

153  
2ej

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO



FACULTAD DE QUIMICA

"SEGUNDA FASE DEL PROYECTO DE  
INVESTIGACION Y DESARROLLO TECNOLÓGICO  
PARA LA PRODUCCION DE LA N-FENILMALEIMIDA"

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
JOSE MANUEL TAMEZ GUERRERO



MEXICO, D. F.

1993

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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

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

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

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

## INDICE

### CAPITULO I

1.1	Introducción	1
1.2	Compatibilización de Polímeros	3
1.3	Procesamiento Reactivo	3
1.4	Diseño y Producción de Polímeros Hechos a la Medida	4
1.5	Importancia de la n-fenilmaleimida	5
1.6	Principales Características de la NFM	9
1.7	Alcance del Proyecto	11
1.8	Objetivos	12

### CAPITULO II

2.1	Trabajo en Banco de Laboratorio	13
2.2	Rutas Químicas Para Producir NFM	13
2.3	Trabajo Experimental	17
2.3.1	Ruta Química A	18
2.3.2	Ruta Química B	23
2.3.3	Ruta Química D	24
2.3.4	Ruta Química C	25

### CAPITULO III

3.1	Selección de la Ruta Química	28
3.2	Evaluación de las Rutas Químicas Para Producir NFM	28

3.3 Evaluación Técnica	30
3.4 Evaluación Económica	31
3.5 Ruta Química Seleccionada	33

#### **CAPITULO IV**

4.1 Idea General del Diseño	34
4.2 Información General Para el Diseño	35
4.3 Factores que Afectan la Reacción	
4.3.1 Reacción del Acido Maleanílico	37
4.3.2 Reacción de Imidación	37
4.4 Mercado del Producto	46
4.5 Ingeniería Básica Preliminar de la Planta	
4.5.1 Bases de Diseño	46
4.5.2 Balance de Materia	49
4.5.3 Balance de Materia por Ciclo	63
4.5.4 Diseño del Equipo Principal	66
4.5.5 Lista de Equipo	79
4.5.6 Diagrama de Flujo del Proceso	80

#### **CAPITULO V**

5.1 Evaluación de Costos	81
5.2 Flujo de Capital Para las Operaciones Industriales	82
5.3 Posición del Capital Acumulado	83
5.4 Factores que Afectan la Inversión y los Costos de Producción	87

5.5 Inversión de Capital	87
5.6 Estimación de la Inversión de Capital	88
5.7 Orden de Magnitud	88
5.8 Evaluación de la Rentabilidad del Proyecto	90
5.9 Costo de los Equipos Principales	90
5.10 Estudio de Factibilidad Económica del Proyecto	93
5.10.1 Cálculo de la Inversión Total	95

## **CAPITULO VI**

6.1 Conclusiones	103
6.2 Recomendaciones	104

## **APENDICE A**

A.1 Símbolos Empleados	105
A.2 Índice de Figuras	107
A.3 Índice de Gráficas	108
A.4 Índice de Tablas	109

<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>111</b>
---------------------	------------

## CAPITULO I

### 1.1 INTRODUCCION

En nuestros días cualquier sociedad civilizada del mundo requiere de un volumen elevado de plásticos para la satisfacción de muchas de sus necesidades y en algunas de ellas el consumo per capita de estos materiales llega a alcanzar hasta cien kilogramos/año. El mercado de los plásticos de elevado volumen de consumo (commodities) está creciendo a tasas moderadas siendo sus principales plazas de consumo los países en vías de desarrollo, los cuales requieren satisfacer las necesidades básicas de una población creciente. En los países industrializados en cambio, el consumo de estos materiales se ha estabilizado, sin embargo el consumo de otro tipo de plásticos como los denominados de ingeniería está teniendo incrementos muy importantes. (1)

La producción de plásticos de ingeniería representa para México, donde se consumen casi quince kilogramos de plástico por habitante/año, un grán atractivo comercial. Esto se debe a su grado de desarrollo industrial, a su mano de obra barata y a su cercanía geográfica con el principal mercado de plásticos del mundo.

Se considera que los plásticos de ingeniería de mayor consumo a mediano plazo en el país serán los poliacetales, las poliamidas y el policarbonato seguidos de las aleaciones y mezclas y el óxido de polifenileno modificado (1).

Se recomienda que las líneas de investigación y desarrollo dentro de este campo se orienten primordialmente a las siguientes áreas (1):

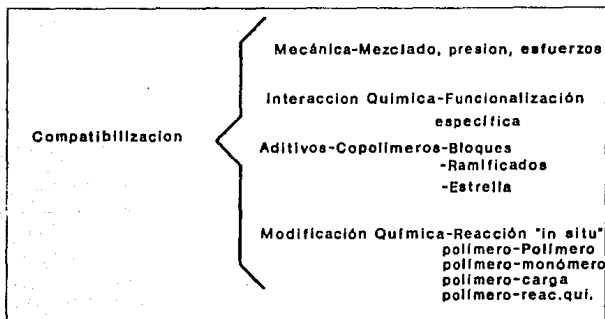
- Materias primas
- Nuevos productos
- Equipo
- Aditivos.

Para poder mantener un nivel competitivo en el mercado de los plásticos de ingeniería se requiere del desarrollo de nuevos materiales, los cuales además de contar con características de resistencia mecánica, térmica, química etc. deben de ser fácilmente procesados. En base a esto, surge el concepto de materiales "hechos a la medida", en el cuál se diseñan y producen polímeros que cumplan con la calidad y resistencia requerida para algún uso determinado. Esto puede lograrse de dos formas: mediante el desarrollo de nuevos homopolímeros o a través de copolímeros, los cuales pueden ser el producto de una mezcla o de una aleación. Mientras que para producir un nuevo polímero se requiere de largos tiempos de investigación, construcción de nuevas instalaciones, de una etapa crítica de introducción al mercado y consecuentemente de grandes inversiones, con la aleación de polímeros se obtiene una gama de productos con un espectro amplio de propiedades, se requiere de una baja inversión y se tiene una gran flexibilidad.

## 1.2 COMPATIBILIZACION DE POLIMEROS

Los polímeros generalmente producen malas mezclas por lo que se ha intentado compatibilizarlos de diferentes maneras. Fig (1.1). Actualmente se está usando una nueva técnica denominada procesamiento reactivo el cual toma las ventajas de los métodos anteriores utilizando el equipo de extrusión como reactor.

Fig 1.1 Compatibilizacion de Polimeros

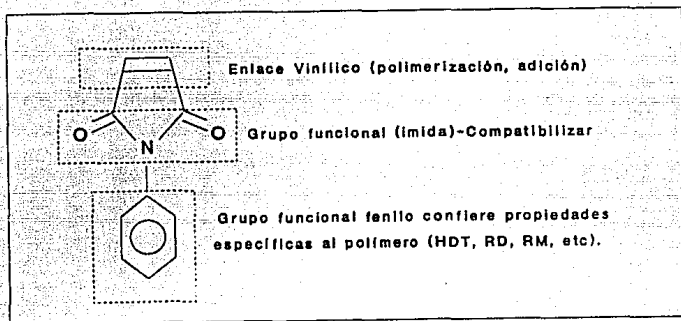


## 1.3 PROCESAMIENTO REACTIVO

En el procesamiento reactivo partimos de un polímero al cuál denominamos semilla al que posteriormente se le hace una modificación química agregando al polímero grupos funcionales entre los que se encuentran el anhídrido maléico o sus derivados como es el caso de la n-fenilmaleimida (NFM). Fig (1.2), los cuales funcionan como compatibilizantes de la aleación polimérica.



Fig 1.2  
Estructura de la NFM

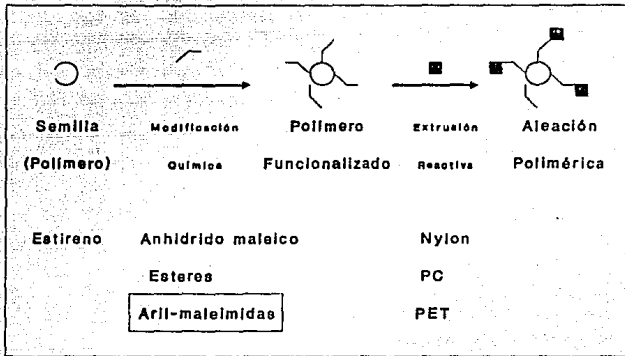


Una vez funcionalizado el polímero se le adiciona mediante extrusión reactiva el segundo polímero, lo que da como resultado una aleación polimérica con propiedades diferentes a cualquiera de los polímeros por separado. Fig(1.3).

#### 1.4 DISEÑO Y PRODUCCION DE POLIMEROS "HECHOS A LA MEDIDA"

Las características mecánicas, ópticas, de transporte, físicas, etc. de un polímero dependen de su estructura química, de su peso molecular y de su morfología las cuales a su vez dependen de las condiciones en que fué procesado el polímero. Para poder diseñar y producir polímeros "hechos a la medida" es necesario crear modelos matemáticos que nos relacionen estas variables con las propiedades finales del polímero, a partir de estos modelos se podría predecir la estructura química y

Fig 1.3  
Procesamiento Reactivo

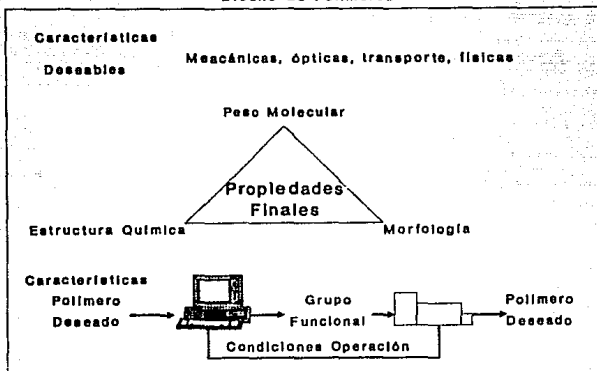


condiciones de proceso que produjeran finalmente el polímero deseado Fig(1.4).

### 1.5 IMPORTANCIA DE LA N-FENILMALEIMIDA

Ante el horizonte prometedor que existe en el campo de las aleaciones de polímeros surgió la idea de crear un macroproyecto el cual fué denominado "Funcionalización de Polímeros Para Aleaciones con Plásticos de Ingeniería Vía Extrusión Reactiva" y en el cual participan CONACYT, UdeG, UAM, CIQA, FQ, IIM e IRSA.

Fig. 1.4  
Diseño de Polímeros



Una de las tareas de la Facultad de Química de la UNAM dentro del Macroproyecto fué la de desarrollar un proyecto de investigación y desarrollo tecnológico el cual puede ser llevado a cabo en tres etapas(5): estudios económicos, estudios de ingeniería e información y/o bibliografía. Fig (1.5 y 1.6) para determinar la factibilidad de producir monómeros que sirvan de agentes compatibilizantes en la mezcla de polímeros, como es el caso de la NFM evaluada en esta tesis.

Fig 1.5 Fase de Investigación Básica

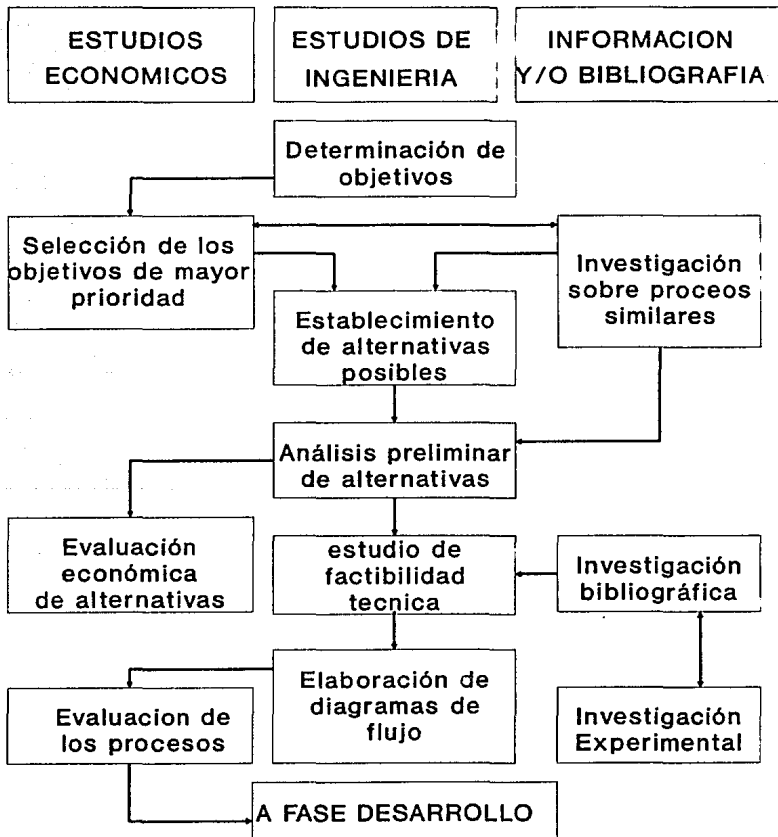
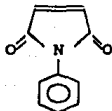


Fig 1.6 Fase de Desarrollo



## 1.6 PRINCIPALES CARACTERISTICAS DE LA N-FENILMALEIMIDA

La NFM es un compuesto muy reactivo cuya estructura química es:



Fórmula molecular:  $C_{10}H_7NO_2$   
Peso Molecular: 173

Sus especificaciones típicas son:

Apariencia	: Cristales Amarillos
Pureza, % peso	: > 97
Densidad , g/cc	: 0.5-0.6
Punto de fusión, °C	: 84-88
Punto de ebullición (°C/12 mmHg)	: 162

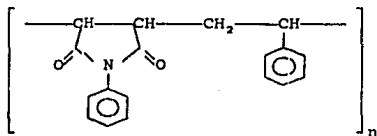
La NFM tiene propiedades de fotosensitividad, actividad bactericida y sus expectativas de aplicación son en:

Resinas termoplásticas con alta HDT.	Vulcanización de hule.
Recubrimientos, adhesivos.	Barnices aislantes.
Resinas fotosensitivas.	Intermediarios de fármacos.
Bactericidas, fungicidas y agroquímicos.	

La NFM se puede homopolimerizar o copolimerizar con otros monómeros vinílicos, Los polímeros copolimerizados con NFM tienen una excelente estabilidad química y térmica.

Ejemplo de Copolimerización :

Copolímero estireno - n-fenilmaleimida



Peso molecular:	aprox $55 \times 10^3$
Punto de fusión:	aprox. $230^{\circ}\text{C}$
Punto de ablandamiento:	aprox. $180^{\circ}\text{C}$

Las sustancias con las que se han hecho copolimerizaciones son (11):

Metacrilato, policarbonato, acrilonitrilo, polifenil óxido, estireno, ABS, PVC, poliácrlato, glicolpolietileno y anhídrido maléico.

#### Características de sus copolímeros:

Resistencia al impacto hasta 73 kg cm / cm<sup>2</sup>.

Resistencia a la tensión hasta de 670 kg / cm<sup>2</sup>.

Esfuerzo flexible de 593 kg/ cm<sup>2</sup>.

Elongación hasta del 30 %.

Resistencia de 1000 h a 110 °C con 12% de distorsión.

Resistencia de 130 h a 255°C con 14% de distorsión.

Resistencia de 500h a 240°C sin distorsión.

Resistencia a solventes como queroseno, gasolina, tolueno y surfactantes químicos.

Transmitancia a la luz de hasta 92 %.

Baja refrigerancia.

#### 1.7 ALCANCE DEL PROYECTO

El I.Q. José Alejandro Islas Galíndes en su tesis de licenciatura "Estudio Técnico Económico Para la Producción de N-fenilmaleimida"(2). Hizo un estudio de factibilidad para la producción de esta sustancia, como los resultados fueron favorables se decidió pasar a su segunda etapa en donde se realizará el diseño preliminar de una planta para producir la NFM, partiendo de los resultados obtenidos en laboratorio y realizando experimentos a mayor escala para determinar datos de diseño del reactor.

Una vez hecho el diseño se hará un estudio de factibilidad económico del proyecto de producción de NFM.



## 1.8 OBJETIVOS

- 1.- Sintetizar n-fenilmaleimida a nivel laboratorio.
- 2.- Escalar la reacción de síntesis para determinar los factores que afectan la reacción y determinar así los datos de diseño para el reactor.
- 3.- Efectuar un diseño preliminar para producir a nivel industrial la NFM.
- 4.- Realizar un estudio de factibilidad económica para una planta de producción de NFM.

## CAPITULO II

### TRABAJO EXPERIMENTAL

#### 2.1 ANTECEDENTES

El primer paso en el desarrollo de un proceso, desde un punto de vista técnico, es la selección de la ruta química, de la cual dependerá en gran parte el éxito de este. Una vez seleccionada la ruta química se optimiza su rendimiento y posteriormente se realizan experimentos a diferentes escalas para observar como se comporta la reacción a volúmenes mayores y cual es su cinética para poder extrapolar su comportamiento primero a planta piloto y posteriormente a una planta prototipo.

Islas(2) estudió seis rutas químicas diferentes para producir NFM, En todas ellas esta se sintetiza a partir del ácido maleanílico el cual se obtiene a partir de la reacción de anilina con anhídrido maléico.

#### 2.2 RUTAS QUIMICAS PARA LA OBTENCION DE N-FENILMALEIMIDA ESTUDIADAS POR ISLAS

- 1) Síntesis de NFM mediante una reacción de deshidratación del ácido maleanílico con anhídrido acético en eter anhidro como disolvente.
- 2) La técnica anterior utilizando eter isopropílico como disolvente en lugar del eter anhidro.
- 3) Síntesis de NFM por tratamiento de ácido maleanílico con pentóxido de fosforo y xileno como disolvente.

- 4) Síntesis de NFM mediante el tratamiento de ácido maleánico con caprolactama y ácido sulfúrico en tolueno como disolvente.
- 5) Síntesis de NFM utilizando ácido sulfúrico como agente deshidratante y tolueno como disolvente.
- 6) La técnica anterior utilizando mezcla de xilenos como disolvente.

Después de probar cada una de las técnicas Islas hizo un análisis para determinar cuál síntesis era más apropiada de ser llevada a un nivel industrial. Una vez hecho el estudio él decidió emplear la ruta química número 6 (ver tabla No.2.1), por lo que realizó un estudio profundo de esta técnica a partir del cual se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- A) Dado que se trata de una reacción en donde los reactivos son poco solubles la agitación es un factor determinante.
- B) Los rendimientos más altos se obtuvieron cuando la concentración de los reactivos era de 0.5 mol/litro pues al tener concentraciones mayores se incrementaba la cantidad subproductos.
- C) La cantidad de catalizador está en función de la fórmula empírica (2):

$$\frac{X}{(Y - Z)} > 1.05$$

Donde:

X = moles de anhídrido maléico (siempre en exceso de 5 %)

Y = moles de anilina

Z = moles de ácido sulfúrico

Se observó que mayores cantidades de ácido sulfúrico provocaban la formación de subproductos.

TABLA No. 2.1  
COMPARACION DE LAS DIFERENTES RUTAS QUIMICAS  
ESTUDIADAS EN LABORATORIO

Ruta Química	Rendimiento	Observaciones
1	75 - 78 %	El costo del eter anhídrido es elevado en comparación con otros disolventes
2	40 %	
3	56 %	Se requiere de un complicado control de la reacción pues se obtienen productos secundarios
4	0 %	Debido a falta de información no se pudo llevar a cabo con éxito esta síntesis.
5	0 %	Debido a que no se produjo la n-fenilmaleimida se decidió utilizar xileno como disolvente
6	92 %	La agitación es un factor muy importante.

En este trabajo se repitió la ruta propuesta por Islas.

Debido a la insolubilidad del ácido sulfúrico y del ácido maleánico en p-xileno la agitación es un factor muy importante, y si no se tiene cuidado se obtiene un subproducto resinoso que una vez solidificado es difícil de eliminar, para tratar de evitar estos inconvenientes se propusieron tres rutas químicas más:

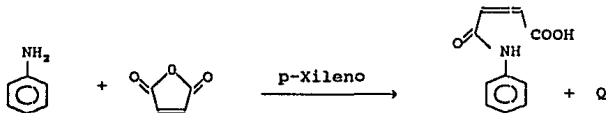
7) Síntesis de NFM utilizando ácido metansulfónico como agente deshidratante y p-xileno como disolvente.

8) Síntesis de NFM utilizando anhídrido acético como agente deshidratante y estearato de magnesio como catalizador en acetato de etilo como disolvente.

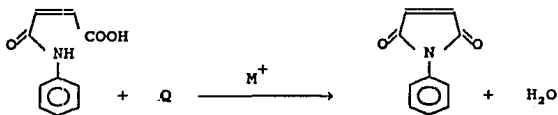
9) Síntesis de n-fenilmaleimida a partir de ácido maleánico utilizando óxido de dibutilestaño como catalizador.

Las reacciones que se emplearán para la obtención de la NFM serán representadas apartir de este punto como:

1) Síntesis de ácido maleánico (utilizado en todas las síntesis posteriores).



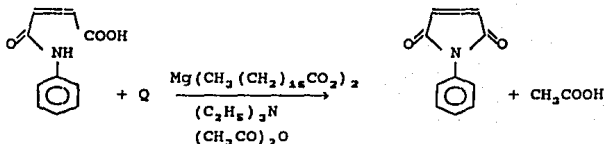
2) Síntesis de NFM utilizando ácido como agente deshidratante y p-xileno como disolvente.



Donde:

Ruta Química	M <sup>+</sup>
A	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
B	CH <sub>3</sub> SO <sub>3</sub> H
D	ODBE

c) Formación de NFM utilizando anhídrido acético y estearato de magnesio como catalizador.



## 2.3 TRABAJO EXPERIMENTAL

### INSTUMENTOS EMPLEADOS

Aparato Fisher-Jhones para determinar punto de fusión.

### MATERIAL

Matraz de bola con tres bocas de 500 ml.	termómetro.
Reactor de vidrio de 1000 ml.	refrigerante.
Agitador mecánico.	mantilla de ca
Trampa de Stark de 10 ml.	lentamiento.
Embudo de adición	

REACTIVOS UTILIZADOS

TABLA No. 2.2

Reactivos Empleados Para Cada Ruta Química

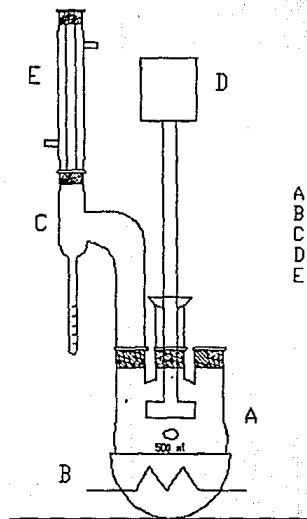
REACTIVO	Ruta Química			
	A	B	C	D
Acido sulfúrico	*			
Acido metansulfónico		*		
Trietilamina			*	
Anhidrido acético			*	
Estearato de magnesio			*	
Anhidrido Maléico	*	*	*	*
Anilina	*	*	*	*
p-xileno	*	*		*
Acetato de etilo			*	
ODBE				*

2.3.1 RUTA QUIMICA A

OBTENCION DE N-FENILMALEIMIDA CON ACIDO SULFURICO COMO  
AGENTE DESHIDRATANTE Y P-XILENO COMO DISOLVENTE

Síntesis de ácido maleanílico.- En un matraz de tres bocas de 500 ml(R.1) o un reactor de vidrio de 1000 (R.2) ml según sea el caso (ver tabla 2.3) provisto de agitación mecánica y equipado con una trampa de Stark, refrigerante y termómetro (fig 2.1 y fig 2.2) se colocó anhidrido maléico y p-xileno (x) en las proporciones indicadas en la tabla 2.3. Se agregó lentamente mediante un embudo de adición una solución de anilina en p-xileno, manteniendo una agitación constante. En el sistema se formó casi de inmediato una suspensión color crema (ácido maleanílico). Para asegurar un alto rendimiento se dejó continuar la reacción por 15 minutos.

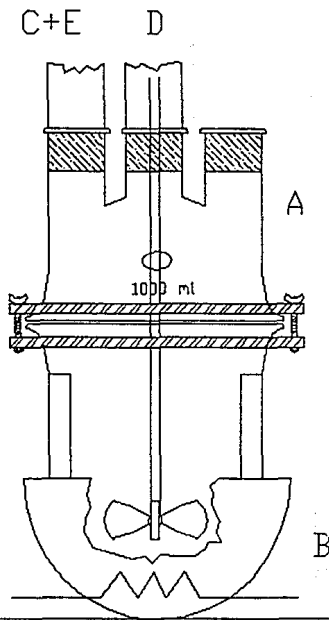
Figura 2.1  
Equipo de Reaccion Escala 1



- A - Matraz de 500 ml
- B - Mantilla de calentamiento
- C - Trampa de Stark
- D - Agitador Mecanico
- E - Condensador



Figura 2.2  
Equipo de Reaccion Escala 2



- A - Matraz de 500 ml
- B - Mantilla de calentamiento
- C - Trampa de Stark
- D - Agitador Mecanico
- E - Condensador

Síntesis de n-fenilmaleimida.- Una vez transcurrido el tiempo se agregó lentamente ácido sulfúrico en p-xileno (z). Al concluir la adición se elevó la temperatura a reflujo (130°C) y se mantuvo así hasta que se formó una solución amarilla.

Purificación de n-fenilmaleimida.- Una vez obtenida la solución amarilla, se procedió a destilar el solvente hasta que la temperatura del sistema aumentó de 130 a 140°C. Posteriormente se dejó enfriar la solución hasta 100°C después de lo cual se filtró en caliente y fué vertida sobre agua helada lo que dió lugar a la formación de cristales amarillos (n-fenilmaleimida) los cuales fueron lavados con agua helada para eliminar los restos de sales solubles que pudieran contener.

Tratamiento de subproductos.- Los sólidos retenidos en el filtro fueron lavados con una solución de NaHCO<sub>3</sub> al 5 % con lo que el ácido maleánico contenido en estos formó una sal soluble en agua. El ácido maleánico fué recuperado al acidificar la solución acuosa hasta un pH de 1. con lo que se formó un precipitado muy fino color crema el cual fué filtrado y lavado.

Tabla 2.3

## Diseño de Experimentos Ruta Química A

Parámetro	Experimento						
	1	2	3	4	5	6	12
Equipo	R.1	R.1	R.1	R.1	R.2	R.2	R.2
Reactivos							
(X) Anhidrido maléico (mol)	0.0521	0.0560	0.0522	0.0541	0.6097	0.6051	0.03465
maléico (g)	5.1023	5.4903	5.1116	5.2992	59.753	59.303	
p-xileno (ml)	40	40	40	40	220	220	220
(Y) Anilina (mol)	0.0495	0.0495	0.0495	0.0495	0.6099	0.6044	
(ml)	4.5	4.5	4.5	4.5	55.5	55	
p-xileno (ml)	40	40	40	40	220	220	220
(Z) H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (mol)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188	0.0225	0.0225	
(ml)	1	1	1	1	1.2	1.2	
p-xileno (ml)	40	40	40	40	220	220	220
Vol. tot. p-xil. (ml)	120	120	120	120	660	660	
[anh. mal.] (mol/l)	0.434	0.466	0.435	0.451	0.924	0.917	
[anilina] (mol/l)	0.408	0.413	0.413	0.413	0.924	0.916	
X/(Y-Z)	1.7	1.82	1.7	1.76	1.04	1.04	

Tabla 2.4

## Resultados Experimentales ruta Química A

Parámetro	Experimento						
	1	2	3	4	5	6	12
t. reacción (horas)	6	4	2.75	2.5	2.75	3.75	
T. de operación (°C)	128	130	130	130	130	130	
Productos							
n-fm. (mol)	0.0052	0.0477	0.0474	0.0495	0.0000	0.4913	
(g)	0.9021	8.2532	8.2029	8.1828	0.0000	85.000	
p.f. (°C)	88-93	88-93	87-90	88-90		89-92	
AMN. sin reac. (mol)	0.0476	0.0026	0.0020	0.0040	0.0000	0.0198	
(g)	9.1334	0.5467	0.3822	0.7604	0.5631	3.7865	
p.f. (°C)	204-08	197-01	197-01	204-08			
Subproductos (g)		1.2345	1.2345	1.4231	98.000	12.000	
% sólidos		17.36	16.44	21.00	100	15.66	
p.f. (°C)							
Solv. recuperado (%)	70.83	66.67	83.33	79.17	75.00	90.91	
Rendimiento (%)	10.52	96.47	95.88	95.65	0.00	81.29	

En esta ruta química se logró un rendimiento del 95 %. El rendimiento depende de la concentración de los reactivos, de la cantidad de catalizador y de la eficiencia de la agitación.

### 2.3.2 RUTA QUIMICA B

#### OBTENCION DE N-FENILMALEIMIDA CON ACIDO METANSULFONICO COMO AGENTE DESHIDRATANTE Y P-XILENO COMO DISOLVENTE

Se procede de igual forma que en la ruta química A, utilizando ácido metansulfónico (Z2), en lugar de ácido sulfúrico como agente deshidratante. (ver tablas 2.5 y 2.6).

Tabla 2.5

Diseño de Experimentos Ruta Química B

Parámetro	Experimento					
	7		8		9	
Equipo	R.2		R.1		R.2	
Reactivos						
(X) Anhídrido (mol)	0.6064		0.0528		0.5793	
maléico (g)	59.427		5.1740		56.767	
p-xileno (ml)	220		40		220	
(Y) Anilina (mol)	0.6044		0.0495		0.6044	
(ml)	55		4.5		55	
p-xileno (ml)	220		40		220	
(Z2) MeSO <sub>3</sub> H (mol)	0.0677		0.0463		0.3085	
(ml)	4		3		20	
p-xileno (ml)	220		40		220	
Vol. tot. p-xil. (ml)	660		120		660	
[anh. mal.] (mol/l)	0.9187		0.44		0.878	
[anilina] (mol/l)	0.9157		0.4125		0.9157	
X/(Y-Z2)	1.1229		16.39		1.95	

Tabla 2.6

Resultados Experimentales ruta Química B

Parámetro	Experimento					
	7	8	9			
t.reacción (horas)	6.58	2.25	3.75			
T.de operación( C)	130	130	130			
Productos						
n-fm. (mol)	0.4909	0.0419	0.3201			
(g)	84.915	7.2522	55.371			
p.f.(°C)	90-92	90-92	90-92			
AMN.sin reac.(mol)	0.0551	0.0000	0.0243			
(g)	10.543	0.0000	4.6479			
p.f.(°C)						
Subproductos (g)	2	0.392	31.454			
‡ sólidos	12.86	5	39			
p.f.(°C)						
Solv.recuperado(%)	86.11	91.67	75.76			
Rendimiento (%)	81.21	84.77	52.95			

Con esta ruta química no se logró aumentar el rendimiento de la reacción ni disminuir el tiempo de esta, lo único que se logro fué disminuir la cantidad de subproductos sólidos. En el experimento 9 se tuvo un bajo rendimiento pues no se recuperó la maleimida de inmediato del solvente y con el tiempo se produjeron subproductos en el seno de la reacción por lo que lo mas recomendable es recuperar la maleimida inmediatamente al finalizar la reacción.

2.3.3 RUTA QUIMICA D

OBTENCION DE N-FENILMALEIMIDA CON OXIDO DE DIBUTILESTAÑO  
COMO AGENTE DESHIDRATANTE Y P-XILENO COMO DISOLVENTE

Síntesis de ácido maleánico.- Se procede de igual forma que en el experimento 1 de la ruta química A.

**Síntesis de n-fenilmaleimida.**-Una vez que se obtuvo el ácido maleanílico se le agregaron 2.3576 g de óxido de dibutil estaño en 40 ml de p-xileno y se elevó la temperatura a reflujo (130°C) observando siempre, mediante el agua acumulada en la trampa, el avance de la reacción.

**Purificación de n-fenilmaleimida.**- El producto obtenido fué un polvo fino color crema cuyo punto de fusión fué de 201-207°C (ácido maleanílico) y un subproducto café cuyo punto de fusión fué de 255-260°C lo cual nos indica que con estos reactivos no hay producción de n-fenilmaleimida.

TABLA 2.7

RESULTADOS EXPERIMENTALES RUTA QUIMICA D

Parámetro	Experimento		
	10		
Tiempo de reacción (horas)	3.03		
Temperatura de operación (°C)	130		
n-fenilmaleimida (g)	0		
Punto fusión NFM (°C)			
Subproductos (g)	3.7708		
Acido MN sin reaccionar (g)	0.7134		
Punto fusión AMN (°C)			
Solvente Recuperado (%)			
Rendimiento	0		

#### 2.3.4 RUTA QUIMICA C

OBTENCION DE N-FENILMALEIMIDA CON ANHIDRIDO ACETICO COMO AGENTE DESHIDRATANTE, ESTEARATO DE MAGNESIO COMO CATALIZADOR Y ACETATO DE ETILO COMO DISOLVENTE

**Síntesis de ácido maleanílico.**- En un matraz de 500 ml de tres bocas provisto de mantilla de calentamiento, refrigerante,

termómetro y agitación magnética se colocaron 5.0071 g de anhídrido maléico (0.0511) en 40 ml de acetato de etilo. Se añadió lentamente mediante un embudo de adición una solución de 4.6 ml (0.0506 mol) de anilina en 40 ml de acetato de etilo manteniendo una agitación constante, como resultado se formó una suspensión color crema (ácido maleanílico) a la cual se dejó que continuara reaccionando durante 15 minutos.

**Síntesis de n-fenilmaleimida.**-Una vez que se obtuvo el ácido maleanílico se le agregó trietilamina en una proporción de 1 mol  $\text{Et}_3\text{N}$  /mol anilina lo que dio como resultado un total de 7.09 ml (0.0511 mol) de  $\text{Et}_3\text{N}$ , al realizar esto se formó una solución color rosa resultado de la formación de la sal del ácido maleanílico y la trietilamina. Posteriormente se agregó el estearato de magnesio en una proporción de  $9.324 \times 10^{-4}$  mol de catalizador/ 0.0296 mol de anilina por lo que se agregaron 0.9447 g(0.0016) moles de estearato de magnesio. Finalmente se agregó anhídrido acético en una proporción de 1.5 moles de AA/mol de anilina con lo que se agregaron 17 ml (0.1803 mol) de este. Al agregar el anhídrido acético la solución viró de rosa a amarillo dejando transcurrir la reacción por 0.67 horas.

**Purificación de n-fenilmaleimida.**- Se procede de igual manera que en la ruta química A .

Tratamiento de subproductos.-como subproductos se obtuvo una n-fenilmaleimida contaminada con un punto de fusión de 80-89°C la cuál no pudo ser purificada mediante recristalización en metanol.

TABLA 2.8  
RESULTADOS EXPERIMENTALES RUTA QUIMICA C

Parámetro	Experimento		
	11		
Tiempo de reacción (horas)	0.67		
Temperatura de operación (°C)	74		
n-fenilmaleimida (g)	6.3438		
Punto fusión NFM (°C)	90-92		
Subproductos (g)	2.6241		
Acido MN sin reaccionar (g)	0		
Punto fusión AMN (°C)			
Solvente Recuperado (%)	91.67		
Rendimiento	72.54		

En el siguiente capítulo se analizará cual es la ruta química mas recomendable de ser llevada a un proceso industrial.



## CAPITULO III

### 3.1 SELECCION DE LA RUTA QUIMICA

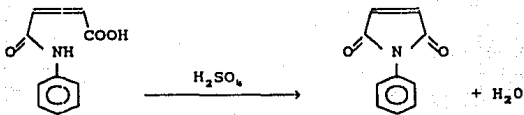
Para efectuar el diseño del proceso es necesario determinar la ruta química mas conveniente para sintetizar la NFM. Despues de efectuar un estudio bibliográfico y experimental se observó que existían tres rutas químicas con las que se obtenían altos rendimientos, y que en lo sucesivo nombraremos A, B y C. Una vez que se tuvo conocimiento de las condiciones de operación y de las materias primas involucradas se hizo una comparación entre ellas para seleccionar a la que se acoplara mejor a nuestras necesidades.

La comparación entre las diferentes rutas fué realizada tomando en consideración a las variables de mas peso para nuestros propósitos, buscando siempre tener un proceso rentable con el que se pueda obtener una NFM de alta calidad con un rendimiento elevado y con un mínimo de contaminates. Los procesos que no cumplieron con los requerimientos antes mencionados fueron eliminados.

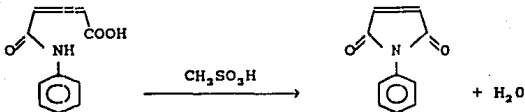
### 3.2 EVALUACION DE LAS RUTAS QUIMICAS PARA PRODUCIR NFM

A continuación se muestran las diferentes rutas químicas estudiadas. En todas ellas se parte del ácido maleánico pues este se sintetiza de igual manera en todos los casos. Las rutas químicas estudiadas fueron:

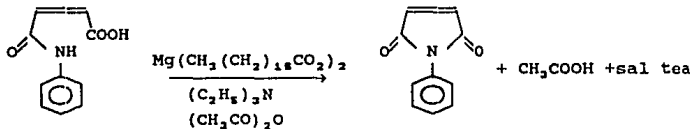
Ruta química A.- Síntesis de NFM utilizando ácido sulfúrico como agente deshidratante:



Ruta química B.- Síntesis de NFM utilizando ácido metansulfónico como agente deshidratante.



Ruta química C.- Síntesis de NFM utilizando anhídrido acético como agente deshidratante y estearato de magnesio como catalizador.



Los parámetros observados para cada ruta química fueron:

Tabla 3.1  
PARAMETROS DE PROCESO

Parametro	RUTA QUIMICA		
	A	B	C
disolvente	Xileno (cualquier tipo)	Xileno (cualquier tipo)	Acetato de etilo
Temp. de Operación	130°C	130°C	74°C
Rendimiento	96%	84%	73%
Tiempo de reacción con una conc. 0.5 M	3 h	3.75 h	0.67 h
fase de la reacción	suspensión	suspensión	solución
Factores Críticos  (faltan subproductos)	Agitación. con. de reac- tivos. con. agente deshidratante	Agitación. con. de reac- tivos. con. agente deshidratante	Conc. de Ac <sub>2</sub> O Conc. de Et <sub>3</sub> N

### 3.3 EVALUACION TECNICA:

La evaluación técnica se hizo asignando a cada parámetro un valor numérico. La comparación de la suma de los parámetros de cada ruta nos indicó cual era la que ofrecía las mejores condiciones para ser desarrollada a nivel industrial.

Los valores numéricos asignados fueron:

0 para condiciones no deseables

5 para condiciones aceptables

10 para condiciones deseables

**TABLA 3.2**  
**COMPARACION DE PARAMETROS DE PROCESO**

CONCEPTO	RUTA QUIMICA		
	A	B	C
TEMPERATURA	5	5	10
RENDIMIENTO	10	5	0
TIEMPO DE REACCION	5	5	10
FASE DE REACCION	5	5	10
FACTORES CRITICOS	5	5	5
SUBPRODUCTOS	10	10	0
TOTAL	40	35	35

Las rutas A y B son muy similares en sus condiciones de operación pero con la A se obtienen rendimientos mas elevados y en menos tiempo. La principal desventaja de estas rutas es la agitación la cual, debido a la insolubilidad del ácido maleánico en el xileno, se convierte en un factor crítico del proceso.

Un parámetro fundamental para la selección de una ruta es su rentabilidad por lo que se hizo un análisis de costos en base a la materia prima y al precio de venta del producto para determinar cuales rutas eran rentables.

### 3.4 EVALUACION ECONOMICA

En primer lugar se investigaron los precios de venta de las materias primas y de la NFM (3)

Tabla 3.3

Costos de Materia Prima

Producto	USD/lb
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.029
CH <sub>3</sub> SO <sub>3</sub> H	2.6
(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>3</sub> N	1.33
(CH <sub>3</sub> CO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> O	0.50
Mg(CH <sub>2</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>18</sub> CO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	1.16
Anhidrido Maléico	0.60
Anilina	0.455
p-Xileno	0.215
Acetato de etilo	0.49
n-fenilmaleimida	1.50

A continuación se determinó cual era el costo de materia prima para producir 1 lb de NFM para cada ruta.

TABLA 3.4

COSTO DE MATERIA PRIMA POR lb DE NFM PRODUCIDA

Producto	P.H.	lbmol/lbmol-NFM	lb/lb-NFM	USD/lb-NFM
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	0.037	0.02	5.8x10 <sup>-4</sup>
CH <sub>3</sub> SO <sub>3</sub> H	96	0.5	0.28	0.728
(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>3</sub> N	101	1.0	0.58	0.7714
(CH <sub>3</sub> CO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> O	102	1.5	0.88	0.4400
Mg(CH <sub>2</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>18</sub> CO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	590	0.032	0.11	0.1276
Anhidrido Maléico	98	1.0	0.57	0.3420
Anilina	93	1.0	0.54	0.2457
p-Xileno	107	0.811	0.502	0.1078
Acetato de etilo	88	3.17	1.62	0.7938
n-fenilmaleimida	173	1.0	1.0	1.5000

Finalmente se determinó cual era la utilidad bruta de cada ruta al restar el costo de materia prima al precio de venta de la NFM. También se determinó la relación entre del precio de venta de la NFM y el costo de la materia prima.

**TABLA 3.5**

**COMPARACION DE COSTOS ENTRE LOS DIFERENTES PROCESOS**

(USD/lb)	A	B	C
Costo del Producto	1.50	1.50	1.50
Costo de Reactivos	0.6961	1.6081	2.7205
Utilidad Bruta	0.8039	-0.1081	-1.2205
Costo r/costo p	0.46	1.0721	1.8136

El proceso A es el único proceso rentable pues tanto en B como en C el costo de la materia prima es mayor al precio de venta del producto.

**3.5 RUTA QUIMICA SELECCIONADA**

La ruta química A es la única ruta rentable, con ella se obtienen altos rendimientos y pocos subproductos por lo que el proceso industrial fué diseñado en base a ella. El factor crítico de diseño es la agitación pues una agitación ineficiente produce bajos rendimientos y una mayor formación de subproductos sólidos.

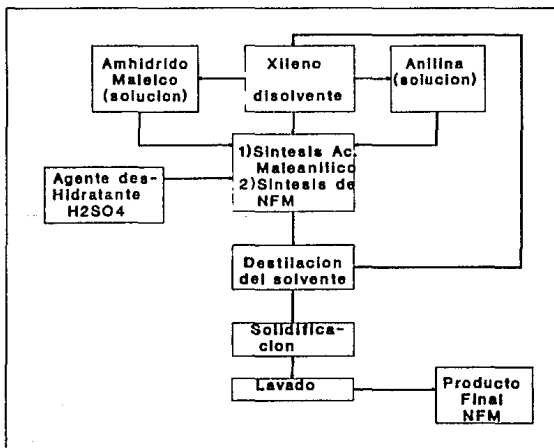
## CAPITULO IV

### 4.1 IDEA GENERAL DEL DISEÑO

Al tener resultados favorables en la primera fase de investigación y desarrollo, se decidió elaborar un diseño preliminar de un proceso para la producción de NFM. En el se reportan tanto los requerimientos técnicos como los costos aproximados para la realización del proyecto.

Fig. 4.1

Diagrama de Bloques Para la Produccion de NFM



#### 4.2 INFORMACION GENERAL PARA EL DISEÑO

Al realizar tanto estudios bibliográficos como experimentales se determinó el siguiente diagrama de bloques para la producción de la NFM (Fig 4.1). A continuación se da una breve descripción del proceso.

El anhídrido maléico es cargado en un reactor con agitación al cual se han adicionado previamente anilina y xileno (cualquier tipo) . Una vez que se ha completado la reacción de la anilina con el anhídrido maléico se agrega al reactor el agente deshidratante el cual consiste en una cantidad catalítica de  $H_2SO_4$  contenida en xileno.

Para llevar a cabo la deshidratación se eleva la temperatura del reactor a  $128^{\circ}C$ , esta temperatura corresponde a la temperatura de ebullición del xileno a 586 mmHg. Los vapores desprendidos de la mezcla son condensados y llevados a un tanque de balance donde se elimina el agua del medio de reacción y se recircula el xileno al reactor.

Después de la deshidratación el xileno es destilado del medio de reacción quedando en el reactor una solución que contiene principalmente NFM fundida, pequeñas cantidades de xileno y oligómeros sólidos.



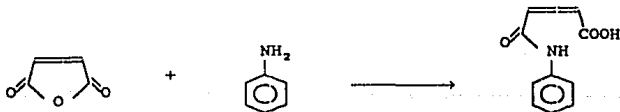
La solución es filtrada y lavada con n-hexano con lo que se solidifica la NFM y se eliminan los residuos de xileno.

Finalmente se separa la NFM del n-hexano en una centrifuga y posteriormente es lavada con agua para eliminar lo restos de ácido sulfúrico que pudiera contener.

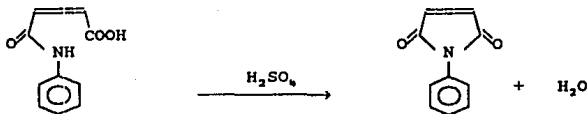
La NFM obtenida es enviada a límites de batería para su empaclado y almacenamiento.

Las reacciones principales que se llevan a cabo en el proceso son las siguientes.

#### Producción del Acido Maleanílico:



#### Deshidratación (Imidación):



Para obtener información acerca de estas dos reacciones se trabajó tanto en laboratorio como en planta piloto, con lo que se obtuvieron los siguientes datos.

#### 4.3 FACTORES QUE AFECTAN A LA REACCION

##### 4.3.1 Reacción de Acido Maleanílico

1.- La reacción es moderadamente exotérmica. Al agregar el anhídrido maléico a la anilina con una concentración 0.5 M de reactivos se tiene un  $\Delta T$  de entre 10 y 15<sup>o</sup>C.

2.- La reacción tiene un rendimiento mayor al 99 % al cual se llega en las condiciones antes mencionadas despues de 15 minutos.

3.- El anhídrido maléico se encuentra con un exeso de 5 % por lo que la anilina es el reactivo limitante.

4.- El resultado de la reacción es una suspensión muy fina de ácido maleanílico por lo que la reacción de deshidratación se efectúa en suspensión.

##### 4.3.2 Reacción de Imidación

5.- La reacción de imidación es el paso mas difícil del proceso y si no se cuidan bien las siguientes variables es probable que se forme una cantidad elevada de subproductos.

6.- Debido a la insolubilidad del ácido maleánico y del ácido sulfúrico en el xileno la agitación es el factor mas importante para el éxito de la reacción pues de ser deficiente se forma una gran cantidad de subproductos.

Para determinar la influencia de la agitación sobre la cinética de la reacción se hicieron tres experimentos con el mismo agitador y en el mismo reactor trabajando con diferentes RPM. Se determinó el numero de Reynolds, para cada caso, según la fórmula:

$$Re_a = \frac{D a^2 N \rho}{\mu}$$

Donde:

Da = diámetro del propulsor (m)

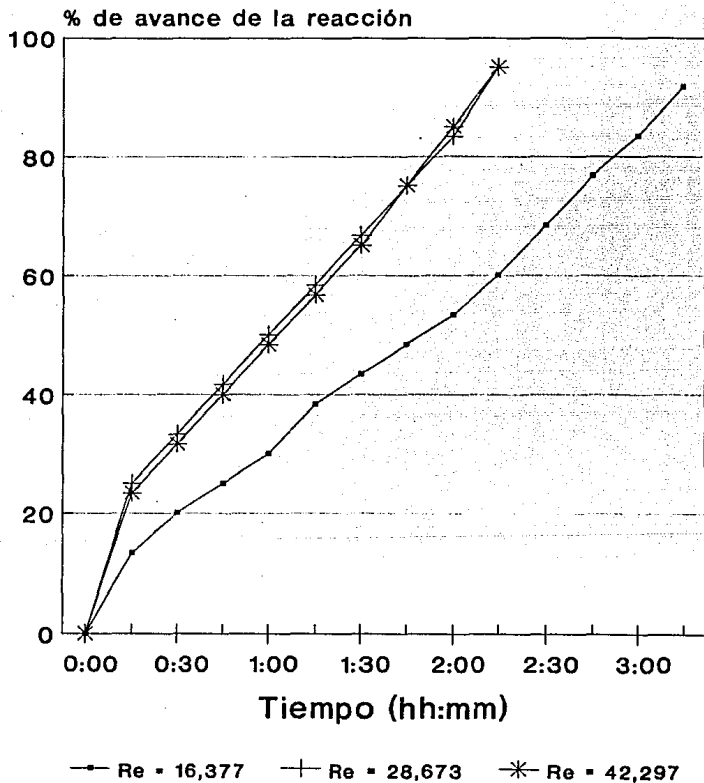
N = velocidad rotacional del propulsor (rev/seg)

$\rho$  = densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$  = viscosidad del fluido (kg/seg.m)

Se trabajó a 200, 350 y 520 RPM en un reactor de un litro (ver Fig 2.2). Los resultados experimentales se muestran en la gráfica 4.1 en donde se observa que con una turbulencia baja el tiempo de reacción es mayor que a turbulencias mas altas llegando a un punto en donde el tiempo de reacción ya no disminuye al aumentar el Re. El tiempo de reacción mínimo logrado fué de 2<sup>o</sup>15' con un rendimiento del 95 %.

**Gráfica 4.1**  
**Efecto de la Agitación en la Cinética**



t op 130 C (t eb. xileno)

7.- La concentración de los reactivos es otro de los factores que influye en el desempeño de la reacción. Para determinar la influencia de la concentración sobre la reacción se hicieron dos reacciones a diferentes concentraciones (ver gráfica 4.2) . En la gráfica se observa que se obtienen mejores resultados con una concentración menor a 0.5 molar pues de ser mayor se incrementa el tiempo de reacción, favoreciendo la formación de subproductos.

8.- la cantidad de catalizador en la reacción está dada por la fórmula empírica (2):

$$\frac{X}{Y-Z} > 1.05$$

Donde:

X = Concentración (M) de anhídrido maléico

Y = Concentración (M) de Anilina

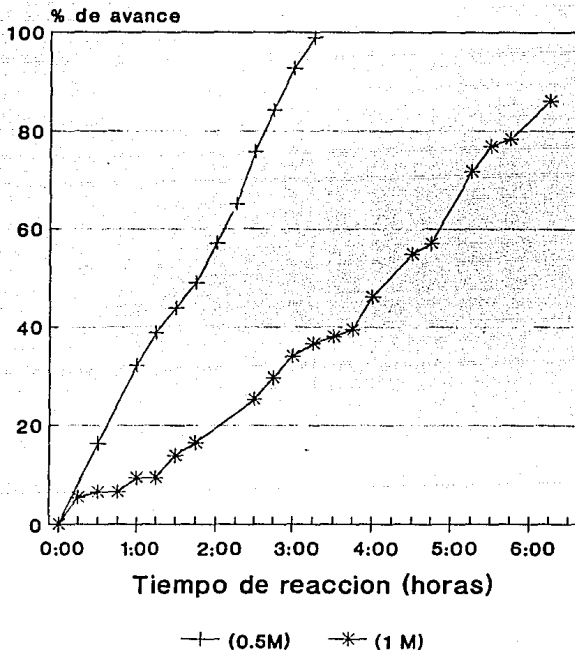
Z = Concentración (M) de  $H_2SO_4$

La gráfica 4.3 muestra la relación existente entre la concentración del catalizador y la cantidad de subproductos que se tienen al sintetizar la NFM.

9.- Si se cuidan bien estos factores se puede tener en la reacción un rendimiento de 95% , el cual no varió de manera significativa al escalar la reacción 5 veces (ver gráfica 4.4).

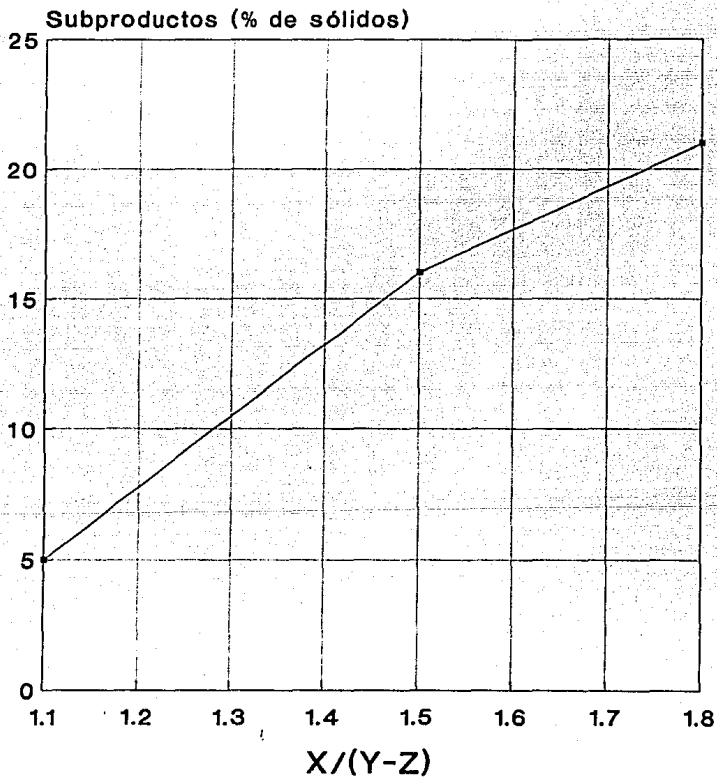
10.- El tiempo requerido para alcanzar el 95% de rendimiento a una temperatura de 128°C y con una concentración de reactivos 0.5 M es de 2:15 horas. Esto se puede observar en la gráfica 4.5 donde se calcularon los parámetros cinéticos de la reacción con las condiciones mas favorables de agitación y concentración.

**Gráfica 4.2**  
**Efecto de la Concentración en la Cinética**



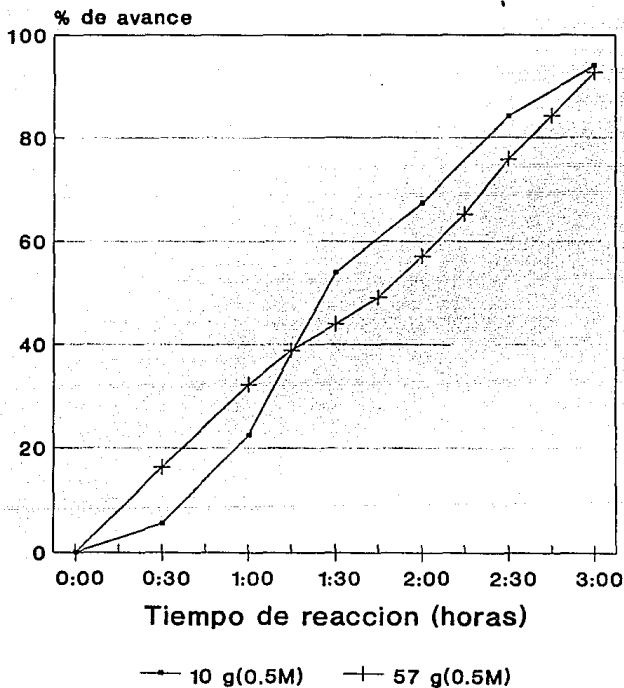
t op 130 C(xileno)

**Grafica 4.3**  
Influencia de  $X/(Y-Z)$  en la Reacción



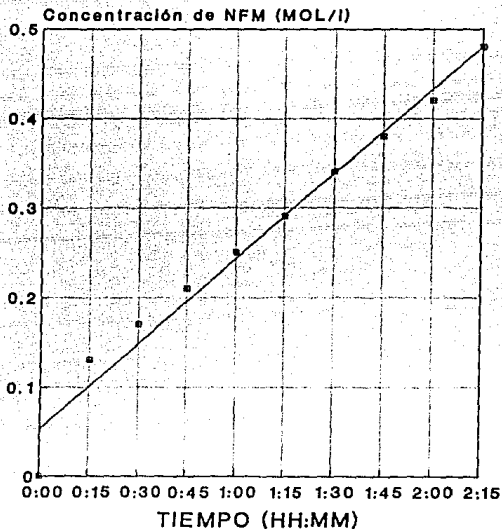


**Gráfica 4.4**  
**Efecto del Escalamiento en la Cinética**



t op 130 C(t eb.xileno)

**GRAFICA 4.5**  
**CINETICA DE LA REACCION DE NFM**



**Determinación de las Constantes de la Ec. Cinética**

Concentración de anilina = 0.5 mol/l  
 Concentración de anh. maléico = 0.51 mol/l  
 Concentración de ac. sul. = 0.05 mol/l  
 Volúmen de la solución = 0.66 litros  
 Temperatura de operación = 128 C  
 Re = 10,300  
 Orden de reacción = 0  
 Ecuación cinética:  $[NFM] = k(t) + b$   
 Se ajustaron los parámetros por regresión lineal  
 $k = 0.003173 \text{ mol/(l min)}$   
 $b = 0.0528 \text{ mol/l}$   
 $r = 0.97$

#### 4.4 MERCADO DEL PRODUCTO

En la actualidad no existe mercado a nivel nacional para este producto pues su uso dependerá del éxito que se logre en el macroproyecto por lo que para establecer una capacidad de producción es necesario enfocarse al mercado de plásticos de ingeniería tomando en cuenta que los plásticos producidos mediante la funcionalización y extrusión reactiva contendrán aproximadamente un 10 % de n-fenilmaleimida. En la figura 4.2 se muestra el mercado mundial de los plásticos de ingeniería, tomando en cuenta que el 7% del mercado total son aleaciones poliméricas se puede empezar con una producción que satisfaga el 5% de este mercado por lo que se propone que la planta tenga una capacidad de 500 Ton de N-fenilmaleimida por año con lo que quedaría satisfecha la demanda estimada del producto.

#### 4.5 INGENIERIA BASICA PRELIMINAR DE LA PLANTA

##### 4.5.1 BASES DE DISEÑO

Capacidad de la planta 500 Ton/Año

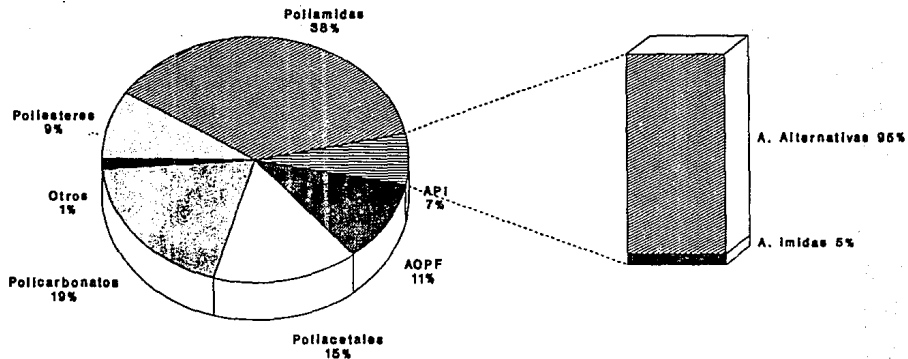
Días de trabajo 300

Lotes de producción por día 4

Tiempo por lote 4 horas

La NFM se produce mediante un proceso semi-continuo en el cual se cargan al reactor las materias primas para producir el ácido maleanílico llevándose a cabo la reacción en un tiempo estimada de 15 minutos. Posteriormente se agrega ácido

Figura 4.2  
Mercado de Plásticos de Ingeniería



47

MERCADO TOTAL 1 487 990 Ton/AÑO

sulfúrico y se eleva la temperatura del reactor llevando el sistema a reflujo en el que permanece hasta alcanzar una conversión del 95 %, lo cual se logra en un tiempo de 2h15min. Una vez llevada a cabo la reacción se cierra la válvula de reflujo y se extrae el disolvente del reactor, recuperando de esta manera el 95 % de p-xileno. La solución del reactor es filtrada y llevada a una centrifuga donde se realiza un lavado con hexano y posteriormente con agua después de lo cual es extraída la NFM pura. El disolvente de lavado es almacenado y posteriormente se realiza una separación de disolventes mediante una destilación.

## 4.5.2 BALANCE DE MATERIA

La NFM se produce mediante un proceso-semicontinuo. En la primera etapa se produce por lotes el ácido maleánico y en la segunda se deshidrata eliminando de manera continua el agua.

Se supone que se trabajan 300 días al año por reparaciones y mantenimiento. Se tiene un rendimiento del 99% en la reacción de acidificación y un 95 % en la deshidratación. La producción diaria se obtiene mediante 4 cargas con lo que se tiene el siguiente balance de materia y energía.

### BASES DE CALCULO

PRODUCCION ANUAL DE NFM (TON/AÑO)	DIAS DE TRABAJO AL AÑO	NFM / DIA (TON/DIA)	NFM/DIA (KGMOL/DIA)
500	300	1.67	9.63

### NOMENCLATURA DE LAS CORRIENTES

NOMBRE	DESCRIPCION	ABREVIATURA
A1	ALIMENTACION DE ANILINA	AL.AN.
A2	ALIMENTACION DE XILENO	AL.XI.
A3	ALIMENTACION DE ACIDO SULFURICO	AL.AS.
A4	ALIMENTACION DE ANHIDRIDO MALEICO	AL.AM.
B1	SALIDA DEL DOMO DEL REACTOR	DO.RE.
B2	REFLUJO DEL REACTOR	RE.RE
S1	FONDOS DEL REACTOR	FO.RE.
S2	SUBPRODUCTOS SOLIDOS	SB.SO.
S3	N-FENILMALEIMIDA CRUDA	NFM.CR.
S4	N-FENILMALEIMIDA	NFM
S5	HEXANO SUCIO	HX.SC.
S6	AGUA DE LAVADO SUCIA	AG.SC.
S7	AGUA DE LAVADO	AG.LV.
S8	HEXANO DE LAVADO	HX.LV.
S9	HEXANO RECUPERADO	HX.DS.
S10	XILENO RECUPERADO DEL LAVADO	XI.LV.
S11	XILENO RECUPERADO DEL REACTOR	XI.RE.
S12	AGUA ELIMINADA DEL REACTOR	AG.EL.

## CALCULO DE LA ALIMENTACION DE MATERIAS PRIMAS

La producción diaria de NFM se obtiene mediante 4 cargas.

$$\text{ALIMENTACION DE ANILINA} = \frac{(9.63 \text{ Kg/mol/día})}{(0.99)(0.95)} = 10.24 \text{ Kg/mol/día}$$

$$10.24 \text{ Kg/mol/día}(93 \text{ Kg/Kg/mol}) = 952.64 \text{ Kg/día}$$

$$952.64 \text{ Kg/día}(1/1.022 \text{ Kg/l}) = 932.13 \text{ l/día}$$

$$A1 = (932.13 \text{ l/día})(1 \text{ día}/4 \text{ ciclos}) = 233.03 \text{ l/ciclo}$$

$$\text{ALIMENTACION ANH.MAL.} = \frac{(9.63 \text{ Kg/mol/día})(1.05)}{(0.99)(0.95)} = 10.76 \text{ Kg/mol/día}$$

$$10.76 \text{ Kg/mol/día}(98 \text{ Kg/Kg/mol}) = 1054.05 \text{ Kg/día}$$

$$A2 = (1054.05 \text{ Kg/día})(1 \text{ día}/4 \text{ ciclos}) = 263.51 \text{ Kg/ciclo}$$

$$\text{ALIMENTACION H}_2\text{SO}_4 = (10.24 - \frac{10.76}{1.1826}) \text{ Kg/mol/día} = 1.15 \text{ Kg/mol/día}$$

Concentración del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> comercial 96% mol

$$(1.15 \text{ Kg/mol/día})(98 \text{ Kg/Kg/mol})(1/0.96) = 117.25 \text{ Kg/día}$$

$$(117.25 \text{ Kg/día})(1/1.84 \text{ Kg/l}) = 63.72 \text{ l/día}$$

$$A3 = (63.72 \text{ l/día})(1 \text{ día}/4 \text{ ciclos}) = 15.93 \text{ l/ciclo}$$

La concentración óptima de producto es de 0.5 mol/l

$$\text{ALIMENTACION XILENO} = \frac{(10.24 \text{ Kg/mol})(1000 \text{ mol/Kg/mol})}{(0.5 \text{ mol/l})(4)} = 5120 \text{ l}$$

$$A4 = 5120 \text{ l/ciclo}$$

## PROCESO DE FORMACION DE ACIDO MALEANILICO

PRODUCCION =  $(10.24 \text{ Kg/mol/dia})(0.99) = 10.14 \text{ Kg/mol/dia}$   
AC.MAL.

$$10.14 \text{ Kg/mol/dia}(191 \text{ Kg/Kg/mol}) = 1936.92 \text{ Kg/dia}$$

$$1936.92 \text{ Kg/dia}(1 \text{ dia}/4 \text{ ciclos}) = 484.23 \text{ Kg/ciclo}$$

ANILINA SIN =  $(10.24 \text{ Kg/mol/dia})(0.01) = 0.10 \text{ Kg/mol/dia}$   
REACCIONAR

$$0.10 \text{ Kg/mol/dia}(93 \text{ Kg/Kg/mol}) = 9.52 \text{ Kg/dia}$$

$$9.52 \text{ Kg/dia}(1 \text{ dia}/4 \text{ ciclos}) = 2.38 \text{ Kg/ciclo}$$

ANH.MAL. SIN =  $((10.76 - 10.24) + 0.01 * 10.24) \text{ Kg/mol/dia} = 0.61 \text{ Kg/mol/dia}$   
REACCIONAR

$$0.61 \text{ Kg/mol/dia}(98 \text{ Kg/Kg/mol}) = 60.23 \text{ Kg/dia}$$

$$60.23 \text{ Kg/dia}(1 \text{ dia}/4 \text{ ciclos}) = 15.05 \text{ Kg/ciclo}$$

## PROCESO DE DESHIDRATACION (FORMACION DE NFM)

PRODUCCION DE =  $(10.14 \text{ Kg/mol/dia})(0.95) = 9.63 \text{ Kg/mol/dia}$   
NFM

$$= 9.63 \text{ Kg/mol/dia}(173 \text{ Kg/Kg/mol}) = 1665.10 \text{ Kg/dia}$$

$$= 1665.10 \text{ Kg/dia}(1 \text{ dia}/4 \text{ ciclos}) = 416.27 \text{ Kg/ciclo}$$

AC.MAL. SIN =  $(10.14 \text{ Kg/mol/dia})(0.05) = 0.50 \text{ Kg/mol/dia}$   
REACCIONAR

$$= 0.50 \text{ Kg/mol/dia}(191 \text{ Kg/Kg/mol}) = 94.9 \text{ Kg/dia}$$

$$= 94.9 \text{ Kg/dia}(1 \text{ dia}/4 \text{ ciclos}) = 23.73 \text{ Kg/ciclo}$$



$$\begin{aligned}
 \text{PRODUCCION DE H}_2\text{O} &= (10.14 \text{ Kg/mol/día})(0.95) = 9.63 \text{ Kg/mol/día} \\
 &= (9.63 \text{ Kg/mol/día})(18\text{Kg/Kg/mol})(1\text{l/Kg}) = 173.41 \text{ l/día} \\
 &= 173.41\text{l/día}(1 \text{ día}/4 \text{ ciclos}) = 43.35 \text{ l/ciclo}
 \end{aligned}$$

#### SUBPRODUCTOS

Durante la reacción se produce una resina la cual se encuentra en una proporción del 2 % de la masa del ácido maleánico sin reaccionar.

$$\begin{aligned}
 \text{PRODUCCION DE RESINA} &= 94.9 \text{ Kg/día}(0.02) = 1.9 \text{ Kg/día} \\
 &= 1.9 \text{ Kg/día}(1\text{día}/4 \text{ ciclos}) = 0.475 \text{ Kg/ciclo}
 \end{aligned}$$

#### CALCULO DE LAS CORRIENTES DEL REACTOR

#### Salida del domo del reactor

Experimentalmente se determinó para la recirculación una relación molar de 10 moles de xileno por mol de agua. La velocidad de eliminación de agua esta dada por la Ec. cinética:

$$C = 0.052 \text{ mol/l} + (0.003173 \text{ mol/l} \cdot \text{min}) t \text{ min}$$

Donde:

$$C = \text{Moles NFM/l producidos después de un tiempo } t$$

El agua producida en una hora será igual al número de moles de NFM/h:

$$\text{NFM} = (0.052 \text{ mol/l} + 0.003173 \text{ mol/l} \cdot \text{min} \cdot 60 \text{ min}) = 0.24238 \text{ moles / litro}$$

como el volumen de reacción es de 5120 l los moles de NFM totales producidos después de una hora serán:  $0.24238 \text{ mol/l} \cdot 5120 \text{ l} = 1240 \text{ mol}$

$$0.24238 \text{ mol/l} \cdot 5120 \text{ l} = 1241 \text{ mol}$$

$$\text{moles de NFM} = \text{moles H}_2\text{O} = 1240.985 \text{ /h}$$

Por lo tanto el agua se elimina a una velocidad de:  $22.33774 \text{ l/h}$

$$B1 = (\text{SALIDA DE XILENO DEL REACTOR l/h}) + \text{SALIDA DE AGUA DEL REACTOR l/h}$$

B1 =

Compuesto	l/h
Xileno	1548
Agua	22.34
Total	1570.337

## Reflujo del reactor

B2 = SALIDA DE XILENO DEL REACTOR l/h

B2 = 1548 l/hora

AGUA ELIMINADA DEL REACTOR

S12 = 43.35 l/ciclo

Una vez que se tiene una conversión del 95% en la reacción de deshidratación se procede a destilar el solvente del reactor recuperando de esta manera el 95 % de xileno cargado al reactor

## Vapor utilizado por lote de producción

El calor total suministrado al reactor será:

$Q_{total} = Q \text{ calentar reactor} + Q \text{ reflujo} + Q \text{ evaporar solvente}$

Q calentar reactor: El xileno entra al reactor a 20° C y se calienta a 30° C después de la reacción de formación del ácido maleánico, la cuál es ligeramente exotérmica. Posteriormente hay que elevar la temperatura del reactor a la temperatura de ebullición del xileno (130°).

El calor específico del xileno está dado por la ecuación(4):

$$C_p = -5.993 + (1.433 \times 10^{-1})T + (-8.0858 \times 10^{-5})T^2 + (1.629 \times 10^{-8})T^3$$

$C_p$  [=] KCal/KMOL.K

por lo que el calor requerido para calentar el reactor de 30 a 130°C es el resultado de la integración de la ecuación:

$$dQ = mC_p dt$$

$Q_{calentar} = 144,691 \text{ Kcal}$
---------------------------------------

Q reflujó: El calor requerido para evaporar 12.4 Kgmol de p-xil y 1.24 Kgmol de agua esta dado por la ecuación:

$$Q \text{ reflujó} = m_{p-xil}(H_{vap.p-xil}) + m_{H_2O}(H_{vap.H_2O})$$

$$H_{vap.p-xil} = 10,207 \text{ Kcal/Kmol}$$

$$H_{vap.H_2O} = 9,486 \text{ Kcal/Kmol}$$

Por lo que:

$$Q_{\text{reflujo}} = 138,329 \text{ Kcal}$$

Q Evaporación de solvente: El calor necesario para evaporar el 95 % de solvente esta dado por la ecuación:

$$Q \text{ evaporación de solvente} = m_{p-xil} \cdot (H_{vap.p-xil})$$

donde  $m_{p-xil} = 39 \text{ mol}$

$$Q \text{ evaporación de solvente} = 398,823 \text{ Kcal}$$

$$Q \text{ total} = 144,691 \text{ Kcal} + 138,329 \text{ Kcal} + 398,823 \text{ Kcal}$$

$$Q \text{ total} = 681,843 \text{ Kcal}$$

Para el calentamiento se utiliza vapor saturado de 50# cuyo poder calorífico es de 513 Kcal/Kg

$$\text{Vapor} = 681,843 \text{ Kcal} / 513 \text{ KcalKg}^{-1}$$

$$\text{Vapor} = 1,329.13 \text{ Kg/ciclo}$$

Agua de enfriamiento requerida

Durante la reacción se requiere extraer calor para condensar la recirculación y para condensar al solvente por lo que el calor extraído será igual a:

$$Q_e \text{ total} = Q_e \text{ cond.rec.} + Q_e \text{ cond.solv.}$$

$$Q_e \text{ cond.rec.} = Q \text{ reflujó} = 138,329 \text{ Kcal}$$

$$Q_e \text{ cond.solv.} = Q \text{ evap.sol.} = 398,823 \text{ Kcal}$$

$$Q_e \text{ total} = 537,152 \text{ Kcal}$$

Para el enfriamiento se utiliza agua a 85°F que sale del condensador a 120°F La masa de agua necesaria esta dada por la ecuación:

$$mH_2O = Q / (C_p(t_2 - t_1))$$

$$mH_2O = 537,152 \text{ Kcal} / (1 \text{ Kcal/Kg} \cdot ^\circ\text{C}^{-1} (48.88 - 29.44)^\circ\text{C})$$

$$m H_2O = 27,631 \text{ Kg}$$

<b>Vol H2O = 27,631 l/ciclo</b>
---------------------------------

## FONDOS DEL REACTOR

S1 = Anilina sin reaccionar + Anh.Mal. sin reaccionar + Xileno no destilado + H2SO4 + NFM producida + Ac. Maleanílico sin reaccionar + resina

XILENO ALIMENTADO AL REACTOR = 5120 l (0.868 Kg/l) / 1 Kg/mol / 107 Kg  
= 41.13 Kg/mol/ciclo

XILENO RECUPERADO = 41.13 Kg/mol/ciclo (0.95) = 39.08 Kg/mol/ciclo  
POR DESTILACION

XILENO NO DESTILADO = 41.13 Kg/mol/ciclo - 39.08 Kg/mol/ciclo  
= 2.05 Kg/mol/ciclo

Compuest	Kg/mol/ciclo
Anilina	0.03
Anh.Mal.	0.15
Xileno	2.06
H2SO4	0.29
NFM	2.41
Ac.Mal.	0.12
TOTAL	5.06
Resina (Kg)	0.48

S1 =

## BALANCE EN EL PROCESO DE PURIFICACION DE NFM

El proceso de purificación consta de dos etapas, en la primera se eliminan mediante filtración los compuestos sólidos (resina y ácido maleanílico) posteriormente se lleva la solución a una centrífuga donde se lleva a cabo la solidificación de la n-fenilmaleimida, posteriormente es lavada con hexano para eliminar al xileno y los restos de materia prima sin reaccionar. Finalmente se hace un lavado con una solución de NaHCO3 al 5% para eliminar al H2SO4 de los cristales de NFM.

## BALANCE EN EL FILTRO

### SUBPRODUCTOS SOLIDOS

S2 = Ac. MALEANILICO SIN REACCIONAR + RESINA

	Comp.	Kg/mol/ciclo
S2 =	Ac. MALEANILICO	0.12
	RESINA (Kg)	0.48

### NFM CRUDA

S3 = S1 - S2

	Comp.	Kg/mol/ciclo
S3 =	Anilina	0.03
	Anh. Mal.	0.15
	Xileno	2.06
	H2SO4	0.29
	NFM	2.41
	TOTAL	4.93

## BALANCE EN LA CENTRIFUGA

### HEXANO DE LAVADO

En el laboratorio se logró solidificar la NFM y eliminar las impurezas orgánicas al lavar la solución usando una relación de NFM - n-HEXANO de 1:1.75

$$S8 = (\text{NFM}) \cdot 1.75 = (2.14 \text{ Kg/mol/ciclo})(1.75) = 3.75 \text{ Kg/mol/ciclo}$$

### HEXANO SUCIO

S5 = S8 + XILENO NO DESTILADO

	Comp.	Kg/mol/ciclo
S5 =	Xileno	2.06
	n-Hexano	3.75
	TOTAL	5.80

## AGUA DE LAVADO

Una vez hecho el lavado con n-hexano se lavan los cristales con una solución de NaHCO<sub>3</sub> al 5% para eliminar el ácido sulfúrico y las sales de anilina y anh.mal formadas durante la reacción.

Volumen de solución para neutralizar al H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> neutralizado = Concentración de NaHCO<sub>3</sub> \* Volumen de solución

Volumen de solución = H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> neutralizado/Concentración de NaHCO<sub>3</sub>

$$= 0.29 \text{ Kg/mol/ciclo} / (0.0006 \text{ Kg/mol/litro})$$

$$= 478.56 \text{ l/ciclo} = 26.6 \text{ Kg/mol/ciclo}$$

NaHCO<sub>3</sub> = 478.56 l/ciclo (0.0006 Kg/mol/ciclo)

$$= 0.29 \text{ Kg/mol/ciclo}$$

Compuest	Kg/mol/ciclo
NaHCO <sub>3</sub>	0.29
AGUA	26.6
TOTAL	26.89

S7 =

## AGUA DE LAVADO SUCIA

S6 = AGUA DE LAVADO + NaHCO<sub>3</sub> + H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> + Anilina + ANH.MAL.

Los compuestos se encuentran como iones de sus sales formadas

Compuest	Kg/mol/ciclo
AGUA	26.60
ANHIDRIDO MALEICO	0.15
ANILINA	0.03
NaHCO <sub>3</sub>	0.29
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.29
TOTAL	27.36

S6 =

Después de lavada la NFM se extrae de la centrifuga.

$$S_4 = 2.41 \text{ Kgmo/ ciclo}$$

NFM

## SEPARACION DE DISOLVENTES

Para separar la mezcla de n-hexano:p-xileno se hace una destilación con rectificación en el reactor, al cual una vez terminados las cuatro cargas se alimenta el hexano sucio que se ha generado durante el día. Se desea recuperar al hexano con un 99% de pureza. Para el cálculo de la destilación es necesario conocer la curva de Equilibrio x-y con  $P = 586 \text{ mmHg}$

Las presiones de vapor para el n-Hexano y P-xileno estan dadas por las siguientes ecuaciones de Antoine(4).

$$P_v \text{ nHexano} = \text{Exp}(15.833 - 2697.55/(T - 48.78))$$

$$P_v \text{ p-xileno} = \text{Exp}(16.0963 - 3346.65/(T - 57.84))$$

Donde :

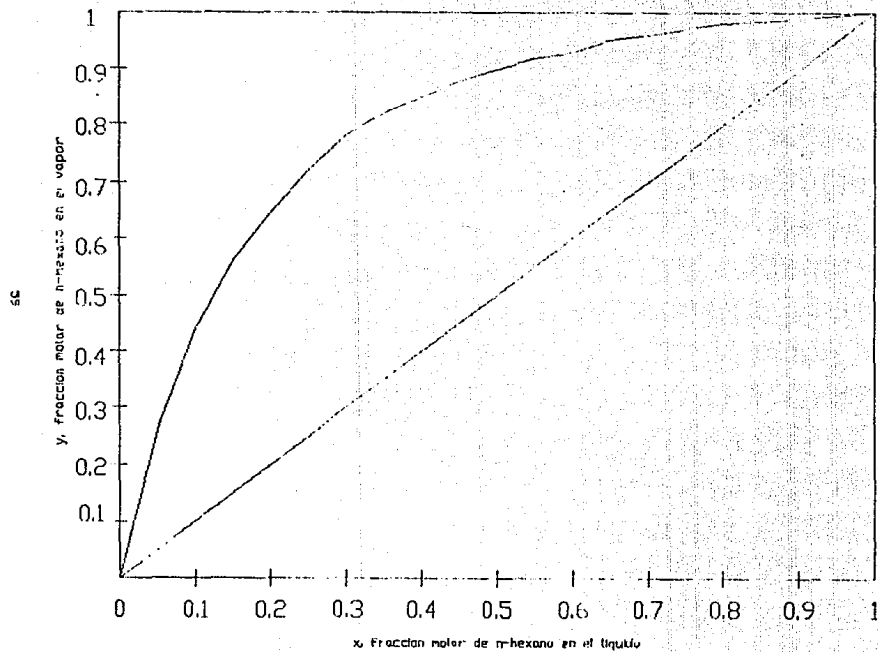
$P_v$  = Presión de vapor; mmHg

T = temperatura; K

Cuando se fija la presión, la temperatura varía con  $x_1$  y  $y_1$ . Como los cálculos basados en la ley de Raoult introducen a la temperatura indirectamente mediante las presiones de vapor no es posible resolver explícitamente para t, por lo que es necesario utilizar un proceso de iteración. Para una presión dada el intervalo de temperaturas está limitado por las temperaturas de saturación a las cuales los componentes puros ejercen presiones de vapor iguales a P. En esos puntos las temperaturas de saturación se pueden calcular mediante las ecuaciones de Antoine. El diagrama resultante se muestra en la gráfica 4.1

PRESION mmHg	th sat °C	tx sat °C
586	60.68	128.89

Gráfica 4.6  
Diagrama x-y para p-xileno-n-hexano a 586 mmHg





## DESTILACION CON RECTIFICACION

Si la relación de reflujo está fijada, las composiciones del destilado y del residuo variarán con el tiempo aplicandose la siguiente ecuación:

$$\int (xw - xwo) dx / (y - x) = \int (W_0 - W) dW / w$$

donde  $\int$  = Integral

$W_0$  = carga inicial, Kgmol

$W$  = residuo

$xwo$  = composición inicial

$xw$  = composición final

Esta ecuación puede ser resuelta fácilmente utilizando el diagrama de McCabe-Thiel. (6) Inicialmente la composición del líquido en el reactor es  $x_0$ . Si hay tres etapas teóricas y no existe retención de líquido apreciable, la composición inicial del destilado en el instante 0 se puede obtener construyendo una línea de operación  $L/V$  de tal forma que estén comprendidas tres etapas desde  $x_0$  para la línea  $y=x$ . En un instante cualquiera de tiempo tal como el tiempo 1, para la composición de la caldera  $xw$  la composición del destilado es  $xd$ . Se establece así una serie de puntos en función del tiempo manteniendo  $L/V$  y las etapas constantes (6) ver gráfica 4.2.

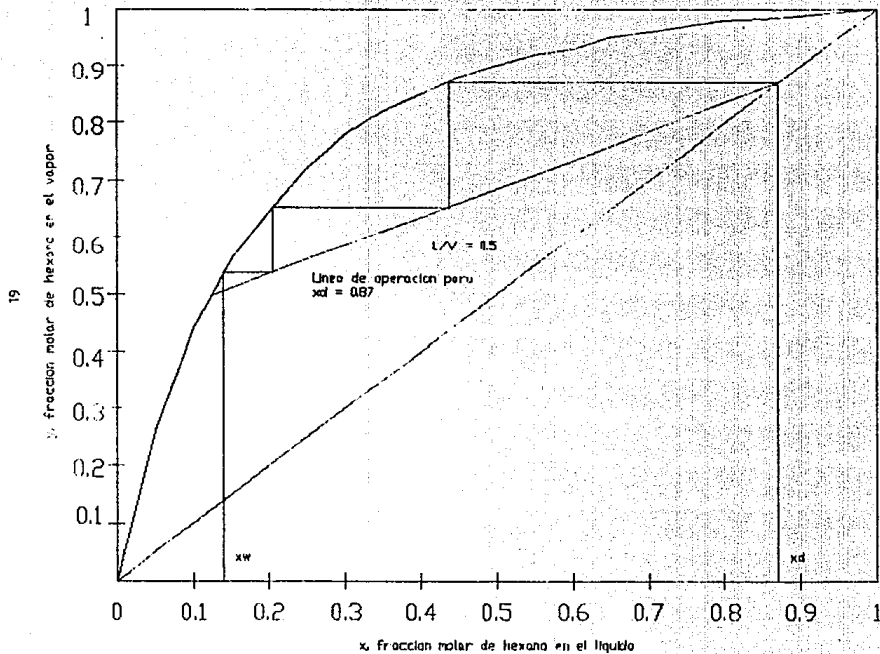
Con este método se obtienen los siguientes resultados

$$\begin{aligned} W_0 &= S5 \cdot 4 = 23.24 \text{ Kgmol} \\ x_{0h} &= 0.64 \\ v &= 10 \text{ Kgmol/h} \\ L/V &= 0.5 \end{aligned}$$

Número de etapas = 3

yd	xw	1/(yd-xw)	[int]	W	xd	th
0.998	0.64	2.79				
	0.69	2.49				
0.997	0.54	2.19	0.25	18.17	0.998	1.01
	0.49	2.00				
0.995	0.44	1.80	0.45	14.89	0.997	1.67
	0.39	1.67				
0.989	0.34	1.54	0.61	12.60	0.995	2.13
	0.29	1.45				
0.972	0.24	1.37	0.76	10.89	0.993	2.47
	0.19	1.37				
0.870	0.14	1.37	0.89	9.50	0.99	2.75
	0.09	2.19				
0.372	0.04	3.01	1.11	7.63	0.93	3.12

Gráfica 4.7  
Ejemplo de solución por el método de McCabe-Thiel



De la tabla de resultados se observa que para  $x_d = 0.99$

		$x_h$
W Kmol =	9.501238	0.14
D Kmol =	13.73876	0.99

donde D es el destilado en Kmol

Por lo que:

#### HEXANO RECUPERADO

S9 =	Compuesto	Kg/mol
	n-HEXANO	13.60
	p-XILENO	0.14
	TOTAL	13.74

El hexano recuperado es enviado al tanque de almacenamiento de hexano

#### RESIDUO

S10 =	Compuesto	Kg/mol
	n-HEXANO	1.33
	p-XILENO	8.17
	TOTAL	9.50

Se propone que el residuo sea utilizado como parte del combustible para la destilación

#### Calor requerido para la destilación

La composición del vapor varía con el tiempo por lo que para simplificar los cálculos se considera que el vapor es 100% hexano

vapor generado =  $10 \text{ Kmol/h} \cdot 2.75 \text{ h} = 27.5 \text{ Kmol}$

DH vaph = 6986 Kcal/Kg/mol

$Q_{\text{total}} = (6986 \text{ Kcal/Kg/mol}) \cdot (27.5 \text{ Kmol}) = 192115 \text{ Kcal}$

Vapor =  $192,115 \text{ Kcal} / 513 \text{ Kcal/Kg} = 374.49 \text{ Kg de vapor}$

### 4.5.3 BALANCE DE MATERIA POR CICLO

CORRIENTE DESCRIPCION	A1		A2		A4	
	AL. AN.		AL. XI.		AL. AM.	
	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL
ANILINA	2.56	100.00				
ANHIDRIDO MALEICO					2.69	100.00
XILENO			41.13	100.00		
H2SO4						
HEX						
NaHCO3						
N-FENILMALEIMIDA						
H2O						
AC. MALEANILICO						
RECINA KG						
TOTAL	2.56	100.00	41.13	100.00	2.69	100.00

CORRIENTE DESCRIPCION	A3		B1		B2	
	AL. AS.		DO. RE.		RE. RE	
	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/h	%MOL	KGMOL/h	%MOL
ANILINA						
ANHIDRIDO MALEICO						
XILENO			12.56	91.01	12.56	100.00
H2SO4	0.29	81.51				
HEX						
NaHCO3						
N-FENILMALEIMIDA						
H2O	0.07	18.49	1.24	8.99		
AC. MALEANILICO						
RECINA KG						
TOTAL	0.35	100.00	13.80	100.00	12.56	100.00

CORRIENTE DESCRIPCION	S1		S2		S3	
	FO.RE.		SB.SO.		NFM CR.	
	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL
ANILINA	0.03	0.51			0.03	0.52
ANHIDRIDO MALEIC	0.15	3.04			0.15	3.12
XILENO	2.06	40.68			2.06	41.70
H2SO4	0.29	5.68			0.29	5.82
HEX						
NaHCO3						
N-FENILMALEIMIDA	2.41	47.64			2.41	48.84
H2O						
AC.MALEANILICO	0.12	2.45	0.12	98.88		
RECINA KG	0.48		0.48	1.12		
TOTAL	5.06	100.00	0.13	100.00	4.93	100.00

CORRIENTE DESCRIPCION	S4		S5		S6	
	NFM		HX.SC.		AG.SC.	
	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL
ANILINA					0.03	0.09
ANHIDRIDO MALEICO					0.15	0.56
XILENO			2.06	35.42		
H2SO4					0.29	1.08
HEX			3.75	64.58		
NaHCO3					0.29	1.06
N-FENILMALEIMIDA	2.41	100.00				
H2O					26.59	97.23
AC.MALEANILICO						
RECINA KG						
TOTAL	2.41	100.00	5.81	100.00	27.34	100.03

CORRIENTE DESCRIPCION	S7		S8		S9	
	AG.LV.		HX.LV.		HX.DS.	
	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/D	%MOL
ANILINA						
ANHIDRIDO MALEICO						
XILENO					0.14	1.02
H2SO4						
HEX			3.75	100.00	13.60	98.98
NaHCO3	0.29	1.08				
N-FENILMALEIMIDA						
H2O	26.59	98.92				
AC.MALEANILICO						
RECINA KG						
TOTAL	26.88	100.00	3.75	100.00	13.74	100.00

CORRIENTE DESCRIPCION	S10		S11		S12	
	XI.LV.		XI.RE.		AG.EL.	
	KGMOL/D	%MOL	KGMOL/C	%MOL	KGMOL/C	%MOL
ANILINA						
ANHIDRIDO MALEICO						
XILENO	8.17	86.00	39.08	100.00		
H2SO4						
HEX	1.33	14.00				
NaHCO3						
N-FENILMALEIMIDA						
H2O					2.41	100.00
AC.MALEANILICO						
RECINA KG						
TOTAL	9.50	100.00	39.08	100.00	2.41	100.00

#### 4.5.4 DISEÑO DE EQUIPO PRINCIPAL

##### DISEÑO DE TANQUES

EQUIPO TA-001

DESCRIPCION: Tanque de almacenamiento de anilina

TIEMPO DE ALMACENAMIENTO: 7 DIAS

VOLUMEN = VOLUMEN / DIA (No. DIAS)

$$= 932.13 \text{ l/día (7 días)}$$

$$= 6524.901 \text{ l}$$

Se selecciona un tanque de 6500 l

EQUIPO TA-002

DESCRIPCION: Tanque de almacenamiento de p-xileno

TIEMPO DE ALMACENAMIENTO: El xileno es recuperado despues de cada ciclo

Se dispone de una reserva del 30 %

VOLUMEN = VOLUMEN/CICLO (1.3)

$$= 5120 \text{ l(1.3)}$$

$$= 6656 \text{ l}$$

Se selecciona un tanque de 6700 l

EQUIPO

TA-003

DESCRIPCION: Tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

TIEMPO DE ALMACENAMIENTO 7 DIAS

VOLUMEN = VOLUMEN / DIA (No. DIAS)

$$= 63.72 \text{ l/día (7 días)}$$

$$= 446.04 \text{ l}$$

Se selecciona un tanque de 500 l

EQUIPO

TA-004

DESCRIPCION: Tanque separador de agua

El cálculo del volumen del tanque se hará asignando un tiempo de residencia del condensado de 3 minutos. La máxima carga en el tanque se tiene al destilar al solvente del reactor. El solvente tiene que ser destilado en 1 hora para evitar la formación de subproductos.

El flujo del solvente destilado es:

$$41.13 \text{ Kmol/h} * 0.95 * 107 \text{ Kg/Kmol} * 1 / 0.868 \text{ Kg} * 1 \text{ h} / 60 \text{ min} = 80.28 \text{ l/min}$$

Para un tiempo de residencia de 3 min el volumen del tanque será:

$$80.28 \text{ l/min} * 3 \text{ min} = 240.83 \text{ l}$$

se selecciona un tanque de 300 l

EQUIPO

TA-005 A/B

DESCRIPCION: Tanque de almacenamiento de n-hexano

TIEMPO DE ALMACENAMIENTO: El n-hexano es recuperado después de cuatro ciclos  
Se dispone de una reserva del 30 %

$$\text{VOLUMEN } 3.75 \text{ Kmol/ciclo} * 4 \text{ ciclos} * 86 \text{ Kg/Kmol} * 1 / 0.659 \text{ Kg} * 1.3 \\ = 2544.76 \text{ l}$$

Se seleccionan dos tanques de 2600 l



## DISEÑO DE REACTOR

EQUIPO

RA-301

DESCRIPCION: Reactor de Imidación

VOLUMEN = Volumen de xileno + volumen de anilina + volumen de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$= (5120 \text{ l/c} + 233.03 \text{ l/c} + 15.93 \text{ l/c})(1/\text{c})$$

$$= 5369 \text{ l}$$

suponiendo que el reactor trabaja con un 66% de su capacidad

$$= 5369 / 0.66 = 8134 \text{ l}$$

Se selecciona un reactor de 8100 l

## DISEÑO DE BOMBAS

Para determinar el flujo, la cabeza y la potencia de las bombas se utilizó el siguiente algoritmo:

- 1° Se propuso un tiempo en que cada bomba debía cumplir su servicio.
- 2° Con el volumen manejado y el tiempo de servicio se calculo el flujo de cada corriente
- 3° Mediante el flujo y una velocidad recomendada (7) se determinó el diámetro de cada tubería.
- 4° Se estimaron las alturas y distancias preliminares de cada equipo.
- 5° Con los diámetros de las tuberías y las distancias preliminares entre equipos se calcularon las pérdidas por fricción en el sistema.
- 6° Se calculó la cabeza total de la bomba  $H = H_d - H_s$  donde:  
 $H$  = Cabeza total de la bomba,  $H_d$  = cabeza de descarga y  $H_s$  = cabeza de succión.
- 7° se determinó la potencia requerida por la bomba .

Cuadro de diseño Hidráulico

LINEA	MB-101		MB-102		MB-103	
	A1	A1	A2	A2	A3	A3
	SUC	DES	SUC	DES	SUC	DES
t de serv.(min)	5	5	10	10	0.25	0.25
VOL. MANEJADO(l)	233	233	5070	5070	19	19
FLUJO (l/min)	47	47	507	507	75	75
FLUJO (gal/min)	12	12	134	134	20	20
FLUJO(ft <sup>3</sup> /seg)	0.03	0.03	0.30	0.30	0.04	0.04
VEL.RECO(ft/s)	2	5	2	5	2	5
AREA TUBO(ft <sup>2</sup> )	0.014	0.005	0.149	0.060	0.022	0.009
DIAM.TUBO(pulg)	1.59	1.00	5.23	3.31	2.01	1.27
DIAM.NOM.(pulg)	1.5	1	6	3	2	1
DIAM.INT.(pulg)	1.61	1.05	6.07	3.07	2.07	1.05
VEL.REAL(ft/seg)	1.9	4.6	1.5	5.8	1.9	7.4
VISCOSIDAD (cp)	3.2	3.2	0.4	0.4	20	20
DENSIDAD(lb/ft <sup>3</sup> )	64	64	54	54	115	115
Re	7718	11845	151439	299374	2789	5496
e/d	0.0014	0.002	0.00025	0.0006	0.0009	0.002
f	0.038	0.030	0.018	0.019	0.023	0.012
DP/100'(PSI/100ft)	0.73	4.94	0.05	1.47	0.59	8.95

LINEA	MB-104		MB-105		MB-106	
	S3	S3	S5	S5	S10	S10
	SUC	DES	SUC	DES	SUC	DES
t de serv.(min)	10	10	10	10	10	10
VOL. MANEJADO(l)	685.48	685.48	742.90	742.90	1180.697	1180.697
FLUJO (l/min)	69	69	74	74	118	118
FLUJO (gal/min)	18	18	20	20	31	31
FLUJO(ft <sup>3</sup> /seg)	0.04	0.04	0.04	0.04	0.07	0.07
VEL.RECO(ft/s)	2	5	2	5	2	5
AREA TUBO(ft <sup>2</sup> )	0.020	0.008	0.022	0.009	0.035	0.014
DIAM.TUBO(pulg)	1.92	1.22	2.00	1.27	2.52	1.60
DIAM.NOM.(pulg)	2	1	2	1	3	2
DIAM.INT.(pulg)	2.07	1.05	2.07	1.05	3.07	2.07
VEL.REAL(ft/seg)	1.7	6.7	1.9	7.3	1.4	3.0
VISCOSIDAD (cp)	0.7	0.7	0.65	0.65	0.40	0.40
DENSIDAD(lb/ft <sup>3</sup> )	58	58	46	46	52	52
Re	36937	72783	33834	86669	67361	99983
e/d	0.0009	0.002	0.0009	0.002	0.0006	0.0009
f	0.023	0.023	0.022	0.023	0.021	0.021
DP/100'(PSI/100ft)	0.25	7.32	0.22	6.75	0.09	0.61

**SELECCION DE BOMBAS****EQUIPO****MB-101****DESCRIPCION:** Bomba de alimentación de anilina**CUADRO DE DISEÑO**

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DE FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	12.31	12.31	
ALTURA (ft)	6	30	
LONGITUD LINEA (ft)	15	45	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LONG.TOT.EQ.(ft)	15	80	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA, f/100ft	1.66	11.16	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.25	8.92	
<b>CABEZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	30	24
PREISION (ft)			
FRICCION (ft)	0.25	8.92	9.17
TOTAL (ft)	5.75	38.92	33.17

FLUJO = 47 Umin

CABEZA = 33 ft

HP = 0.36 Hp

EQUIPO

MB-102

DESCRIPCION: Bomba de alimentación de xileno

CUADRO DE DISEÑO

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DE FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	133.95	133.95	
ALTURA (ft)	6	30	
LONGITUD LINEA (ft)	15	45	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LONG. TOT. EQ. (ft)	15	80	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA, f/100ft	0.123	3.908	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.018	3.13	
<b>CABEZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	30	24
PRESSION (ft)			
FRICCION (ft)	0.018394	3.126373	3.144768
TOTAL (ft)	5.981605	33.12637	27.14476

FLUJO = 507 l/min

CABEZA = 27 ft

HP = 1.07 Hp

**EQUIPO****MB-103****DESCRIPCION: bomba de alimentación H2SO4****CUADRO DE DISEÑO**

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DEL FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	19.83	19.83	
ALTURA (ft)	6	30	
LONGITUD LINEA (ft)	15	45	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LONG.TOT.EQ.(ft)	15	80	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA ft/100ft	0.75	11.23	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.11	8.99	
<b>CABEZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	30	24
PRESION (ft)			
FRICCION (ft)	0.11	8.99	9.10
TOTAL (ft)	5.89	38.99	33.10

FLUJO = 75.05 l/min

CABEZA = 33.10 ft

HP = 1.03 Hp

**EQUIPO****MB-104****DESCRIPCION: bomba de descarga del reactor****CUADRO DE DISEÑO**

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DEL FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	18.11	18.11	
ALTURA (ft)	6	6	
LONGITUD LINEA (ft)	15	45	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LÓNG.TOT.EQ.(ft)	15	683.22	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA,ft/100ft	0.61	18.10	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.09	123.66	
<b>CABEZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	6	0
PRESION (ft)			
FRICCION (ft)	0.09	123.66	123.75
TOTAL (ft)	5.91	129.66	123.75

FLUJO = 68.55 l/min

CABEZA = 123.75 ft

HP = 1.78 Hp

EQUIPO

MB-105

DESCRIPCION: bomba de descarga de la centrífuga

CUADRO DE DISEÑO

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DEL FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	19.63	19.63	
ALTURA (ft)	6	6	
LONGITUD LINEA (ft)	15	20	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LONG. TOT.EQ.(ft)	15	55	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA./ft/100ft	0.68	21.26	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.10	11.69	
<b>CABEZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	6	0
PRESION (ft)			
FRICCION (ft)	0.10	11.69	11.80
TOTAL (ft)	5.90	17.69	11.80

FLUJO = 74.29 l/min

CABEZA = 11.80 ft

HP = 0.14 Hp

**EQUIPO****MB-106****DESCRIPCION: bomba de descarga de p-xileno destilado****CUADRO DE DISEÑO**

CONCEPTO	SUCCION	DESCARGA	D - S
<b>CARACTERISTICAS DEL FLUJO</b>			
GASTO (gpm)	31.19	31.19	
ALTURA (ft)	6	6	
LONGITUD LINEA (ft)	45	45	
ACCESORIOS (LE)	0	35	
LONG.TOT.EQ.(ft)	45	80	
<b>PERDIDAS POR FRICCION</b>			
PERDIDA,ft/100ft	0.04	1.67	
PERDIDA TOTAL FRICCION (ft)	0.02	1.33	
<b>CAREZAS</b>			
CABEZA ESTATICA (ft)	6	6	0
PRESION (ft)			
FRICCION (ft)	0.02	1.33	1.35
TOTAL (ft)	5.98	7.33	1.35

**FLUJO = 118.07 l/min****CABEZA = 1.35 ft****HP = 0.03 Hp**



## DISEÑO DE CONDENSADOR

EQUIPO: EX-401

DESCRIPCION: Condensador del reactor de Imidación

El diseño del condensador se hará en base a la máxima carga a la cual trabaja. La máxima carga del condensador ocurre en la destilación del solvente. El calor removido durante esta etapa es igual a:

$$m \cdot Q_{\text{vap}} = 41.13 \text{ Kmol/h} \cdot 0.95 \cdot 10207 \text{ Kcal/Kmol} = \begin{matrix} 398,823 \text{ Kcal/h} \\ 1582631 \text{ BTU/h} \end{matrix}$$

Se considera que el agua de enfriamiento entra a 85°F y sale a 120°F

FLUIDO CALIENTE		FLUIDO FRIO
266 °F	Alta Temperatura	120 °F
266 °F	Baja Temperatura	85 °F
0 °F	Diferencia	35 °F

$$\text{MLDT} = 163 \text{ °F}$$

La Ud para este tipo de cambiadores es aproximadamente = 100 BTU/(h ft²F) (9)

El area del condensador será entonces igual a:

$$\begin{aligned} A &= Q / (U_d \cdot \text{MLDT}) \\ &= 1,582,631 \text{ BTU/h} / (100 \text{ BTU/(h ft}^2\text{F)} \cdot 163 \text{ °F}) \\ &= 97 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\boxed{A = 97 \text{ ft}^2}$$

## DISEÑO DE COLUMNA RECUPERADORA DE HEXANO

EQUIPO: CO-601

DESCRIPCION: Columna recuperadora de n-hexano

En el balance de materia y energía se determinó que se requirieron de tres etapas teóricas (El ebullicor mas dos platos teóricos) para lograr una separación de n-hexano del 99 %

A continuación se determinarán el diámetro de la columna, Su altura y el número de platos reales, suponiendo que se utilizan platos perforados Sieve.

El diámetro de la columna está en función de la máxima velocidad de vapor que pueda manejar esta antes de inundarse. Esta velocidad se determinará con base en un parámetro de flujo de vapor(5).

$$F_{lv} = w/W \cdot (D_v/D_l)^{0.5}$$

donde:  $F_{lv}$  = Parámetro de flujo de vapor  
 $w$  = Flujo másico de líquido, lb/h  
 $W$  = Flujo másico de vapor, lb/h  
 $D_v$  = densidad del vapor  
 $D_l$  = densidad del líquido

Para nuestro caso:  $W = 1896.3$  lb/h  
 $w = 948.15$  lb/h  
 $D_v = 0.175$  lb/ft<sup>3</sup>  
 $D_l = 41.15$  lb/ft<sup>3</sup>

$$F_{lv} = 0.033$$

Para un  $F_{lv}$  de 0.033 y un espaciamiento entre platos de 10 in se tiene una  $K_v$  de 0.16 la cual se utiliza en la ecuación:

$$V_m = K_v \cdot ((D_l - D_v)/D_v)$$

donde:  $V_m$  = Velocidad máxima de vapor, ft/s

$$V_m = 2.44 \text{ ft/s}$$

Suponiendo que la columna trabaje a una velocidad del 85% la velocidad de inundación:

$$V_d = V_m \cdot 0.85 \quad \text{donde } V_d = \text{Velocidad de diseño}$$

$$V_d = 2.08 \text{ ft/seg}$$

Para este tipo de platos el área efectiva es el 12% del área total

$$A_t = 1.64 \text{ ft}^2$$

$$D = 1.45 \text{ ft}$$

El número de platos reales se determinó con base en la eficiencia del plato la cual se puede determinar gráficamente con el parámetro:

(volatilidad relativa/viscosidad, cp). (5)

Para nuestro caso el parámetro es igual a:

$$(8.33)(0.9674) = 8.06$$

Para este parámetro el valor de la eficiencia es (5) = **0.3**

El número de platos reales es:

Platos reales = platos teóricos/eficiencia

$$\text{Platos reales} = 7$$

por lo que la altura total de la torre será:

altura = No, platos \* Espaciamiento entre platos + domo

$$\text{altura} = 7 \text{ pies}$$

#### Especificaciones de la torre

Tipo de platos:	Siev, perforados
diámetro de la torre	2 pies
altura de la torre	7 pies
número de platos	7

## 4.5.5 LISTA DE EQUIPO

Tabla  
Lista de Equipo

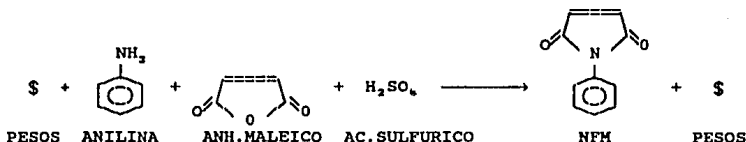
NOMBRE	DESCRIPCION	CAPACIDAD	MAT. CONS.
TA-001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ANILINA	6500 l	ACERO AL CARBON
TA-002	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE XILENO	6700 l	ACERO AL CARBON
TA-003	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	500 l	SS 316
TA-004	TANQUE SEPARADOR DE AGUA	300 l	ACERO AL CARBON
TA-005A/	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HEXANO(A-limpio,B-Sucio)	2600 l	ACERO AL CARBON
MB-101	BOMBA DE ALIMENTACION DE ANILINA	47 l/min 0.5 HP	ACERO AL CARBON
MB-102	BOMBA DE ALIMENTACION DE XILENO	507 l/min 1 HP	ACERO AL CARBON
MB-103	BOMBA DE ALIMENTACION DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	75 l/min 1 HP	SS 316
MB-104	BOMBA DE DESCARGA DEL REACTOR	70 l/min 1.75 HP	ACERO AL CARBON
MB-105	BOMBA DE DESCARGA DE CENTRIFUGA	75 l/min 0.25 HP	ACERO AL CARBON
MB-106	BOMBA DE DESCARGA DE DESTILADO	118 l/min 0.25 HP	ACERO AL CARBON
RA-301	REACTOR DE IMIDACION	8100 l	ACERO AL CARBON
CO-601	COLUMNA RECTIFICADORA	L = 7 PIES D = 2 PIES PLATOS: 7	ACERO AL CARBON
C-501	CENTRIFUGA		ACERO AL CARBON
EX-401	CONDENSADOR DE XILENO	A = 100 ft <sup>2</sup> Q = 1,582,631 BTU/H	ACERO AL CARBON



## CAPITULO V

### 5.1 EVALUACION DE COSTOS

Una vez elaborado el diseño técnico se hizo una evaluación económica del proyecto, dado que en principio, el diseño debe de representar un proceso rentable. El proceso de producción de NFM está representado por la siguiente ecuación:



Para hacer un cálculo preciso de las ganancias de un proyecto es necesario tomar en cuenta tanto los ingresos como todos los egresos involucrados en el proceso de manufactura de la NFM.

Además de la rentabilidad del proyecto se debe de conocer la inversión total de capital que se requiere para poner en funcionamiento la planta de producción. Esta inversión se destina tanto al equipo y accesorios de la planta (capital fijo), como al capital que debe de estar disponible para pagar salarios, mantener disponibles producto y materia prima o cualquier movimiento que requiera una salida directa de efectivo (capital de trabajo).

#### 5.4 Flujo de capital para las operaciones industriales

La figura 5.1 muestra el concepto de flujo de capital de una operación industrial(5), la cual esta basada en una unidad de soporte en la cual se administra la entrada y salida de capital. La entrada de capital a la unidad se da mediante préstamos, acciones, emisiones de bonos entre otras, incluyendo el flujo de capital que retroalimenta al proyecto. Las operaciones que generan salidas de capital son: inversiones de capital para otros proyectos, pago de dividendos a accionistas, pago de deudas y otras inversiones. En el diagrama se muestra una salida de capital a partir de la unidad de soporte la cual es utilizada para poner en marcha y hacer trabajar a la operación industrial a la que se designa como inversión total de capital. Esta inversión incluye todos los fondos necesarios para que funcione el proyecto. Estos fondos comprenden la inversión en capital fijo, capital de trabajo e inversiones auxiliares.

Todas las operaciones del proyecto que se dan a través de entradas y salidas de capital de trabajo se representan mediante la unidad denominada "operaciones totales del proyecto". Hay que tomar en cuenta que dentro de esta unidad siempre hay un fondo de capital de trabajo que permanece constante. La unidad de operaciones tiene una entrada de capital el cual proviene de las ventas totales del producto (Sj). También tiene una salida de capital la cual se destina a

los costos actuales de producción tales como compra de materia prima y pago de salarios (Co). El flujo de capital se puede considerar como continuo y tiene unidades de Capital/unidad de tiempo como puede ser el caso de \$/día o \$/año. Debido a que se considera a la depreciación como costos que son pagados a la compañía, estos costos no son cargados a los costos de operación. La diferencia entre las ventas y los costos de operación se denominan ganancias brutas en las cuales no se considera la depreciación ni el pago de impuestos y son representadas mediante una línea recta que sale a partir de la unidad de operaciones.

La depreciación es reconocida como un costo hasta antes de hacer el pago de impuestos y antes de que las ganancias sean reportadas a los accionistas. Los impuestos son pagados sobre la diferencia (Sj -Co -d). Una vez que los impuestos son sustraídos de esta diferencia se obtiene la ganancia neta total. la cual es retroalimentada a la unidad encargada de administrar las entradas y salidas de capital para iniciar un nuevo ciclo del proyecto.

### 5.3 Posicion del capital acumulado

El diagrama de flujo de capital (fig 5.1) representa una situación en la que Sj, Co y d están basados en el mismo incremento de tiempo(5) situación a la que denominamos estado estacionario. La figura 5.2 describe sin embargo el flujo de



Fig. 5.1 Flujo de capital

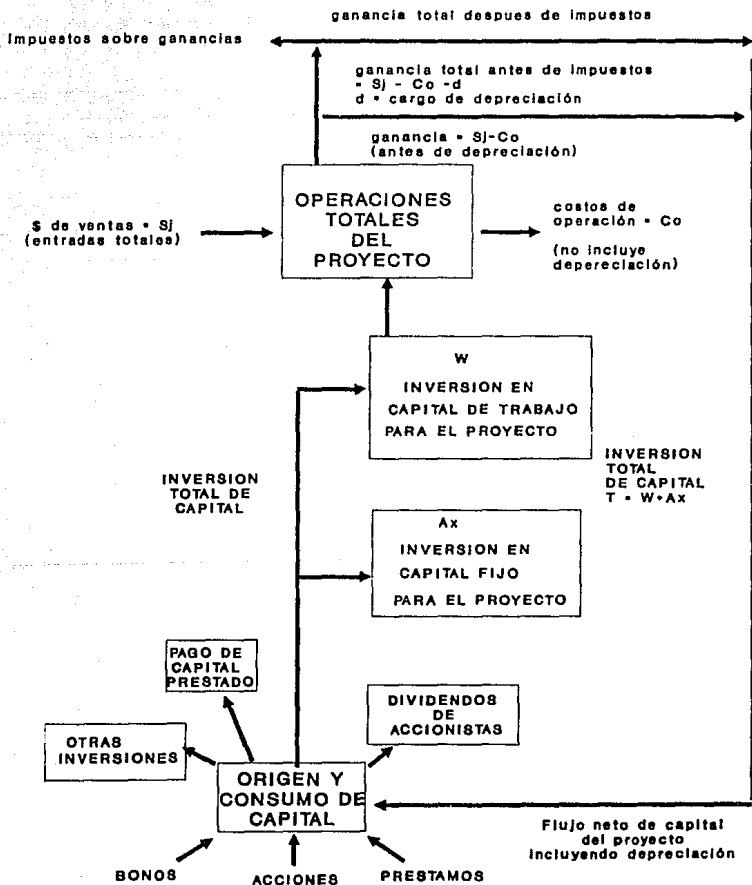
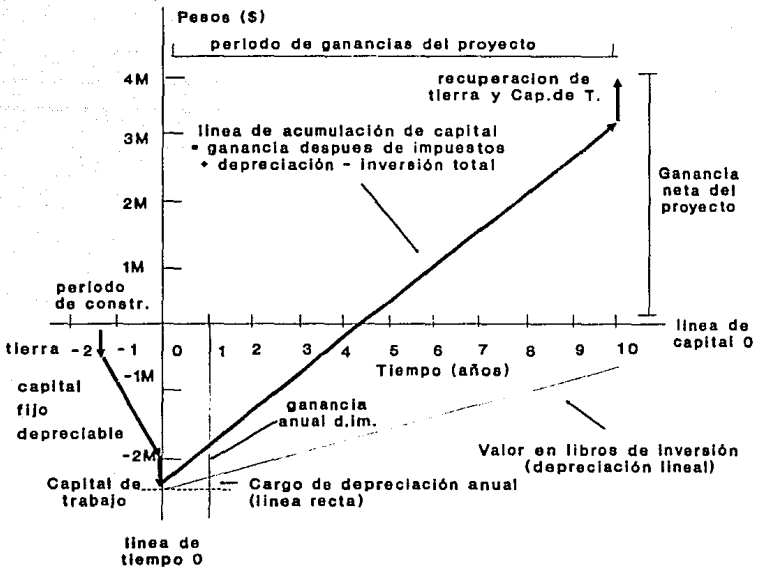


Fig 5.2

Gráfica de flujo acumulado de capital



capital sobre un periodo de tiempo mostrando la posición del capital dado. El tiempo de duración del periodo depende generalmente del tiempo de vida útil estimado para el proyecto, este diagrama no considera el valor del dinero a través del tiempo ya que está hecho a pesos constantes.

En este diagrama se incluye el valor del terreno como parte del capital total invertido para mostrar claramente todo el ciclo que recorre un proyecto. El punto 0 de absisas representa el instante en donde ya se ha construido totalmente la planta y esta lista para su operación. El capital total invertido incluye, al valor de la tierra, al capital fijo, inversiones auxiliares y capital de trabajo. en el momento de iniciar operaciones la posición del capital es negativa por una cantidad equivalente al capital total invertido. Idealmente las ganancias se generarán a partir de que la planta inicie sus operaciones. Con las condiciones mostradas en la gráfica la inversión de capital es totalmente pagada en 4 años. Después de este momento las ganancias se encuentran en el lado positivo del capital hasta el final del periodo de vida del proyecto donde teóricamente se da por terminado. En este tiempo el capital de trabajo está aún disponible y se asume que la tierra puede ser vendida a su valor original. Así pues la posición final del capital acumulado es la ganancia neta sobre la vida total del proyecto.

#### 5.4 Factores que afectan la inversión y los costos de producción

Al hacer la determinación de costos se tiene que cuidar que la información sea lo suficientemente confiable para tener la capacidad de tomar decisiones acertadas por lo que hay que tomar en cuenta todos los factores que puedan afectar los costos como son el origen del equipo y materias primas, fluctuaciones de precios, pólizas de seguros, capacidad de producción, impuestos locales etc. Una vez hecho el estudio se pueden tomar en cuenta todos estos factores mediante un análisis de sensibilidad del proyecto.

#### 5.5 Inversión de capital

Antes de poner en operación una planta es necesario un gran aporte de capital para comprar e instalar el equipo y las instalaciones necesarias para su operación. Este capital se divide en capital fijo y en capital de trabajo. La suma de capital fijo y el capital de trabajo nos da la inversión total de capital.

El capital de trabajo incluye el total del dinero invertido en (1) materia prima en inventario, (2) producto terminado en almacén y producto en elaboración, (3) cuentas por pagar, (4) dinero en caja y (5) cuentas por pagar.

## 5.6 Estimación de la inversión de capital

Existen diferentes maneras de hacer estimados de la inversión de capital, las cuales dependen principalmente del tipo de información del cual se disponga y del avance que se tenga del proyecto. En este caso se harán dos tipos de estimados. El primero es conocido como orden de magnitud el cual se basa en datos de una planta similar y su precisión varía en  $\pm 30\%$ .

El segundo tipo de estudio que se hará un estudio preliminar el cual esta basado en un bosquejo general de la planta y su precisión probable será de  $\pm 20\%$ .

Dado que no se dispone de los precios actuales de los equipos estos se obtendrán gráficamente (5) y se actualizarán mediante la aplicación de los índices de costos de Marshall y Swift (12) los cuales son publicados en cada ejemplar del Chemical Engineering.

Una vez estimado el capital total de inversión se hará una simulación del negocio en marcha para determinar mediante el valor presente neto y la tasa interna de recuperación la rentabilidad del proyecto.

\*\*\* EN DE N J008

El orden de magnitud de la inversión de capital necesaria para un proyecto se puede determinar mediante la fórmula(5):

$$\text{Inversión planta A} = \text{Inversión Planta B} \left( \frac{\text{Capacidad planta A}}{\text{Capacidad planta B}} \right)^{0.6}$$

Para el caso de la NFM se dispone de la siguiente información(11):

Tabla 5.1

Inversión Requerida Para una Planta Nueva de NFM

Capital fijo(\$M )	Rango considerado		
		\$1.60	a
Costo de producción (\$/LB)	\$1.46	a	\$1.01
Precio de venta 1988 (\$/LB)	\$2.39	a	\$1.42
VPN del proyecto al 14% (\$M)	\$3.7	a	\$8.7
Recuperación de la inv. (años)	4.09	a	2.28
Tiempo de vida del proyecto (años)			10
Capacidad máxima (TON/Año)	1400	a	5000

\$ en dolares

Para nuestra planta el orden de magnitud de la inversión es:

$$\begin{aligned} \text{Inversión} &= 1.6 \text{ \$M} * \left( \frac{500 \text{ (Ton/año)}}{1400 \text{ (Ton/año)}} \right)^{0.6} \\ &= 0.86 \text{ \$M} \end{aligned}$$

Como la inversión esta calculada para 1988 se corrije mediante la aplicación de los índices de costos de Swift y Marshall:

$$\begin{aligned}
 \text{Inversión 1990} &= \text{inversión original} \left( \frac{\text{índice de costos en el presente}}{\text{índice de costos en tiempo orig}} \right) \\
 &= 0.86 \text{ \$M} \left( \frac{915.1}{852.0} \right) \\
 &= 0.92 \text{ \$M} \pm 30\%
 \end{aligned}$$

### 5.8 Evaluación de la rentabilidad del proyecto

Para evaluar la rentabilidad del proyecto se hará primero una evaluación de la inversión total de este mediante un estudio preliminar. Este estudio esta basado en el costo de los equipos principales de la planta. Una vez determinados estos se aplican factores para determinar el costo de la instalación total y puesta en marcha de la planta. Para determinar la rentabilidad del proyecto se evaluarán el valor presente neto y la tasa interna de recuperación mediante una simulación económica del negocio en marcha. Finalmente se hará un estudio de sensibilidad para determinar que tan riesgosa es la inversión.

### 5.9 Costo de los equipos principales

Los costos de los equipos principales de proceso se obtuvieron de las gráficas presentadas los capítulos 13, 14 y 15 del libro Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5) los cuales fueron corregidos mediante la aplicación de los índices de costos de Marshall y Swift. A continuación se presenta una tabla con los costos del equipo principal.

Tabla 5.2

## COSTO ESTIMADO DEL EQUIPO DE LA UNIDAD DE PRODUCCION DE NFM

NOMBRE	DESCRIPCION	COSTO ESTIMADO \$ Dol.
TA-001	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ANILINA	\$8,041
TA-002	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE XILENO	\$8,041
TA-003	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H2SO4	\$4,825
TA-004	TANQUE SEPARADOR DE AGUA	\$1,608
TA-005 A/B	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HEXANO	\$9,650
MB-101	BOMBA DE ALIMENTACION DE ANILINA	\$1,238
MB-102	BOMBA DE ALIMENTACION DE XILENO	\$1,447
MB-103	BOMBA DE ALIMENTACION DE H2SO4	\$1,972
MB-104	BOMBA DE DESCARGA DEL REACTOR	\$2,026
MB-105	BOMBA DE DESCARGA DE CENTRIFUGA	\$1,061
MB-106	BOMBA DE DESCARGA DE DESTILADO	\$1,061
RA-301	REACTOR DE IMIDACION	\$17,691
CO-601	COLUMNA RECTIFICADORA	\$35,543
C-501	CENTRIFUGA	\$16,083
EX-401	CONDENSADOR DE XILENO	\$8,041
TOTAL		\$118,329



Tabla 5.3

COSTOS ANUALES DE MATERIA PRIMA

PRODUCTO	CANTIDAD (Ton/Año)	PRECIO (DOL/Ton)	TOTAL (DOL/Año)
Anilina	285.79	1,003.31	286,736
Anhidrido maléico	316.21	1,323.04	418,364
H2SO4	35.17	63.95	2,249
P-xileno	87.62	474.09	41,541
TOTAL			748,891
VENTAS	500	3,306.88	1,653,439

Tabla 5.4

COSTOS ANUALES DE SERVICIOS AUXILIARES

SERVICIO	CANTIDAD (TON,m <sup>3</sup> ,Kw-h/Año)	COSTO (Dol/(Ton,m <sup>3</sup> ,Kw-h))	TOTAL (Dol)
VAPOR 50# (Ton)	1,707.30	\$3.08	\$5,257.02
Agua de Enfriamiento (m <sup>3</sup> )	36,122	\$0.05	\$1,742.61
Electricidad (Kw-h)	6,904	\$0.13	\$6,903.73
TOTAL			\$13,903

## 5.10 ESTUDIO DE FACTIBILIDAD ECONOMICA DEL PROYECTO

Tabla 5.5  
INFORMACION GENERAL

Nombre del proyecto	NFM
Año que inicia la evaluación del proyecto	1993
Año que finaliza la evaluación del proyecto	2003
Número de meses antes del arranque del proyecto	18
Mercado total del producto (Ton/Año)	10000
Fracción del mercado a cubrir	5 %
Precio de venta del producto (DOL/Kg)	3.31
Indice de crecimiento de ventas por año (%)	0
Producción (Ton/Año)	500

El cálculo del capital fijo se hará en base al costo del equipo principal (E), el resto se obtendrá mediante un método modular en el cual se multiplica a E por un factor, el cual a sido obtenido en base a la proporción que guardan estos con el equipo principal en plantas similares.

Tabla 5.6  
CALCULO DEL CAPITAL FIJO

Costo del equipo principal (Dol)	118,329
Factor de tubería	0.32
Factor de concreto	0.09
Factor de acero	0.017
Factor de instrumentación	0.073
Factor eléctrico	0.083
Factor de aislamiento	0.034
Factor de pintura	0.006
Suma del factor equipo y material =	1.623
Factor de mano de obra directa	0.58
Suma de factor de labor =	0.58
Factor de contingencias y honorarios	0.18
Módulo de costo total =	3.483
Capital fijo total (Dol) =	412,139

Tabla 5.7  
CALCULO DEL CAPITAL DE TRABAJO

Costo mensual de materia prima(Dol)	62,407
Inventario de materia prima (meses)	0.25
Costo mensual de producto terminado	137,787
Inventario de producto terminado (meses)	1
Costo mensual de producto en proceso (Dol)	62,407
Inventario de producto en proceso (meses)	0.033
Cuentas por cobrar (dol) (30 días de p.t.)	137,787
Cuentas por pagar (dol) (30 días de M.P.)	62,407
Efectivo en caja (dol) (30 días de sueldos)	3,200
Capital de trabajo	356,662

### 5.10.1 CALCULO DE LA INVERSION TOTAL

La inversión total será igual a :

$$IT = Cf + Ct$$

Donde:

Cf = capital fijo (dol)

Ct = Capital de trabajo(dol)

It = inversión total (dol)

Capital fijo (Dol)	=	\$412,139
Capital de trabajo (Dol)	=	<u>\$356,662</u>
Inversión total en año 0 (Dol)	=	\$768,801

La evaluación del costo total de producción se hará en base al costo de la materia prima, mano de obra, costo de servicios e impuestos y el resto se obtendrá mediante la aplicación de factores que fueron obtenidos de manera similar a los obtenidos para el cálculo del capital fijo.

Tabla 5.8

#### Costos Anuales de Mano de Obra Directa

Personal	Cantidad	Salario (N\$/Mes)	Total (N\$/Año)
Obreros	8	450	43,200
Inq. de Proceso	2	3,000	72,000
Total			115,200

Tabla 5.9  
Costos anuales de producción

	Dol/Año
Costo de materia Prima (M.P)	748,891
Costo de mano de obra directa M.O.D	38,400
Costo de servicios	13,903
Impuestos locales	
Supervisión de operación = (0.15) (M.O.D)	7,020
Manten. y rep. = (0.06) (Cap.Fijo)	24,728
Suministros de operación = (Mant.y Rep.) (0.15)	3,709
Laboratorio = (M.O.D.) (0.2)	9,360
Regalías	
Depreciación = (Eq.Prin) (0.1)	11,832
Seguros = (Cap.fijo) (0.01)	4,121
Costos indirectos de planta = (M.O.D.+Superv.+Mant.) (0.6)	47,128
Gastos administrativos = (M.O.D) (0.5)	23,400
Total de Costos administrativos y manufactura (GMA)	940,892
Gastos de distribución y mercadeo = (GMA/0.9) (1-0.9)	104,543
Costos totales de producción (N\$/Año)	1,054,388
Costos totales de producción (N\$/Ton)	2,109

Una vez determinada la inversión total y los costos anuales de producción se elaboraron los estados proforma de resultados para los años de vida del proyecto.

ESTADOS DE RESULTADOS PROFORMA						
BALANCE GENERAL						
Valores en miles de dólares						
AÑO	1993	1994	1995	1996	1997	1998
Activo circulante						
Efectivo	\$235	\$374	\$747	\$1,126	\$1,512	\$1,904
Cuentas por cobrar	\$0	\$138	\$141	\$143	\$146	\$149
Inventarios	\$0	\$156	\$159	\$163	\$166	\$169
Activo circulante total	\$235	\$668	\$1,047	\$1,432	\$1,823	\$2,222
Activo fijo						
Terreno	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Maquinaria y equipo de depreciación	\$412	\$412	\$412	\$412	\$412	\$412
depreciación	\$0	(\$41)	(\$82)	(\$124)	(\$165)	(\$206)
Activo fijo total	\$412	\$371	\$330	\$289	\$247	\$206
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>\$647</b>	<b>\$1,039</b>	<b>\$1,376</b>	<b>\$1,720</b>	<b>\$2,071</b>	<b>\$2,428</b>
Pasivo Circulante						
Cuentas por pagar	\$0	\$62	\$64	\$65	\$66	\$67
Pasivo a largo plazo						
Préstamo bancario	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Intereses por pagar						
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>\$0</b>	<b>\$62</b>	<b>\$64</b>	<b>\$65</b>	<b>\$66</b>	<b>\$67</b>
Capital Social	\$647	\$647	\$647	\$647	\$647	\$647
Superavit		\$0	\$329	\$666	\$1,008	\$1,357
Utilidad del ejercicio		\$329	\$336	\$343	\$349	\$356
<b>CAPITAL TOTAL</b>	<b>\$647</b>	<b>\$977</b>	<b>\$1,313</b>	<b>\$1,655</b>	<b>\$2,005</b>	<b>\$2,360</b>
Suma pasivo y capital	\$647	\$1,039	\$1,376	\$1,720	\$2,071	\$2,428

ESTADO DE RESULTADOS						
	1993	1994	1995	1996	1997	1998
Ventas Netas		\$1,653	\$1,687	\$1,720	\$1,753	\$1,786
Costo total de Prod.		\$1,054	\$1,075	\$1,097	\$1,118	\$1,139
<b>UTIL. ANTES DE IMP.</b>		<b>\$599</b>	<b>\$611</b>	<b>\$623</b>	<b>\$635</b>	<b>\$647</b>
Impuestos		\$210	\$214	\$218	\$222	\$226
Reparto de utilidades		\$60	\$61	\$62	\$63	\$65
<b>UTILIDAD NETA</b>		<b>\$329</b>	<b>\$336</b>	<b>\$343</b>	<b>\$349</b>	<b>\$356</b>

Índice de crecimiento sobre ventas = 2%

ESTADOS DE RESULTADOS PROFORMA					
BALANCE GENERAL		Valores en miles de dólares			
AÑO	1999	2000	2001	2002	2003
<b>Activo circulante</b>					
Efectivo	\$2,303	\$2,709	\$3,121	\$3,540	\$3,965
Cuentas por cobrar	\$152	\$154	\$157	\$160	\$163
Inventarios	\$172	\$175	\$178	\$181	\$184
<b>Activo circulante total</b>	<b>\$2,627</b>	<b>\$3,038</b>	<b>\$3,456</b>	<b>\$3,881</b>	<b>\$4,312</b>
<b>Activo fijo</b>					
Terreno	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Maquinaria y equipo	\$412	\$412	\$412	\$412	\$412
depreciación	(\$247)	(\$289)	(\$330)	(\$371)	(\$412)
<b>Activo fijo total</b>	<b>\$165</b>	<b>\$124</b>	<b>\$82</b>	<b>\$41</b>	<b>\$0</b>
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>\$2,791</b>	<b>\$3,162</b>	<b>\$3,539</b>	<b>\$3,922</b>	<b>\$4,312</b>
<b>Pasivo Circulante</b>					
Cuentas por pagar	\$69	\$70	\$71	\$72	\$74
<b>Pasivo a largo plazo</b>					
Préstamo bancario	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Intereses por pagar					
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>\$69</b>	<b>\$70</b>	<b>\$71</b>	<b>\$72</b>	<b>\$74</b>
<b>Capital Social</b>					
Capital Social	\$647	\$647	\$647	\$647	\$647
Superavit	\$1,713	\$2,076	\$2,445	\$2,820	\$3,203
Utilidad del ejercicio	\$362	\$369	\$376	\$382	\$389
<b>CAPITAL TOTAL</b>	<b>\$2,723</b>	<b>\$3,092</b>	<b>\$3,467</b>	<b>\$3,850</b>	<b>\$4,238</b>
<b>Suma pasivo y capital</b>	<b>\$2,791</b>	<b>\$3,162</b>	<b>\$3,539</b>	<b>\$3,922</b>	<b>\$4,312</b>

ESTADO DE RESULTADOS					
	1999	2000	2001	2002	2003
Ventas Netas	\$1,819	\$1,852	\$1,885	\$1,918	\$1,951
Costo total de Prod.	\$1,160	\$1,181	\$1,202	\$1,223	\$1,244
<b>UTILANTES DE IMP.</b>	<b>\$659</b>	<b>\$671</b>	<b>\$683</b>	<b>\$695</b>	<b>\$707</b>
Impuestos	\$231	\$235	\$239	\$243	\$247
Reparto de utilidades	\$66	\$67	\$68	\$69	\$71
<b>UTILIDAD NETA</b>	<b>\$362</b>	<b>\$369</b>	<b>\$376</b>	<b>\$382</b>	<b>\$389</b>

Valor Presente Neto de la Inversión					
Valores en miles de dol.					
				Tasa =	0.2
Año	Flujo de Capital Estimado	Factor de Descuento	Valor Presente	Valor Presente Acumulado	
0	(\$647)			(\$647)	
1	\$288	0.83	\$240	(\$407)	
2	\$295	0.69	\$205	(\$202)	
3	\$302	0.58	\$175	(\$27)	
4	\$308	0.48	\$149	\$121	
5	\$315	0.40	\$127	\$248	
6	\$321	0.33	\$108	\$356	
7	\$328	0.28	\$92	\$447	
8	\$335	0.23	\$78	\$525	
9	\$341	0.19	\$66	\$591	
10	\$348	0.16	\$56	\$647	

Valor Presente Neto/Inversión inicial =

1.00

El valor presente neto del proyecto es de \$647 mil dolares, esta cantidad representa el dinero que recibiríamos si pudiéramos tener en este momento el dinero generado por el proyecto en 10 años. En la gráfica 5.1 se observa que la inversión inicial es recuperada en aproximadamente 3 años.

Tasa Interna de Recuperación =

45%

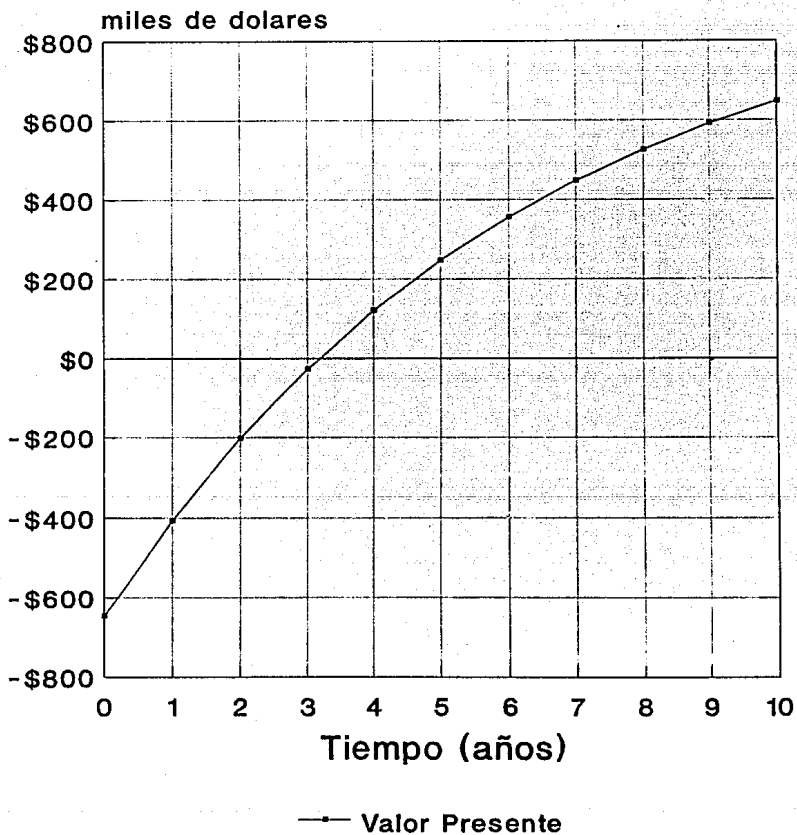
La tasa interna de recuperación es de 45 % y esta cantidad representa el máximo interes al que podemos pedir prestado dinero para financiar el proyecto.

Para tener una perspectiva mas amplia del proyecto se elaboró un análisis de sensibilidad sobre la inversión. (5)

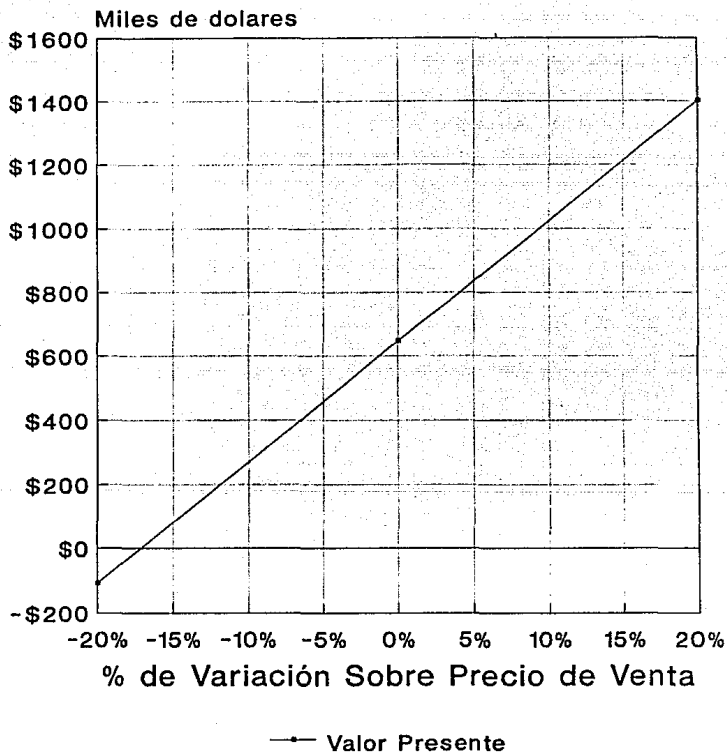
En la gráfica 5.2 se observa que el proyecto es muy sensible al precio de venta de la NFM pues una disminución aproximada del 20% puede originar que se tengan pérdidas en la inversión. Esto se debe a que se trata de un producto de poco volumen de venta y de un precio elevado por lo que cualquier variación en su precio o en el mercado trae consigo cambios importantes en el panorama económico del proyecto. En la gráfica 5.3 se observa en cambio que el proyecto es poco sensible al precio de la materia prima ya que aunque se incrementa un 20% siguen existiendo ganancias, esto se debe a que el valor del producto depende mas de la tecnología que hay detrás de él para producirlo, que del valor de las materias primas.



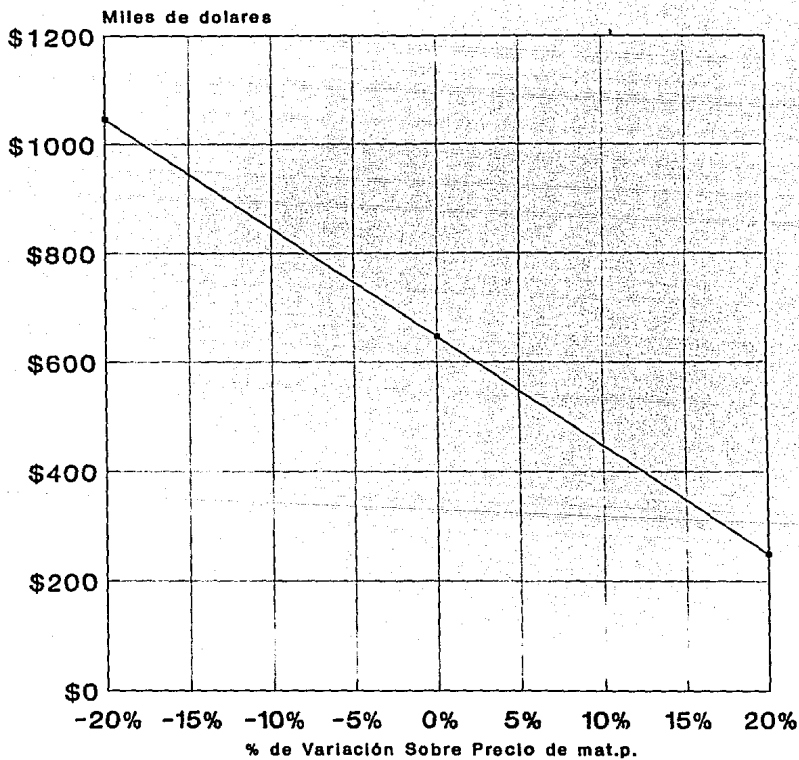
**Gráfica 5.1**  
**Recuperación de la Inversión**



**Gráfica 5.2**  
Análisis de Sensibilidad 1



**Gráfica 5.3**  
Análisis de Sensibilidad 2



—•— Valor Presente

## CAPITULO VI

### 6.1 CONCLUSIONES

Existe un mercado prometedor para las aleaciones de polímeros y dentro de este mercado la NFM juega un papel importante.

La deshidratación del ácido maleánico utilizando  $H_2SO_4$  como catalizador y p-xileno como disolvente puede servir de base para obtener un proceso rentable y limpio con el que se pueden obtener rendimientos superiores al 95%.

La cinética y el desempeño de la reacción dependen principalmente de la agitación del reactor, de la concentración de reactivos y de la cantidad de catalizador.

El VPN del proyecto es de \$647 mil dólares, se trata de una inversión sensible al precio del producto y poco sensible al precio de las materias primas. El tiempo de recuperación de la inversión es de aproximadamente 3 años.

## 6.2 RECOMENDACIONES

Se recomienda hacer un estudio profundo del mercado potencial de la NFM tanto en México como en el extranjero.

Los primeros lotes de NFM pueden ser obtenidos mediante su maquila en plantas con condiciones similares a las indicadas en el diagrama de flujo del proceso tomando en cuenta a los factores que afectan a la reacción.

## APENDICE A

### A.1 SIMBOLOS EMPLEADOS

NFM = n-fenilmaleimida

RPM = Revoluciones por minuto

Da = Diámetro del propulsor (m)

N = Velocidad rotacional del propulsor (rev/seg)

$\rho$  = Densidad del fluido ( $\text{Kg/m}^3$ )

$\mu$  = Viscosidad del fluido ( $\text{Kg/seg.m}$ )

Rea = Número de Reynolds para la agitación

X = Moles de anhídrido maléico

Y = Moles de anilina

Z = Moles de  $\text{H}_2\text{SO}_4$

R.1 = Matraz de 500 ml

R.2 = Matraz de 1000 ml

k = Constante de la ecuación cinética ( $\text{mol/l.min}$ )

b = Constante de la ecuación cinética ( $\text{mol/l}$ )

r = Desviación lineal

Q = Carga térmica ( $\text{kcal/Kmol}$ )

cp = Capacidad calorífica ( $\text{Kcal/Kmol.K}$ )

m = masa ( $\text{kmol}$ )

Hvap = Calor de vaporización ( $\text{Kcal/Kmol}$ )

G = Gasto volumétrico ( $\text{l/min}$ )

xw = Fracción mol de n-hexano en el líquido

**xd** = Fracción mol de n-hexano en el destilado  
**th** = Tiempo de destilado  
**C** = ciclo  
**Sj** = Ventas totales de Producto (\$)  
**Co** = Costos actuales de Producción (\$)  
**d** = Depreciación (\$)  
**E** = Costo del equipo principal (\$)  
**Cf** = Capital fijo (dólares)  
**Ct** = Capital de Trabajo (dólares)  
**It** = Inversión total (dólares)  
**VPN** = Valor presente neto de la inversión (dólares)  
**IRR** = Tasa interna de recuperación (%)

## **A.2 INDICE DE FIGURAS**

<b>1.1 Compatibilización de Polímeros</b>	<b>3</b>
<b>1.2 Estructura de la NFM</b>	<b>4</b>
<b>1.3 Procesamiento Reactivo</b>	<b>5</b>
<b>1.4 Diseño de Polímeros</b>	<b>6</b>
<b>1.5 Fase de Investigación Básica</b>	<b>7</b>
<b>1.6 Fase de Desarrollo</b>	<b>8</b>
<b>2.1 Equipo de Reacción Escala 1</b>	<b>19</b>
<b>2.2 Equipo de Reacción Escala 2</b>	<b>20</b>
<b>4.1 Diagrama de Bloques Para la Producción de la NFM</b>	<b>34</b>
<b>4.2 Mercado de Plásticos de Ingeniería</b>	<b>47</b>
<b>5.1 Flujo de Capital</b>	<b>84</b>
<b>5.2 Gráfica de Flujo Acumulativo de Capital</b>	<b>85</b>



### A.3 INDICE DE GRAFICAS

4.1 Efecto de la Agitación en la Cinética	39
4.2 Efecto de la Concentración en la Cinética	42
4.3 Influencia de X/(Y-Z) en la Reacción	43
4.4 Efecto del Escalamiento en la Cinética	44
4.5 Cinética de la Reacción de NFM	45
4.6 Diagrama x-y para p-xileno-n-hexano a 586 mmHg	59
4.7 Ejemplo de Solución por el Método de McCabe- Thiel	61
5.1 Recuperación de la Inversión	100
5.2 Análisis de Sensibilidad 1	101
5.3 Análisis de Sensibilidad 2	102

#### A.4 INDICE DE TABLAS

2.1 Comparación de las Diferentes Rutas Químicas Estudiadas en Laboratorio	15
2.2 Reactivos Empleados Para Cada Ruta Química	18
2.3 Diseño de Experimentos Ruta Química A	22
2.4 Resultados Experimentales Ruta Química A	22
2.5 Diseño de Experimentos Ruta Química B	23
2.6 Resultados Experimentales Ruta Química B	24
2.7 Resultados Experimentales Ruta Química D	25
2.8 Resultados Experimentales Ruta Química C	27
3.1 Parámetros de Proceso	30
3.2 Comparación de Parámetros de Proceso	31
3.3 Costos de Materia Prima	32
3.4 Costos de Materia Prima por lb de NFM	32
3.5 Comparación de Costos Entre Diferentes Procesos	33
5.1 Inversión Requerida Para una Planta Nueva de NFM	89
5.2 Costo Estimado del Equipo de la Unidad de Producción de NFM	91
5.3 Costos Anuales de Materia Prima	92
5.4 Costos Anuales de Servicios Auxiliares	92
5.5 Información General	93
5.6 Cálculo del Capital Fijo	94

<b>5.7 Cálculo del Capital de Trabajo</b>	<b>94</b>
<b>5.8 Costos Anuales de Mano de Obra Directa</b>	<b>95</b>
<b>5.8 Costos Anuales de Producción</b>	<b>96</b>

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Comisión Petroquímica Mexicana. Plásticos de Ingeniería  
México, Ed. SEMIP.
- 2.- ISLAS, Galindez J.A. Estudio Técnico Económico Para la  
Producción de n-fenilmaleimida. Tesis F.Q. 1992.
- 3.- Chemical Prices, *Chemical Marketing Reporter*. Nov. 1992  
pp 24 - 32
- 4.- RIED, R.C. The Properties of Gases and Liquids.  
New York, Ed. McGraw-Hill
- 5.- PETERS, M.S. Plant Design and Economics for Chemical  
Engineers. New York, Ed. McGraw-Hill 1986.
- 6.- HENLEY, E.J. Operaciones de Separación por Etapas de  
Equilibrio en Ingeniería Química. México, Ed. Reverté  
1988.
- 7.- LUDWIG, E.E. Applied Process Design For Chemical and  
Petrochemical Plants. 2ed, Huston Texas, Ed. Gulf  
Pub., 1977, Vol. 1
- 8.- Perry, R.H. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6 ed, New  
York, McGraw-Hill, 1986.
- 9.- KERN, D.Q. Procesos de Transferencia de Calor. México,  
Ed. CECSA, 1989.
- 10.- HOLLAND, F.A. Flujo de Fluidos. Buenos Aires, Ed.  
Geminis, 1980.
- 11.- n-fenilmaleimida, Reporte Técnico, Nippon Shokubai Kagaku  
Kogyo Co., Ltd. Octubre 27 1987.
- 12.- Economic Indicators. *Chemical Engineering*, March 1991, p  
282.

- 13.- JOHNSTONE Pilot Plants, Models, and Scale-up Methods in Chemical Engineering, New York, McGraw-Hill, 1986.
- 14.- KIRK, Othmer Enciclopedia of Chemical Technology, 3 ed, Vol 15, p 604.
- 15.- Engineering Plastics. *Chemical Engineering*, December 1991, p 47.
- 16.- Forecasting for Sales and Production *Chemical Engineering*, May 1973, p 126.
- 17.- Forecast: The CPI And You. *Chemical Engineering*, January 1970, p 80.
- 18.- Avoiding Pitfalls in Developing a Mayor Capital Project. *Chemical Engineering*, August 1971, p 103.
- 19.- Forecasting for the Chemical Process Industries. *Chemical Engineering*, December 1971, p 55.
- 20.- Estimating Marketing Costs. *Chemical Engineering*, May 1971, p116.