efectivo. Los ingresos por ventas es el renglón más importante en la generación de efectivo, por lo que se necesita mantener una buena rotación de cartera para lo cual es recomendable vender con plazos de pagos no mayores a 30 días. El mercado interno de productos químicos se enfrenta actualmente a una situación de falta de liquidez ocasionada por una contracción en la demanda, incrementando constante en el precio de las materias primas y restricciones del crédito por lo que la anterior política de altos inventarios ha sido sustituida por una de bajos inventarios.

En el cuadro 4.4 los ingresos por ventas están programados a partir del año 2 de la vida del proyecto, en virtud de que su ejecución es de 28 meses.

4.5 PRESUPUESTO DEL COSTO DE PRODUCCION

El costo de producción refleja todos los gastos, tanto de materias primas como de materiales y equipo, que se efectúan para la producción de la ϵ -Caprolactama.

El costo de producción se compone de costos fijos y de costos variables. Los costos fijos son cargos independientes del volumen de producción, por ejemplo la depreciación, la energía eléctrica para iluminar la planta durante la noche, la mano de obra directa y en general, los gastos que se tienen que realizar se tenga o no producción. Los costos variables son dependientes del volumen de producción en virtud de que el consumo es directamente proporcional al nivel de producción, en este rubro se encuentran las materias primas, catalizadores, combustibles, la

energía eléctrica que alimenta a los equipos, el agua de proceso y todo aquello que se consume en un factor por unidad de tonelada producida.

Para los costos variables en el cuadro 4.5 se presentan los coeficientes técnicos que indican el consumo de materia prima e insumos principales, en la producción de epsilon-Caprolactama por el proceso de fosfato de hidroxilamina. En el mismo cuadro se indica el precio de cada material, así como el costo unitario que resulta de la multiplicación del coeficiente técnico por el precio. Así el costo variable para la producción de 1 tonelada de ϵ -Caprolactama y 1.8 toneladas de sulfato de amonio, como producto asociado asciende a 701.33 US Dólares.

Antes de poder calcular los costos fijos, es necesario obtener el costo de la mano de obra mínima indispensable para operar como empresa, cumpliendo las metas programadas de producción y ventas. - En el cuadro 4.6 se presenta la estructura del costo del personal requerido en la etapa de producción, cuya integración fue obtenida de acuerdo a la distribución en cada área de la empresa y considerando los sueldos vigentes en el mes de abril de 1987 en puestos similares de la industria petroquímica.

Es necesario señalar que al primer año de producción de la planta, corresponden sólo 8 meses de operación, en virtud de que el tiempo de ejecución del proyecto es de 28 meses, por lo que esta situación se refleja especialmente en los costos fijos.

En el cuadro 4.7 se presenta la integración del costo de producción para los primeros años de la etapa operativa, donde los porcentajes indicados en las bases de cálculo corresponden a índices representativos para empresas similares de la petroquímica inter-

CUADRO 4.5
CONSUMOS Y COSTOS UNITARIOS PARA LA PRODUCCION DEL PROYECTO
 (moneda constante de abril de 1987)

COSTOS VARIABLES:

CONCEPTO	UNIDAD	PRECIO (USD/Uni.)	CONSUMO: UNITARIO	COSTO: UNITARIO
1. Ciclohexano	Ton.	383.01	1.22	467.27
2. Acetileno	Ton.	101.85	0.805	81.99
3. Azufre	Ton.	108.81	0.444	48.31
4. Sosa caustica	Ton.	262.18	0.115	30.15
5. Catalizadores	Ton.	35,000	0.00012	4.20
6. Agua	m ³ .	0.0159	360	5.72
7. Gas	m ³ .	0.0712	720	51.26
8. Electricidad	Kw-hr.	0.0139	710	9.87
9. Combustible	Lts.	0.0424	14.66	0.62
10. Mat. operacion				1.93
TOTAL				701.33

1Unidad/Ton. Caprolactama

2USD/Ton. Caprolactama

1. Proveedor Pemex.
3. Proveedor Azufrera Panamericana.
4. Sosa grado rayon.
5. De importacion.
9. Tarifa industrial 12.
9. Combustible pesado, densidad 1 Kg/Lt.

CUADRO 4.6
PRESUPUESTO DEL COSTO DE LA MANO DE OBRA
(miles de pesos, moneda constante de abril de 1987)

P U E S T O	SALARIO MENSUAL (pesos)	AÑO 2		AÑO 3		AÑO 4		AÑO 5	
		PLAZ.	SALAR.	PLAZ.	SALAR.	PLAZ.	SALAR.	PLAZ.	SALAR.
MANO DE OBRA DIRECTA									
Obrero general	85,800	90	61,774	90	92,664	95	97,812	95	97,812
Ayudante	107,250	40	34,320	45	57,915	45	57,915	45	57,915
Operario	130,350	120	125,136	120	187,704	120	187,704	120	187,704
Sobrestante	148,500	40	47,520	40	71,280	40	71,280	40	71,280
Supervisor	198,000	5	7,920	5	11,880	5	11,880	5	11,880
Jefe de turno	404,250	25	80,850	25	121,275	25	121,275	25	121,275
Sub-total		320	357,522	325	542,718	330	547,866	330	547,866
MANO DE OBRA INDIRECTA									
Supervisor	252,000	10	20,160	25	75,600	30	90,720	30	90,720
Secretaria	199,500	8	12,768	10	23,940	11	26,334	11	26,334
Analista	273,000	20	43,680	28	91,728	32	104,832	32	104,832
Jefe de departamento	525,000	5	21,000	10	63,000	12	75,600	12	75,600
Gerente	777,000	4	18,648	4	37,296	4	37,296	4	37,296
Superintendente	882,000	3	21,168	4	42,336	4	42,336	4	42,336
Director de area	1,470,000	2	23,520	3	52,920	4	70,560	4	70,560
Director general	1,995,000	1	15,960	1	23,940	1	23,940	1	23,940
Sub-total		52	176,904	85	410,760	98	471,618	98	471,618
COSTO TOTAL + 40% PRESTACIONES			748,196		1,334,869		1,427,278		1,427,278
MILES US DOLARES			651		1,161		1,241		1,241

CUADRO 4.7
PRESUPUESTO DEL COSTO DE PRODUCCION
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
PRODUCCION (Tons)	30,000.0	65,000.0	80,000.0	80,000.0
Ciclohexano	14,016.2	30,372.7	37,381.6	37,381.9
Amoniaco	2,459.7	5,329.3	6,559.1	6,559.1
Azufre	1,449.3	3,140.3	3,864.9	3,864.9
Sosa caustica	904.5	1,959.8	2,412.1	2,412.1
Catalizadores	126.0	273.0	336.0	336.0
Agua	171.7	372.1	457.9	457.9
Gas	1,537.9	3,332.2	4,101.1	4,101.1
Energia electrica	296.1	641.5	789.5	789.5
Combustible	19.6	40.4	49.7	49.7
Materiales operacion	57.9	125.5	154.4	154.4
TOTAL COSTOS VARIABLES	21,040.0	45,586.6	56,106.6	56,106.6
Depreciacion y amorti.	14,083.5	21,125.2	21,125.2	21,125.2
Mano de obra	310.9	471.9	476.4	476.4
Mantenimiento	6,819.9	10,229.9	10,229.9	10,229.9
Seguros y fianzas	852.5	1,278.7	1,278.7	1,278.7
Otros	139.9	212.4	214.4	214.4
TOTAL COSTOS FIJOS	22,206.7	33,318.2	33,324.6	33,324.6
COSTO DE PRODUCCION	43,246.7	78,904.8	89,431.2	89,431.2
COSTO UNITARIO (USD/Ton)	1,442	1,214	1,118	1,118

† epsilon-Caprolactama

Bases de calculo:

Mantenimiento: 4% de la inversion fija.

Seguros y fianzas: 0.05% de la inversion fija.

Otros: 45% de la mano de obra directa.

Depreciacion y amortizacion fiscal.

media, que es donde se encuadra el proyecto de ϵ -Caprolactama. - Así el costo de producción en el primer año es de 1,442 US dólares por tonelada, el cual se reduce conforme aumenta el volumen de producción hasta llegar al nivel de 1,118 dólares por tonelada cuando se opera al 100% de la capacidad.

Obtener un costo de producción mas bajo que la competencia, contribuye directamente a ser mas competitivo en precio en el mercado. Los costos fijos, por la característica del proceso, son relativamente constantes a incrementos en el tamaño de la planta, por lo que una empresa con capacidad de producción de 150,000 ton/año podrá distribuir entre mayor volumen los costos fijos en comparación de una empresa con capacidad de 20,000 ton/año, dando como consecuencia una diferencia sustancial en el costo de producción, aunque se use la misma tecnología y se consuman materias primas e insumos en cantidad y calidad igual.

4.6 CAPITAL DE TRABAJO

Una vez que se cuenta con las instalaciones, equipos y la gente necesaria para operar la empresa, hacen falta las materias primas, insumos y servicios para poder producir y luego se necesita tener los productos antes de iniciar la venta. Así el capital de trabajo representa los recursos necesarios para cubrir esos gastos de operación.

Inicialmente antes de empezar la producción, es necesario adquirir las materias primas (ciclohexano, amoniaco, azufre), catalizadores y demás materiales que se requieren para el proceso en una cantidad tal que permita obtener el volumen estimado de ventas. -

Por otro lado, las prácticas comunes de comercialización indican que el pago de la epsilon-Caprolactama vendida no será de inmediato, en ocasiones se dá crédito al cliente de acuerdo a la situación del mercado.

Sin embargo, también se tiene que tener inventario de las materias primas y producto terminado en caso de alguna eventualidad.

En el cuadro 4.8 se presenta el capital de trabajo necesario para el proyecto y las bases de cálculo están acordes a la metodología de evaluación de proyectos industriales y a lo siguiente:

- a) Las materias primas son de origen nacional y relativamente fáciles de adquirir, sólo el catalizador sería importado, por lo que con 10 días en inventario de esos materiales, se tiene una operación segura.
- b) La ϵ -Caprolactama requiere condiciones especiales de almacenamiento en su forma líquida, por lo que no es recomendable tener altos inventarios.
- c) Actualmente en el mercado interno, la política es no vender con plazos de pago superiores a 30 días.

4.7 INVERSION TOTAL Y FUENTES DE FINANCIAMIENTO

Como ya se mencionó anteriormente, la inversión total es la suma de la inversión fija más el capital de trabajo, por lo que el costo total del proyecto es el siguiente:

CUADRO 4.8
PRESUPUESTO DEL CAPITAL DE TRABAJO
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	ANO 0	ANO 1	ANO 2	ANO 3	ANO 4	ANO 5
Caja y bancos	0	0	5,406	6,575	7,453	7,453
Cuentas por cobrar	0	0	6,210	8,970	11,040	11,040
Inventario de materia prima	0	0	877	1,266	1,559	1,559
Inventario de producto terminado	0	0	1,802	2,192	2,484	2,484
Inventario de prod. en proceso	0	0	541	658	745	745
TOTAL ACTIVO CIRCULANTE	0	0	14,835	19,661	23,281	23,281
Cuentas por pagar	0	0	3,945	5,698	7,013	7,013
TOTAL PASIVO CIRCULANTE	0	0	3,945	5,698	7,013	7,013
CAPITAL DE TRABAJO	0	0	10,890	13,963	16,267	16,267
INCREMENTO DE CAPITAL DE TRABAJO	0	0	10,890	3,073	2,305	0

BASES DE CALCULO:

Caja y bancos: 30 días del costo de producción.
 Cuentas por cobrar: 30 días de los ingresos por ventas.
 Invent. mat. prima: 10 días del costo de materias primas e insumos.
 Invent. prod. terminado: 10 días de producción.
 Invent. prod. proceso: 3 días de producción.
 Cuentas por pagar: 45 días del costo de materias primas e insumos.

Inversión fija	255.7	
Capital de trabajo	<u>10.8</u>	
INVERSION TOTAL:	<u>266.5</u>	mill. de US Dólares.
	=====	

Para cubrir esa inversión, sólo se tienen como fuentes de recursos las aportaciones de capital de los socios y el financiamiento bancario. Tradicionalmente se han formulado los proyectos industriales, considerando una estructura de financiamiento vs. aportación de los socios de 60/40 de la inversión total.

El programa de avance del proyecto es quien fija el momento en -- que debe de tenerse el dinero para sufragar los gastos, un préstamo bancario antes de que sea necesario, ocasiona un mayor pago de intereses por el tiempo en que no se utiliza y una tardanza en la obtención de un crédito bancario ocasiona un retraso en el proyecto. En el cuadro 4.9 se presenta la calendarización de las inversiones del proyecto, así como sus fuentes de financiamiento, en -- nuestro caso, la relación aportación de los socios a crédito es -- de 70/30.

En los cuadros 4.10 y 4.11 se presentan los aspectos relativos a los financiamientos. El origen de los créditos fue arbitrario y tienen como objetivo el señalar las diferentes posibilidades de -- conseguir financiamiento para el proyecto. El préstamo de origen nacional es un crédito directo, porque se presta directamente a -- la empresa, mientras que los préstamos extranjeros sólo se consiguen con la aprobación del Gobierno Federal y con el apoyo de una institución nacional de crédito, la cual le cobrará a la empresa una comisión de compromiso y otra de apertura sobre el monto del préstamo.

Es importante mencionar que la institución nacional de crédito es

CUADRO 4.9
CALENDARIZACION DE INVERSIONES Y FUENTES DE FINANCIAMIENTO
(miles de USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	TOTAL
Terreno y acondiciona.	1,200.0	0.0	0.0	1,200.0
Equipo e instalacion	35,339.1	68,086.6	14,371.2	117,796.9
Obra civil	23,632.5	30,722.2	4,726.5	59,081.2
Fletes, seg. y gas. adu.	5,851.7	11,274.3	2,379.7	19,505.7
Tecnología	6,000.0	3,000.0	3,000.0	12,000.0
Ingeniería de detalle	15,452.0	2,726.8	0.0	18,178.8
Supervision	2,045.1	3,135.9	1,636.1	6,817.1
Planeacion del proyecto	10.0	0.0	0.0	10.0
Gastos de arranque	0.0	0.0	1,400.0	1,400.0
Imprevistos	5,927.5	11,420.3	2,410.5	19,758.4
Capital de trabajo	0.0	0.0	10,890.0	10,890.0
INVERSION TOTAL	95,457.9	130,366.2	40,814.1	266,638.1
Credito nacional	20,000.0	0.0	0.0	20,000.0
Credito de Canada	0.0	40,000.0	0.0	40,000.0
Credito de USA	0.0	0.0	20,000.0	20,000.0
Aportacion de capital	75,457.9	90,366.2	20,814.1	186,638.1
TOTAL FINANCIAMIENTO	95,457.9	130,366.2	40,814.1	266,638.1

CUADRO 4.10
CARACTERISTICAS DEL FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	1	2	3
Institucion de credito	NACIONAL	CANADA	USA
Monto	20,000	40,000	20,000
Plazo total	9	15	10
Plazo de gracia	2	3	3
Tasa de interes	PR + 2.5	Libor+2.5	PR + 1.5
Amortizacion	Semestral	Semestral	Semestral
Pago de interes	Semestral	Trimestral	Trimestral
Comision de apertura		0.062%	0.050%
Comision de compromiso		0.034%	0.032%

Prorcedidos del mes de abril:

Prima Rate. 7.75

Litor: 2.56

quien queda ante el banco extranjero como el fiador del préstamo.

La tasa de interés Prime Rate es la que rige en la bolsa de New - York y es aplicable a los créditos provenientes de USA, mientras que la tasa Libor es la de Londres y se utiliza en los créditos - provenientes de Europa y Canadá.

El costo porcentual promedio (CPP) representa el promedio del costo mensual de captación de dinero por parte del Banco de México, quien lo revisa mensualmente.

Para el crédito en moneda nacional se convertirá a US dólares y - se le aplicará la tasa de interés Prime Rate que es la más alta - del mercado de dinero.

En el cuadro 4.11 se presentan los tres créditos necesarios para el proyecto, así como la evolución de los estados de cuenta para definir la carga financiera, en dicho cuadro se presenta el saldo al principio de cada año y los intereses y amortización que deben cubrirse durante el año, los cuales fueron calculados de acuerdo a las condiciones particulares de cada crédito, mismas que se resumen en el cuadro 4.10.

4.8 RENTABILIDAD DEL PROYECTO

El punto que justifica a la mayoría de los proyectos industria- - les, es la rentabilidad esperable en la etapa de operación de la planta y que representa por un lado, la recuperación de la inver- sión y por el otro, los beneficios económicos a obtener por haber invertido.

CUADRO 4.11
ESTRUCTURA DE LA CARGA FINANCIERA DEL PROYECTO
(miles USD, moneda constante de abril de 1987)

.97

ANO	RUBRO	NACIONAL	CANADA	USA	TOTAL
	Saldo	20,000			
ANO 0	Amortización	0			
	Intereses	1,025			1,025
	Saldo	20,000	40,000		
ANO 1	Amortización	0	0		
	Intereses	2,050	3,624		5,674
	Saldo	2,000	40,000	20,000	
ANO 2	Amortización	1,429	0	0	
	Intereses	2,050	3,624	1,850	8,953
	Saldo	10,571	40,000	20,000	
ANO 3	Amortización	2,858	0	0	
	Intereses	1,831	3,624	1,850	10,163
	Saldo	1,713	40,000	20,000	
ANO 4	Amortización	2,858	3,334	0	
	Intereses	1,537	3,548	1,850	13,127
	Saldo	12,855	36,666	20,000	
ANO 5	Amortización	2,858	3,334	2,856	
	Intereses	1,245	3,246	1,784	15,323
	Saldo	9,997	33,332	17,144	
ANO 6	Amortización	2,858	3,334	2,856	
	Intereses	951	2,944	1,520	14,463
	Saldo	7,139	29,998	14,288	
ANO 7	Amortización	2,858	3,334	2,856	
	Intereses	659	2,642	1,256	13,605
	Saldo	4,281	26,664	11,432	
ANO 8	Amortización	2,858	3,334	2,856	
	Intereses	365	2,355	992	12,760
	Saldo	1,423	23,330	8,576	
ANO 9	Amortización	1,423	3,334	2,856	
	Intereses	73	2,038	728	10,452
	Saldo		19,996	5,720	
ANO 10	Amortización		3,334	2,856	
	Intereses		1,736	464	8,390
	Saldo		16,662	2,864	
ANO 11	Amortización		3,334	2,864	
	Intereses		1,434	198	7,830
	Saldo		13,328		
ANO 12	Amortización		3,334		
	Intereses		1,132		4,466
	Saldo		9,994		
ANO 13	Amortización		3,334		
	Intereses		830		4,164
	Saldo		6,660		
ANO 14	Amortización		3,334		
	Intereses		528		3,862
	Saldo		3,326		
ANO 15	Amortización		3,326		
	Intereses		226		3,552

‡ Amortización mas intereses.

La rentabilidad de una inversión se mide considerando la operación de la empresa durante cierto período, que en el caso de los proyectos industriales, es generalmente de 10 años. Existen diferentes métodos para analizar la rentabilidad, pero todos tienen en comun la necesidad de tener que evaluar la utilidad neta durante cada año del período considerado.

Se puede hablar de diferentes tipos de utilidad: utilidad marginal, utilidad de operación, utilidad antes de impuestos, que se emplean como niveles específicos de evaluación, considerando ciertos elementos característicos, sin embargo, la utilidad neta refleja la ganancia o la pérdida neta obtenida, considerando todos los ingresos y egresos de la empresa. En una industria en operación, el formato donde se presenta la utilidad neta es denominado estado de resultados, mientras que en el caso de un proyecto se tienen que hacer estimados en base a los supuestos previamente de finidos, consolidándose en el estado de resultados proforma, así en el cuadro 4.12 se presenta dicho estado proforma en donde puede observarse que desde el segundo año de operación se generan -- utilidades.

El valor presente neto (VPN), representa el valor del dinero a fecha actual de un dinero futuro, es decir, que indica el poder adquisitivo actual de una suma de dinero gastada dentro de 5 años -- por ejemplo. Para el cálculo del VPN se supone una tasa de interés para representar la pérdida del poder adquisitivo de la moneda y cuando se tienen resultados correspondientes a diferentes períodos, se selecciona un año base, con el fin de hacerlos equivalentes en el tiempo.

Existen diferentes métodos para la evaluación de la rentabilidad entre los que se cuentan como los más importantes los siguientes:

CUADRO 4.12
ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA DEL PROYECTO
(en miles USD, moneda constante de abril de 1987)

CONCEPTO	Periodo anual de operacion de la planta									
	ANO 2	ANO 3	ANO 4	ANO 5	ANO 6	ANO 7	ANO 8	ANO 9	ANO 10	ANO 11
Ventas nacionales	33,681	67,642	84,483	84,483	84,483	84,483	84,483	84,483	84,483	84,483
Ventas exportacion	16,000	40,000	48,000	48,000	48,000	48,000	48,000	48,000	48,000	48,000
VENTAS NETAS	49,681	107,642	132,483	132,483	132,483	132,483	132,483	132,483	132,483	132,483
COSTO DE VENTAS	43,246	78,904	89,430	89,430	89,430	89,430	89,430	89,430	89,430	89,430
UTILIDAD BRUTA	6,435	28,738	43,052	43,052	43,052	43,052	43,052	43,052	43,052	43,052
Gastos de administracion	745	1,615	1,987	1,987	1,987	1,987	1,987	1,987	1,987	1,987
Gastos de ventas	1,242	2,691	3,312	3,312	3,312	3,312	3,312	3,312	3,312	3,312
UTILIDAD DE OPERACION	4,448	24,433	37,753	37,753	37,753	37,753	37,753	37,753	37,753	37,753
Gastos financieros	8,953	10,163	13,127	15,323	14,463	13,605	12,760	10,452	8,390	7,830
DEPROFIS	10,213	2,156	0	0	0	0	0	0	0	0
UTILIDAD ANTES IMPUESTOS	5,708	16,425	24,626	22,430	23,290	24,148	24,993	27,301	29,363	29,923
I.S.R. (42%)	2,397	6,899	10,343	9,421	9,782	10,142	10,497	11,466	12,333	12,568
P.T.U. (10%)	571	1,643	2,463	2,243	2,329	2,415	2,499	2,730	2,936	2,992
UTILIDAD META	2,740	7,884	11,821	10,766	11,179	11,591	11,997	13,105	14,094	14,363

BASES DE CALCULO:

Gastos de administracion: 1.5% de los ingresos por ventas.

Gastos de ventas: 2.5% de los ingresos por ventas.

DEPROFIS: 15% de la inversion en equipo e instalacion un ano despues de la inversion.

- a) Método del valor presente neto: Consiste en calcular para el período de evaluación del VPN de las inversiones efectuadas - y del resultado neto obtenido (pérdida o ganancia). El VPN - de inversión total se resta del correspondiente a resultados y si la diferencia es positiva, el proyecto es rentable y pue de aceptarse, pero si el valor es negativo o cero, el proyec- to se descarta.
- b) Tasa interna de rendimiento: Calcula la tasa de interés que da el proyecto sobre la inversión no recuperada durante va- - rios años, esa tasa se compara con la que paga el banco y con la que se obtiene en empresas en operación similares con el - fin de aprobar o descartar el proyecto.
- c) Métodos de flujos descontados: Por este método se calcula la tasa interna de rendimiento, pero aplicando a las inversiones y resultados una tasa de interés que trata de predecir el ín- dice inflacionario. Los criterios de evaluación son los mis- mos que los del inciso anterior.

De los métodos anteriores, emplearemos el de la tasa interna de - rendimiento financiero (TIRF), en virtud de que nos proporciona - las mayores ventajas en cuanto a la evaluación financiera del pro yecto.

Es importante señalar, que cada método de evaluación de la renta- bilidad nos proporciona una forma diferente de medir la sensibili dad del proyecto, por lo que eso es también un aspecto que se con sideró en la selección del método de la TIRF. En el siguiente -- punto se expondrá con mayor detalle el análisis de sensibilidad.

Para obtener la TIRF es necesario primero seleccionar el período

de evaluación del proyecto, para después obtener el flujo neto -- de dinero durante dicho período. El flujo representa las erogaciones efectuadas como inversión y capital de trabajo, a las que se restan los ingresos provenientes de la utilidad y la recuperación de la inversión representada por la depreciación y amortización. En el cuadro 4.13 se presenta el flujo neto para nuestro - proyecto.

Así con el flujo y con el número de períodos anuales de evaluación, se procede a calcular la TIRF mediante el empleo de una fórmula de prueba y error, en la cual se tiene que encontrar la tasa de interés que cumpla con la siguiente condición:

$$V_0 = \sum_{n=1}^{n=n} \frac{V_n}{(1+i)^n}$$

En donde:

V_0 = Inversión efectuada en el año 0.

V_n = Flujo neto del año n.

n = Período anual de evaluación.

i = Tasa de interés o TIRF que cumple con la fórmula.

En la sumatoria, las inversiones y las pérdidas serán negativas, mientras que las utilidades serán positivas. El valor total de n es la suma de los años de construcción del proyecto y de los años de operación de la planta tomados como horizonte de evaluación.

En el mismo cuadro 4.13 se presenta la TIRF obtenida por el pro--

CUADRO 4.13
 TASA INTERNA DE RENDIMIENTO FINANCIERO
 (en miles USD, moneda constante de abr. de 1987)

PERIODO ANUAL	INVERSION FIJA	CAPITAL TRABAJO	UTILIDAD NETA	DEPRECIACION Y AMORTIZ.	FLUJO NETO
0	95,458	0	0	0	(95,458)
1	130,366	0	0	0	(130,366)
2	25,324	10,690	2,740	14,083	(23,891)
3	0	3,073	7,884	21,124	25,936
4	0	2,305	11,821	21,124	30,640
5	0	0	10,766	21,124	31,891
6	0	0	11,179	21,124	32,303
7	0	0	11,591	21,124	32,715
8	0	0	11,997	21,124	33,121
9	0	0	13,105	21,124	34,229
10	0	0	14,094	21,124	35,219
11	0	0	14,363	21,124	35,487

TASA INTERNA DE RENDIMIENTO FINANCIERO (TIRF)= 2.08 %

yecto que es de 1.76%.

En la figura 4.1 se presenta la gráfica del punto de equilibrio, el cual es otro método para determinar las perspectivas del proyecto. El punto de equilibrio representa la capacidad mínima a que deberá operar la planta para que no se registren pérdidas ni ganancias en la operación. En nuestro caso, la capacidad de equilibrio es del 44% que representa un volumen de producción de 35,000 ton/año de ϵ -Caprolactama.

4.9 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

La sensibilidad mide la variación de algún factor previamente definido, ante modificaciones en otros elementos que forman parte de la evaluación técnico-económica y además que influyen preponderantemente en el valor del factor.

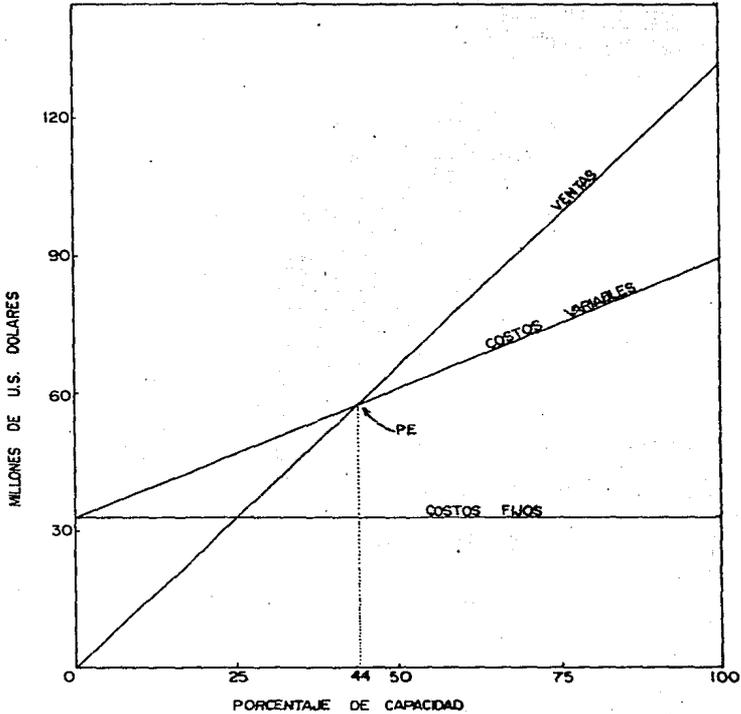
En el caso del proyecto de epsilon-Caprolactama se ha definido la rentabilidad (TIRF) como el factor que apruebe o descarte al proyecto. Por otro lado se ha detectado que son dos las variables que tienen mayor impacto en la evaluación económica por lo que se considera conveniente incluirlas dentro del análisis de sensibilidad y dichas variables son:

- a) Precio de venta de la ϵ -Caprolactama.
- b) Costo de adquisición de petroquímicos y energéticos.

Existen otras variables que pueden incluirse en el análisis de sensibilidad, pero cuya probabilidad de ocurrencia es limitada, como en el caso de considerar mayor volumen de ventas o que el monto de la inversión fija baje para la misma tecnología y capacidad. Al efectuar el análisis de sensibilidad sobre un rango de variación de \pm 20% con respecto al modelo base se tienen los resultados de la figura 4.2 que se resumen como sigue:

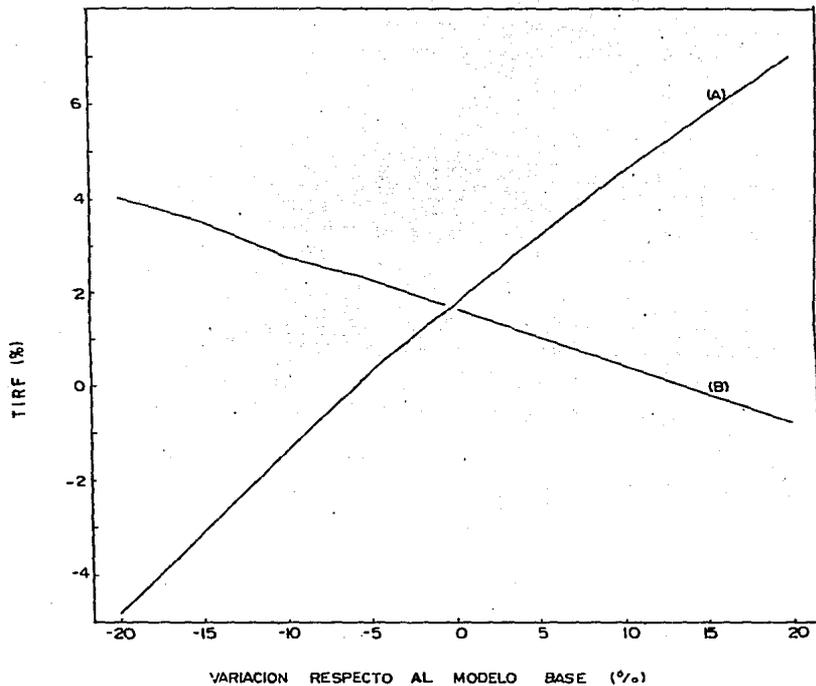
- La variación en el precio de venta de la ϵ -Caprolactama tiene un fuerte impacto en la rentabilidad del proyecto, ya que si el precio aumenta 10%, la rentabilidad crece en 157% y si el precio real fuera igual al precio de lista, en-

FIGURA 4.1
GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO



PE = 35,000 Tons.

FIGURA 4.2
SENSIBILIDAD DEL PROYECTO DE ϵ -CAPROLACTAMA



(a) VARIACION DEL PRECIO DE VENTA

(b) VARIACION EN EL COSTO DE PETROQUIMICOS Y ENERGETICOS

tonces la tasa interna de rendimiento financiero aumenta en más de 300%.

- Si el precio de venta se reduce, la rentabilidad también, sin embargo, en -- las actuales condiciones económicas ésto es poco factible.
- Si se reduce el costo de petroquímicos básicos y energéticos, la rentabilidad aumenta, así con 20% de descuento la TIRF crece 132% y aquí es necesario mencionar que en la evaluación base no se consideró la posibilidad de -- obtener precios diferenciales por ser un proyecto prioritario, por el cual pueden obtenerse incentivos fiscales que representan descuentos de hasta el 30% en ciclohexano, amoniaco, azufre, gas, electricidad y combustoleo.
- Una combinación entre aumento de precio de venta de la ϵ -Caprolactama y obtención del descuento en las materias primas proporciona una alta tasa de -- rentabilidad que asegura un rápido retorno de la inversión.
- El modelo base se elaboró bajo condiciones conservadoras y los cambios más probables de ocurrencia en los factores que intervienen en el proyecto lo -- favorecen.

5.0 ASPECTO ECONOMICO-SOCIAL

La epsilon-Caprolactama es un petroquímico intermedio estratégico en la cadena productiva hacia la producción de nylon. La importancia macroeconómica para decidir la construcción de la planta, radica en su potencial generador de divisas de hasta 132.4 millones de dólares a precios constantes de abril de 1987 en el máximo nivel de su producción, adicional al ahorro de divisas por la sustitución de importaciones del producto del que ya no existe suficiente producción nacional y al apoyo indirecto a la generación de divisas por la exportación de nylon 6, el producto final de la cadena de transformación, todo lo cual contribuye positivamente en la balanza comercial de la industria petroquímica secundaria.

También debe considerarse que la generación de empleos impacta directamente a los índices de población económicamente activa y no obstante que una característica de la petroquímica es el consumo intensivo de inversión por plaza de trabajo generada, el proyecto dará ocupación a 428 personas, ocasionando una derrama económica en sueldos y salarios de 471.6 millones de pesos anuales en el tercer año de producción. Por otro lado, es importante mencionar que se considera que por cada empleo directo generado en la industria petroquímica se induce la creación de 8 puestos más en otras actividades industriales relacionadas.

La construcción de la planta de epsilon-Caprolactama contribuye a la integración de la planta productiva nacional, por un lado existe disponibilidad nacional de prácticamente todas las materias primas e insumos requeridos en el proceso y por otro, se cuenta con capacidades ociosas de producción de nylon 6, en un mercado interno cubierto por un solo productor, donde sus dueños son los principales consumidores, por lo que se da una estructura de integración vertical que hace difícil que otros productores puedan participar en el mercado.

C O N C L U S I O N E S

La metodología para la evaluación técnico-económica y financiera de -- proyectos industriales, comprende diferentes niveles de evaluación, -- desde el elemental estudio de prefactibilidad hasta el de ingeniería -- de detalle, el cual generalmente se efectúa cuando se ha decidido la -- construcción de la planta. Sin embargo, en los diferentes niveles de evaluación, el proyecto tiene que justificar su viabilidad y rentabili- dad para proceder con la siguiente etapa.

La evaluación del proyecto de epsilon-Caprolactama se efectuó en un ni- vel previo del estudio de prefactibilidad, desde el cual es posible de- tectar el rico campo que encierran las actividades de promoción e ins- talación de una nueva unidad industrial, donde es necesario señalar -- que el fin último para el grupo promotor es el obtener utilidades, - - mientras que para la sociedad es un instrumento generador de empleos y precursor del desarrollo tecnológico del país.

En la evaluación económica, la existencia de diferentes elementos que la integran permite al evaluador del proyecto manejar libremente los - resultados, mediante consideraciones equivocadas sobre factores tales como precio de venta, inversión fija, volumen de ventas y demás rubros que impactan directamente al proyecto, por tal motivo, es muy importan- te que en las diferentes etapas de la evaluación se consideren paráme- tros reales que proporcionen un resultado imparcial y verdadero sobre las ventajas y desventajas del proyecto.

Los resultados específicos del proyecto son los siguientes:

- Desde el punto de vista social y de generación de divisas, el pro- yecto es aceptable, además de que operando la planta al 44% de capa- cidad se alcanza el punto de equilibrio, el cual representa un volu- men de producción de ϵ -Caprolactama de 35,000 ton/año que de acuer-

do a los pronósticos se pueden colocar en el mercado nacional.

- Desde el punto de vista financiero, al evaluar el proyecto sin precios preferenciales y con precios de venta realistas se obtiene una tasa interna de rendimiento financiero (TIRF) de 2.08% que hace inaceptable el proyecto para el inversionista, pero es importante señalar que el proyecto es rentable, sólo que el margen de ganancia no es tan alto como el que se obtiene por inversión bancaria.
- Bajo el modelo base el tiempo de recuperación de la inversión es de 10 años, fundamentalmente por el elevado monto de la inversión y la carga financiera.
- Si se considera la alta posibilidad de conseguir beneficios fiscales como precios preferenciales en la adquisición de petroquímicos básicos y energéticos, se pueden alcanzar tasas de rentabilidad -- (TIRF) superiores al 7% que hace financieramente aceptable al proyecto.
- A un aumento en el precio de venta de la ϵ -Caprolactama corresponde un aumento en la TIRF y con las tendencias actuales del mercado internacional es probable que el precio registre incrementos en el -- corto plazo.
- El crédito es caro y se obtienen mejores rendimientos de operación si el proyecto es financiado con aportaciones de capital superiores al 70% del costo total, evitando así contraer una pesada carga financiera.
- El paso crítico dentro del proceso de producción se encuentra, en -- primer término, en la obtención de la oxima de ciclohexanona, ya -- que su cinética no permite conversiones superiores al 10% y en -- segundo término, al control de la reacción de rearreglo de Beckman.

- El proceso de fosfato de hidroxilamina vía ciclohexano, presenta -- las mayores ventajas desde el punto de vista de disponibilidad de - materias primas, servicios y baja producción de sulfato de amonio, sin embargo, se debe tener extremo cuidado en la operación de los - reactores de oxidación donde reacciona el ciclohexano, en virtud -- del riesgo potencial de formar una mezcla altamente explosiva si -- existen fugas tanto en la sección de hidrogenación como en la oxida ción.

- La negociación de la tecnología es un punto importante para las fi- nanzas y posibilidades de asimilación tecnológica, ya que no debe - olvidarse que uno de los factores de mayor peso para la productivi- dad y competitividad de una empresa industrial está íntimamente re- lacionado con el nivel de investigación, desarrollo y mejoras a los procesos y productos, siendo uno de los puntos de partida, la efec- tiva asimilación de la tecnología de producción adquirida.

- El estudio permite finalmente concluir que en virtud de la posibili dad de obtener ventajas fiscales por la construcción de la planta - de ϵ -Caprolactama es conveniente promover la realización de estu- - dios más detallados que permitan al inversionista decidir entre acep- tar o descartar el proyecto de acuerdo a sus intereses.

CAPACIDAD DE PRODUCCION INSTALADA DE CAPROLACTAMA

MILES DE TONELADAS POR AÑO

ESTADOS UNIDOS

EMPRESA	CAPACIDAD
Allied Chemical Corporation	227
Badische Corporation	159
Nipco Inc.	163
TOTAL	549

SURESTE ASIATICO

EMPRESA	CAPACIDAD
Japan Lactam	74
Mitsubishi Chemical Industries Ltd (Jap)	84
Toray Industries, Inc. (Jap)	135
Ubu Industries, Ltd. (Jap)	90
Hankook Caprolactam Corp. (Korea)	33
Chung-Tai Chemical Ind. Corp. (Taiwan)	100
TOTAL	516

LATINOAMERICA

EMPRESA	CAPACIDAD
Yacimientos Petroliferos Fiscales (Ven.)	43
Hidrocarburo (Bra.)	35
Monomeros Colombo Venesolanos (Col)	28
TOTAL	85

OTROS (ASIA, AFRICA)

EMPRESA	CAPACIDAD
The National Oil Corp. (Libia)	50
Pskim Petrokimya AS (Turkia)	25
TOTAL	75

EUROPA OCCIDENTAL

EMPRESA	CAPACIDAD
BASF AG (Ale)	140
Boyer AG (Ale)	60
BASF Antwerpen NV (Belg)	150
Dayer Antwerpen NV (Belg)	100
Productos Químicos del Mediterraneo (Esp)	33
Socita Chimica Danica SPA (Ita)	80
Montedison SPA (Ita)	102
SNIA - VISCOSA (Ita)	16
DSM NV (Ing)	220
TOTAL	901

BLOQUE SOCIALISTA (COMPLEJOS DEL ESTADO)

EMPRESA	CAPACIDAD
Alemania Oriental	36
Bulgaria	30
Checoslovaquia	42
Hungria	5
Polonia	103
Yugoslavia	5
URRS	263
TOTAL	484

FUENTES: Caprolactam Report —SRI International—
Hydrocarbon Processing —HPI Construction Reports—

CAPACIDAD DE PRODUCCION INSTALADA DE NYLON 6

MILES DE TONELADAS POR AÑO

ESTADOS UNIDOS

EMPRESA	CAPA-CIDAD	R. CAPR ^a
— Para producción de fibras		
American Euka Company	100	104
Allied Chemical Corporation	204	214
Badische Corporation	65	69
Firestone Synthetic Fibers Co.	26	27
— Para producción de resinas		
Allied Chemical Corporation	25	26
American Bicast Corporation	8	8
Badische Corporation	7	7
Davis Company Inc.	4	4
Firestone Synthetic Fibers Co.	4	4
Shakaparc Company	1	1
TOTAL	444	465

LATINOAMERICA

PAIS	EMPRESA	CAPA-CIDAD	R. CAPR ^a
Argentina	Duotto, S.A.	2	2
	Fibras Industriales, S.A.	2	2
Brasil	Filanderas Olmo, S.A.	9	9
	Poliámidas Argentinas, SAIC	2	2
	Pranyl SAIC y F	2	2
	Sociedad Nueva Ind Arg.	4	4
	Banylen Tinslagam do Brasil	10	10
	Brasil Viteca, S.A.	1	1
	Companhia Brasileira de Sintético	4	4
	Companhia Bahiana de Fibras	15	16
	De Millus, S.A.	7	7
	Filaco Brasileira de Resina-Fibra	16	17
Chile	Imacos Masoferro and Co. Ltda.	3	3
	Rohn and Haas Basil, S.A.	6	6
	Manufacturas Senez, S.A.	4	6
Colombia	Industrias Textiles Nyltas	2	2
	Euka de Colombia, S.A.	14	14
	Fabrica de Hiladas Vanylon Nylon Colombiana	6	6
Peru	Nylon Colombiana	3	3
	Manufacturas Nylon, S.A.	3	3
Venezuela	Manufacturas del Sur, S.A.	2	2
	Celaneso Venezolana	0	0
	Hilados Flexilon CA Inverstone-Aragua	2	2
TOTAL		128	131

CANADA

EMPRESA	CAPA-CIDAD	R. CAPR ^a
Dow Badische Canada Limited	7	7
Firestone Textiles Company	3	3
TOTAL	10	10

^a Requerimiento máximo de Caprolactam.

FUENTES: Caprolactam Report —SRI INTERNATIONAL—

Hydrocarbon Processing —HPI CONSTRUCTION BOXSCORE—

CAPACIDAD DE PRODUCCION INSTALADA DE NYLON 6

MILES DE TONELADAS POR AÑO

SURESTE ASIATICO

PAIS	EMPRESA	CAPA CIUDAD	R. CAPR*
Ceylon	Ceylon Petroleum Corporation	3	3
Corea	Goyoro Nylon Company Ltd	7	8
	Korea (Nylon) Inc.	39	47
	Korea Nylon Company Ltd.	15	16
	Tong Yang Nylon Co. Ltd.	37	38
Filipinas	American Philippine Fiber Industries	6	7
	Philippine Polyamide Industrial Corp.	6	6
	Tanjiber Corporation	8	8
Japon	Asahi Chemical Industri Co. Ltd.	21	22
	Japan Lactan Ltd.	39	41
	Kohjin Co. Ltd.	4	4
	Mitsubishi Chemical Industries Ltd.	7	8
	Nippon Polyacene Ltd.	1	1
	Tsujin Limited	54	57
	Toray Industries Co. Ltd.	118	123
	Ube Industries, Ltd.	18	19
	Onitaka Ltd.	83	86
Singapur	Singapore Nylon Corp. Ltd.	3	3
Taiwan	Chemta Chemical Industries Corp.	4	5
	Formosa Chemicals and Fibre Corp.	22	23
	Hsin-chang Fibre Company	5	5
	Hualon-Tsujin Corporation	30	30
	Jang Bah Nylon Industrial Corp.	18	18
	Kuo Hwa Chemical Corporation.	12	12
	Lien Yu Industrial Co. Ltd.	20	21
	Pao Chang Chemical Fibre Corp.	6	6
	Ta Ming Fibre Industries Corp.	10	10
	Ta Shing Chemical Fiber Co.	8	8
	United Nylon Corporation	13	13
Tailandia	Asia Fiber Co. Ltd.	5	5
	Banias Corporation, Ltd.	4	4
	Toray Nylon Thai Co. Ltd.	5	6
TOTAL		631	656

EUROPA OCCIDENTAL

PAIS	EMPRESA	CAPA CIUDAD	R. CAPR*
Alemania	Chemfa Plastic GmbH	4	5
	BASE A.G.	128	150
Belgica	Bayer Antwerpen NV	12	13
	Basileux Nylon S.A.	28	23
Espana	BASE Espanola S.A.	6	6
	Fibraquimica, S.A.	3	3
	Industrial de Cauchoes e Resinas	6	7
	Industria Quimicas Textiles	5	5
	Narel, S.A.	10	10
	La Sida de Barceloa	20	21
	Sociedad Nat. Industria Aplicaciones	12	13
Francia	Bayer Antwerpen NV	7	7
	Beaulieu Nylon, S.A.	4	4
	Horta Fibre France, S.A.	10	10
	Rhone-Paulen Textile	5	5
Grecia	Etma, S.A.	1	1
	VOMIX Silk Industry and Trade	4	4
Inglaterra	Akzo NV	150	163
	Antoin Northern Ireland	27	28
	British Industrial Plastics Ltd.	2	2
	Cocatanide Limited	50	53
	Nichols Plastics Co.	1	1
	Swia Swland Limited	8	9
Italia	ANIC SPA	15	16
	Aquafil SPA	1	1
	Bemberg SPA	5	5
	Socita Industriale Cremonese	10	10
	Monsieur SPA	42	45
	Monsieur SPA	12	13
	SNIA-VISCOSE	112	122
	Radolfil	6	5
Portugal	Companhia Industrial de Fibras	3	3
	Hoschar Portuguesa SARI	1	1
	Fibraquimica e Fibras Sinteticas	10	10
Suiza	Emmenthal A.G.	24	25
	Viscoseux, S.A.	6	6
TOTAL		728	817

* Requerimiento mínimo de Caprolactama.

FUENTES: Caprolactam Report —SRI INTERNATIONAL—

Hydrocarbon Processing —HPI CONSTRUCTION BOXSCORE—

CAPACIDAD DE PRODUCCION INSTALADA DE NYLON 6

=====

MILES DE TONELADAS POR AÑO

OTROS (ASIA, AFRICA)

P A I S	E M P R E S A	CAPA- CIDAD	R. CAPR *
<i>China</i>	<i>Liao Yang</i>	46	48
<i>Egipto</i>	<i>Lirs Rayon Co</i>	3	3
<i>India</i>	<i>The Baroda Rayon Corp. Ltd</i>	2	2
	<i>Century Enka Limited</i>	1	1
	<i>Gaware Nylons Limited</i>	6	6
	<i>Gujarat State Fertilizer Co.</i>	6	6
	<i>JK Synthetics Limited</i>	6	7
	<i>Modipon Limited</i>	3	4
	<i>The National Rayon Corp. Ltd.</i>	2	2
	<i>Nirlon Synthetic Fibres</i>	5	5
	<i>Shree Synthetic Limited</i>	1	1
	<i>Shriram Fibres Limited</i>	3	3
	<i>Stretch Fibres Limited</i>	2	2
	<i>Jagatjit Cotton Textile</i>	3	3
<i>Indonesia</i>	<i>PT Indonesia Toray S.</i>	4	4
<i>Iran</i>	<i>Parsylon Corp.</i>	16	17
	<i>Sherkat Shami Alraf</i>	10	10
<i>Pakistan</i>	<i>Bengal Fiber Industries Ltd.</i>	1	1
	<i>Dillon Limited</i>	1	1
	<i>Dillon Nylon Limited</i>	1	1
<i>Turkia</i>	<i>Islon Sentetik Lplik Sanayii</i>	6	6
	<i>Sentetik Lplik Fabrikalari</i>	18	19
	<i>Tekstilplik Sanayii ve Ticaret</i>	4	4
T O T A L		150	156

* *Requerimiento máximo de Caprolactama*

FUENTES: *Caprolactam Report —SRI International—*

Hydrocarbon Processing —HPI Construction Boxcore—

=====

RUTA DE CALCULO PARA LA EVALUACION FINANCIERA

=====

PROYECTO: epsilon-Caprolactama.
 UNIDAD MONETARIA BASE: Miles de dolares.
 PERIODOS DE OPERACION: 10 anos.
 PERIODOS DE PREOPERACION: 28 meses.

ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA	
A1	Equipo y maquinaria de proceso.
A2	Equipo y maqu. de serv. auxiliares.
A3	Equipo especial.
A4	Gastos de instalacion de equipos.
A5	Obra civil.
A6	Terreno y acondicionamiento.
A7	Fletes, seguros y gastos aduanales.
B1=sum(A1:A7) ACTIVO FIJO	

A8	Licenciamiento de tecnologia.
A9	Ingenieria de detalle.
A10	Supervision de la construccion.
A11	Planeacion e integracion del proy.
A12	Gastos de puesta en marcha.
B2=sum(A8:A12) ACTIVO DIFERIDO	

B3=(A1+A2+A3)*0.1 IMPREVISTOS	

IF=B1+B2+B3 INVERSION FIJA	

PRONOSTICO DE VENTAS DEL PROYECTO	
	PRECIOS DE VENTA
a1	e-Caprolactama,nacional
a2	e-Caprolactama,exportacion
a3	Sulfato de amonio
	VOLUMEN DE PRODUCCION
P1	epsilon-Caprolactama
P2=P1*1.8	Sulfato de amonio
	VOLUMEN DE VENTAS
V1	e-Caprolactama,nacional
V2	e-Caprolactama,exportacion
V3	Sulfato de amonio
	INGRESOS POR VENTAS
V4=V1*a1	e-Caprolactama,nacional
V5=V2*a2	e-Caprolactama,exportacion
V6=V3*a3	Sulfato de amonio
V = V4+V5+V6	INGRESOS TOTALES

DEPRECIACION Y AMORTIZACION	
A13=A1*0.09	Equipo y maquinaria de proceso
A14=A2*0.09	Equipo y maq. de serv. auxiliares
A15=A3*0.09	Equipo especial
A16=A7*0.10	Fletes seguros y gastos aduanales
A17=A4*0.09	Gastos de instalacion de equipos
A18=A12*0.10	Gastos de puesta en marcha
A19=A9*0.10	Ingenieria de detalle
A20=A8*0.10	Licenciamiento de tecnologia
A21=A5*0.05	Obra civil
A22=A11*0.10	Planeacion e integracion del proyecto
A23=A10*0.10	Supervision de la construccion
A24=B3*0.09	Imprevistos
A26=A6*0.0	Terreno y acondicionamiento
D=sum(A13:A26)	DEPRECIACION Y AMORTIZACION ANUAL

PRESUPUESTO DEL COSTO DE PRODUCCION	
P1 bi b	VOLUMEN DE PRODUCCION* COSTO UNITARIO (por insumo) MESES DE PRODUCCION AND / 12
C1=P1*bi C2=P1*bi C3=P1*bi C4=P1*bi C5=P1*bi C6=P1*bi C7=P1*bi C8=P1*bi C9=P1*bi C10	Ciclohexano. Amoniaco. Azufre. Sosa caustica. Catalizadores. Agua. Gas. Energia electrica. Combustoleo. Materiales de operacion.
CV=sum(C1:C10)	TOTAL COSTOS VARIABLES
C11=D*b C12=M0 C13=IF*b*0.05 C14=IF*b*0.03 C15=M7*0.045	Depreciacion y amortizacion. Mano de obra. Mantenimiento. Seguros y fianzas. Otros.
CF=sum(C11:C14)	TOTAL COSTOS FIJOS
CP=CV+CF	COSTO DE PRODUCCION

* Tons. de epsilon-Caprolactama

PRESUPUESTO DEL COSTO DE LA MANO DE OBRA	
Sj MA PL	SALARIO MENSUAL DEL PUESTO MESES DE OPERACION POR AÑO PLAZAS DE CADA PUESTO
M1=Sj*MA*PL M2=Sj*MA*PL M3=Sj*MA*PL M4=Sj*MA*PL M5=Sj*MA*PL M6=Sj*MA*PL	Obreros generales Ayudantes Operarios Sobrestantes Supervisores Jefes de turno
M7=sum(M1:M6)	MANO DE OBRA DIRECTA
M8=Sj*MA*PL M9=Sj*MA*PL M10=Sj*MA*PL M11=Sj*MA*PL M12=Sj*MA*PL M13=Sj*MA*PL M14=Sj*MA*PL M15=Sj*MA	Supervisores Secretarias Analistas Jefes de departamento Gerentes Superintendentes Directores de area Director General
M16=sum(M8:M15)	MANO DE OBRA INDIRECTA
MO = M7 + M16	TOTAL DE LA MANO DE OBRA

PRESUPUESTO DEL CAPITAL DE TRABAJO ANUAL	
A27=CP * 0.0833	Caja y bancos
A28=V * 0.0833	cuentas por cobrar
A29=CV * 0.0416	Inventario de materia prima
A30=CP * 0.0416	Inventario de producto terminado
A31=CP * 0.0083	Inventario de producto en proceso
A32=sum(A27:A31)	ACTIVO CIRCULANTE
A33=CV * 0.125	Cuentas por pagar
A34=A33	PASIVO CIRCULANTE
A35=A32-A33	CAPITAL DE TRABAJO

B I B L I O G R A F I A

Soto R. Humberto, Espejer Z. Ernesto, Martínez F. Héctor
La formulación y evaluación técnico-económica de proyectos industriales.

Banco de México, 3a. edición, 1981.

Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial.
Manual para la preparación de estudios de viabilidad industrial
ONU, New York, 1978.

Tarquin J. Anthony, Blank T. Leland
Engineering economy, 3a. edición.
Mc. Graw-Hill Book Co., New York, 1978.

Bowlin D. Oswald, Martín D. John
Análisis financiero, 1a. edición.
Mc. Graw-Hill, México 1982.

Schroeder G. Roger
Administración de operaciones, 1a. edición.
Mc. Graw-Hill, México 1983.

Fondo Nacional de Equipamiento Industrial (FONEI)
Análisis de sensibilidad
Banco de México, 1982.

Chemical Economics Handbook-SRI International
Caprolactam Marketing Research Report. Agosto 1983.

Textile Economics Bureau, Inc.
World man-made fiber Survey
Textile Organon, Vol. 55, No. 5, Junio 1984.

Hall S. Richard, Matley Jay, McNaughton Kenneth
Equipment Cost
Chemical Engineering, April 5, 1982.

SRI International World Petrochemicals
Caprolactam Report, Enero 1978.

Chase David
Plantsite Selection
Chemical Engineering. Junio 15, 1981.

Matley Jay
CE cost indexes set slower pace
Chemical Engineering. April 29, 1985.

Hydrocarbon Processing:

Caprolactam: Toray Industries Inc.. Noviembre 1981.
Caprolactam: SNIA Viscosa. Noviembre 1979.
Caprolactam: Basf Aktiengesellschaft. Noviembre 1979.
Caprolactam via HPO Process. Noviembre 1972.

Kirk-Othmer

Caprolactam: Encyclopedia of Chemical Technology.
Ed. John Wiley and Sons, Inc., 3a. ed. Vol. 18 New York 1982.

Hydrocarbon Processing

HPI Construction Boxscore. Octubre 1985.

Ley sobre el Control y Registro de la Transferencia de Tecnología y el Uso y Exportación de Patentes y Marcas.

Diario Oficial de la Federación, 11 de enero de 1982.

A Scale-up Experience: The DSM Phosphate Caprolactam Process
Chemtech. Mayo 1977.

Chemical Marketing Reporter. Abril 21 de 1986.

Nylon RIM: A Progress Report
Plastics Technology. Agosto 1982.

Asociación Nacional de la Industria Química
Anuario 1985.

J.I. Cox
Flixborough-Some Additional Lessons
The Chemical Engineering. Mayo 1976.