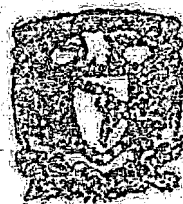


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química



EXAMENES PROFESIONALES  
ING. DE QUÍMICA

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA INSTALACION  
DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE FORMALDEHIDO

TESIS PROFESIONAL

INGENIERO QUIMICO

RAUL ENRIQUE SCORZA ROJAS

México, D. F.

1983



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

# I N D I C E

	PAGINA
<b>CAPITULO 1. INTRODUCCION</b>	
I. Objetivos	1
II. Alcance	1
III. Importancia	3
<b>CAPITULO 2. GENERALIDADES</b>	
I. Definición	5
II. Historia	8
III. Propiedades físicas y químicas	13
IV. Usos y Aplicaciones	25
<b>CAPITULO 3. ESTUDIO DE MERCADO</b>	
I. Situación del Formaldehído	26
II. Producción	27
III. Consumo	30
IV. Demanda Futura	37
V. Perspectivas del Mercado	44
<b>CAPITULO 4. SELECCION DEL PROCESO Y CAPACIDAD DE PRODUCCION</b>	
I. Tecnología	46
II. Capacidad	60
<b>CAPITULO 5. INGENIERIA BASICA PRELIMINAR</b>	
I. Bases de Diseño	64
II. Balance de Materia y Energía	66
III. Dimensionamiento Equipo Mayor	94

CAPITULO 6. ESTIMACION DE COSTOS

I. Estimación de la Inversión	118
II. Costos de Producción	122

CAPITULO 7. EVALUACION ECONOMICA

I. Premisas de Evaluación	134
II. Metodos de Evaluación	136
III. Estado de Resultados	141
IV. Balance General	145
V. Flujo de Efectivo	148

CAPITULO 8. CONCLUSIONES

I. Conclusiones	151
-----------------	-----

BIBLIOGRAFIA

APENDICE I. Diagramas de Flujo del Proceso de Producción de Formaldehído con algunas tecnologías existentes.

APENDICE II. Información Base/Sistema de Evaluación.

## INDICE DE DIAGRAMAS Y TABLAS.

DIAGRAMAS:	PAGINA
Diagrama 1. Contenido Básico del Estudio de Factibilidad.	7
Diagrama 2. Diagrama de Flujo	93
Diagrama 3. Representación esquemática del Convertidor	105
Cuadro 3.1 Factores Insumo/Producto. Formaldehído/ Derivados.	41
Cuadro 3.2 Balance Oferta/Demanda del Formaldehído	45
Cuadro 6.1 Inversión Total	123
TABLAS:	
Tabla 2.1 Propiedades Físicas del Formaldehído	14
Tabla 2.2 Propiedades Físicas de Soluciones del Formaldehído	15
Tabla 3.1 Producción del Formaldehído en México	29
Tabla 3.2 Producción y Consumo Aparente de Formaldehído	31
Tabla 3.3 Importaciones de Formaldehído y sus derivados	32
Tabla 3.4 Producción y Consumo Aparente de Resinas Formálicas	34
Tabla 3.5 Producción y Consumo Aparente de Hexametilentetramina y Pentaeritritol	35
Tabla 3.6 Ecuaciones de Regresión para proyección de Mercado	38
Tabla 3.7 Proyección de la Demanda de Formaldehído	39
Tabla 3.8 Proyección de la Demanda Productos derivados del Formaldehído	40
Tabla 3.9 Consumo de Formaldehído determinado por producto	42
Tabla 3.10 Resumen Proyección de la Demanda de Formaldehído	43
Tabla 4.1 Información Comparativa de Catalizadores	52
Tabla 4.2 Inversión requerida para producir Formaldehído usando procesos catalizados por óxidos y por plata.	55

Tabla 4.3	Costos Comparativos de Operación en la Producción de Formaldehído	57
Tabla 4.4	Datos Comparativos para Procesos de Producción de Formaldehído	58
Tabla 5.1	Reacciones Químicas en el Proceso de Obtención de Formaldehído	70
Tabla 5.2	Balance de Materia en el Convertidor	72
Tabla 6.1	Estimación de Inversiones en Activos	89
Tabla 6.2	Costos Variables de Producción	94
Tabla 6.3	Costos de Producción del Formaldehído	97
Tabla 6.4	Premisas y Factores de Escalación de Costos	129
Tabla 6.5	Integración del Costo de Manufactura y de Venta	131
Tabla 7.1	Estado de Resultados	143/144
Tabla 7.2	Balance Proforma	146/147
Tabla 7.3	Flujo de Efectivo del Proyecto	149/150
Tabla 8.1	Estado de Resultados incluyendo Financiamiento	154/155
Tabla 8.2	Balance Proforma	156/157
Tabla 8.3	Flujo de Efectivo del Proyecto	158/159

#### GRAFICAS

Gráfica 4.1	Costos de Operación VS Capacidad de Producción de Formaldehído	62
Gráfica 4.2	Inversión en Equipo VS Capacidad de Producción de Formaldehído	63

CAPITULO I

INTRODUCCION

## I. OBJETIVO.

La presente tesis tiene por objeto realizar un estudio de factibilidad o de viabilidad técnico económica de un proyecto de inversión para la producción de FORMALDEHIDO, de acuerdo al mercado e insumos disponibles en México.

Dicho estudio pretende contener la información necesaria y suficiente para valuar la conveniencia de construir una planta de formaldehído y permita disponer de los elementos necesarios para tomar una decisión de inversión.

## II. ALCANCE.

En este trabajo se propone determinar si la alternativa propuesta se justifica económicamente, cuantificando en términos financieros su conveniencia; pretendiendo hacer el mejor uso de los recursos disponibles en el país, para maximizar los beneficios del proyecto.

Para conocer la demanda de formaldehído en nuestro país, se realizó el estudio de mercado en base a las principales aplicaciones de éste; Resinas Sintéticas



como: Resinas Urea Formaldehído, Melamina Formaldehído y Fenol Formaldehído, Hexametilentetramina y Pentaeritritol, existiendo otras aplicaciones, cuyo volumen no es significativo en la demanda.

### III. IMPORTANCIA.

La realización de este tipo de estudios y análisis de factibilidad representa una herramienta imprescindible para la toma de decisiones, facilita la formulación y justificación de proyectos de inversión y garantiza la sana operación financiera de una empresa.

Finalmente beneficia el desarrollo planeado de la Industria y en particular el de la Industria Química Mexicana.

El Formaldehído es un producto petroquímico colocado al inicio de la cadena de productos petroquímicos secundarios, considerándose como una materia prima básica. Es uno de los principales insumos en la fabricación de resinas sintéticas, segmento que contribuyó en 1980 con el 10% aproximadamente al valor total de la producción de la Industria Química, con el 12% de la inversión fija bruta total del sector.

Este segmento ha mostrado un gran dinamismo debido a la activación de los sectores relacionados directamente con el de resinas, como la industria de construcción y de manufacturas plásticas.

El impulso a proyectos como el propuesto, pretende

consolidar el desarrollo de la industria Química en beneficio de la economía del país.

CAPITULO 2

GENERALIDADES

## I. DEFINICION

El estudio de factibilidad (o de viabilidad técnico-económica) es una investigación que abarca todos los datos e informaciones relevantes para un proyecto de inversión. Estos datos e informaciones son ordenados y presentados en forma sistemática, y adecuada para facilitar una decisión en cuanto a la implementación técnica y económica del proyecto.

El estudio de factibilidad tiene por objeto o propósito, servir como instrumento para tomar decisiones acerca de una inversión, enfocándose básicamente a la factibilidad técnica-económica, por lo que no debe anticiparse ninguna acción que deba seguirse después de haberse tomado la decisión de inversión.

En el estudio de factibilidad se pueden establecer previamente, determinados objetivos como:

- Alcanzar un cierto nivel de utilidad.
- Lograr un cierto volumen de producción o de ventas.
- Obtener un margen de utilidad sobre ventas específico.
- Tener una determinada rentabilidad sobre ventas.

- Incrementar, mantener o penetrar en el mercado en cierto porcentaje.
- Recuperar la inversión en determinado tiempo.

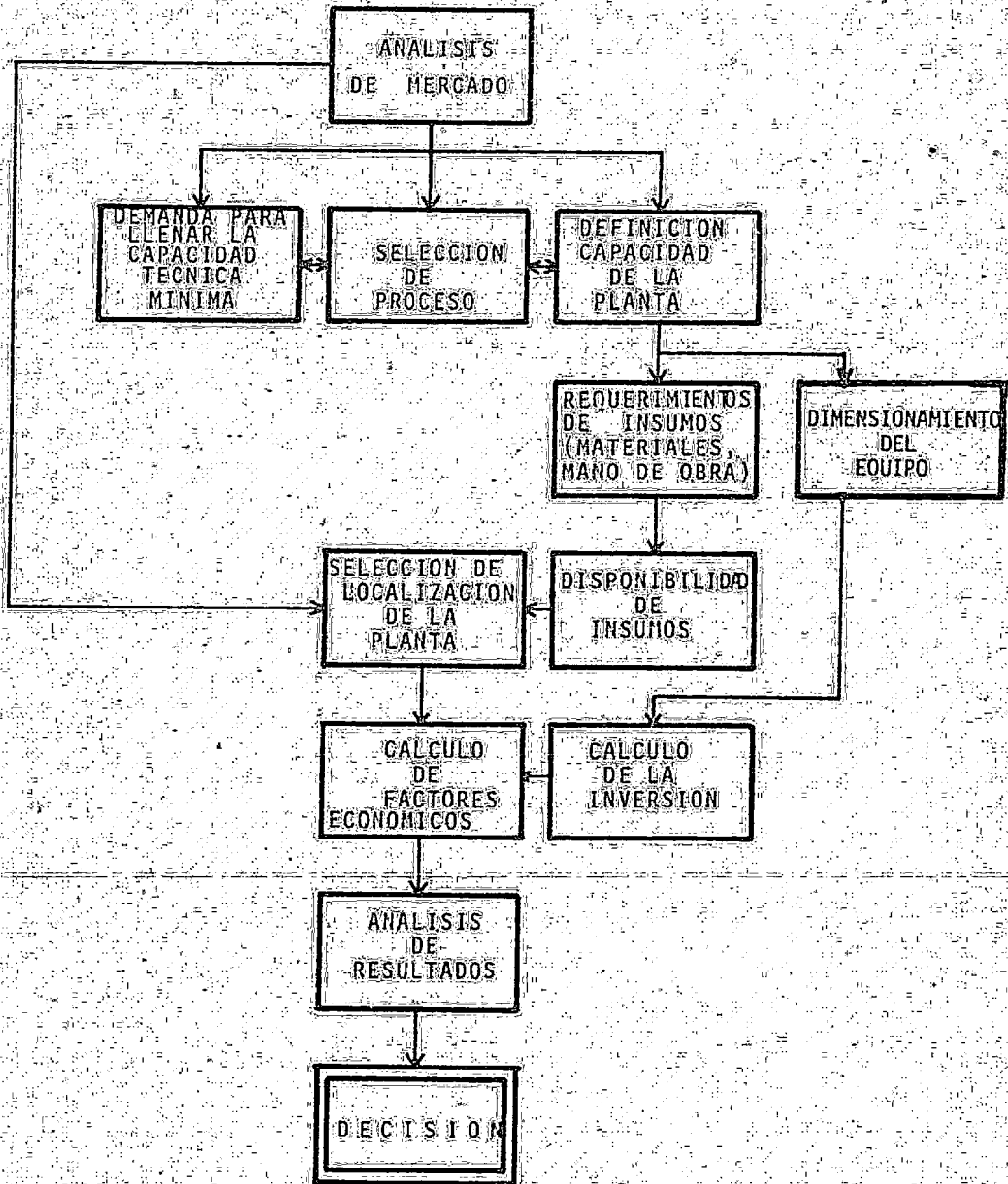
Dichos objetivos deben ser:

- Cuantificables
- Medibles
- No conflictivos entre sí.

En el siguiente digrama se muestra la secuencia lógica de la investigación y retroalimentación de la información entre los diferentes elementos del presente estudio de factibilidad.

DIAGRAMA I

CONTENIDO BASICO DEL ESTUDIO DE FACTIBILIDAD



## II. HISTORIA.

El formaldehído se obtuvo por primera vez en 1859, por A. Mihailovich Buchlenov en forma accidental, al pretender la síntesis del metilen-glicol, mediante la hidrólisis del acetato de metileno, especificando sus propiedades sin llegar a identificarlo totalmente.

En 1868 Augusto Wilhelm Von Hofmann produce por primera vez el formaldehído, mediante una mezcla de aire y vapores de metanol obtenido por el paso de aire a través de un recipiente conteniendo metanol líquido, pasando la mezcla a un recipiente en presencia de una esponja de platino caliente. Posteriormente Tollens, modifica la relación de aire y vapor de metanol, encontrando un efecto directo en la producción de formaldehído.

Estos criterios fueron más tarde aplicados por Loew; en su método reemplaza el platino por cobre. Loew pasa una corriente de aire seco a través de metanol líquido (  $18^{\circ}\text{C}$  ), pasando la mezcla resultante a un cilindro de cobre, calentándolo lentamente; la corriente de gases después de la reacción se absorbió en agua, produciendo soluciones de 15 a 20% de formaldehído.



En 1889, Francia y Alemania conceden a August Trillot la primera patente para la fabricación de formaldehído, en este proceso el metanol se esprea a un extremo abierto de un tubo de cobre caliente, empacado externamente con coque; estos procesos no tuvieron un empleo comercial.

Simultáneamente, la firma Mercklin and Losekan, comenzó la producción comercial del formaldehído, la cual fue promovida por nuevas aplicaciones de éste, como la obtención de paraformaldehído y hexametilentetramina, así como su uso como desinfectante y su aplicación para síntesis de productos medicinales y tintes.

En 1895 otras compañías como Verein für Chemische Industrie, en Alemania, Dr. Sibery y Konstanzer Holzuerkohlung Industrie A. G. en Suiza, iniciaron la producción de formaldehído en escala comercial.

Las investigaciones a nivel industrial se iniciaron en 1898 por la firma de H. Blank, las cuales se desarrollaron en un periodo largo, cubriendo la investigación de catalizadores, temperaturas de operación, tiempos de reacción y absorción del producto.

En 1910, O. Blank patentó el uso de un catalizador de plata en Alemania. Un año más tarde Le Blanc y Plaschke reportaron rendimientos más altos de formaldehído, usando catalizadores de plata como sustitutos de los de cobre.

La producción comercial de formaldehído en E.U. se inició a partir de 1901, utilizando inicialmente catalizador de plata. A partir de esta época las innovaciones de proceso se centraron básicamente a las mejoras de equipo, así como desarrollo de catalizadores más eficientes y sistemas más adecuados de control de proceso.

En 1945 se inicia la producción de formaldehído usando como catalizador, óxidos metálicos. Los catalizadores patentados para este tipo de proceso incluyen óxidos de vanadio, mezclas de sales u óxidos de vanadio con otros óxidos metálicos, mezclas de óxidos de hierro-molibdeno y mezclas de óxidos tungsteno-molibdeno.

En el período comprendido entre los años de 1920-1930 en E.U. se desarrollaron procesos industriales con objeto de aprovechar hidrocarburos ligeros (propano, butano) productos de desperdicio en la industria de la gasolina, por oxidación de éstos, obteniéndose como productos acetaldehído, formaldehído, ácido acético metanol, etanol.

En 1926 en E. U. se desarrolló un proceso de oxidación de gas natural a elevadas presiones y temperaturas en presencia de catalizador (fosfato de aluminio mezclado con óxidos metálicos), siendo los productos metanol 30 a 34%, formaldehído 20-23%, acetaldehído 5-7%, restos de acetona, alcoholes superiores y agua.

Estos procesos, así como otros desarrollados a partir de la oxidación de hidrocarburos, fueron abandonados por la dificultad que representaba la separación de los diferentes componentes que integraban la mezcla, ya que implicaba operaciones como fraccionamiento, destilación azeotrópica, destilación al vacío, evaporación, extracción líquido-líquido, intercambio iónico, filtración y adsorción, que los hicieron económicamente incosteables.

En 1943 Celanese Corporation, inicia la producción de acetaldehído, formaldehído y metanol, a partir de la oxidación de hidrocarburos, básicamente propano y butano; para este proceso el % de formaldehído obtenido fue de 15%, 20% de acetaldehído, 7% de acetona, 20% de metanol y 12% de ácidos orgánicos.

Por último, alrededor de 1960 se desarrolló en Japón un proceso industrial de oxidación de eter metílico en presencia de trióxido de tungsteno, obteniéndose un rendimiento del 70 al 80% de formaldehído, con subproductos de CO, CO<sub>2</sub> y un bajo porcentaje de ácido fórmico.

### III. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS.

#### A. Propiedades Físicas.

El formaldehído conocido también comunmente como formol, formalina, óxido de metileno, oximetano, metanal, aldehído fórmico o aldehído metílico, tiene las siguientes propiedades y características:

TABLA 2.1

## PROPIEDADES FÍSICAS DEL FORMALDEHIDO

<u>ESTADO FÍSICO</u>	<u>GAS</u>	<u>SOLUCION AGUA</u>
	100% formaldehído (no aprovechable comercialmente)	30 a 55% en peso
Límites de explosividad	7.0-7.3% en vol. en aire	Vapor puede ser flamable
Punto de ebullición	-19.5°C (3°F)	
Punto de flasheo (37% formaldehído conteniendo 15% metanol)		50°C (122°F)
Temperatura de autoignición	430°C (806°F)	
Color	Incoloro	Incoloro
Olor	Picante e irritante	Intolerable a altas concentraciones
Reactividad	Reacciones con fenol, usualmente exotérmica	
Gravedad específica	0.315	Varía
Densidad de vapor (aire = 1)	1.075	1.03 aproximadamente
Límite Treshold *	5 ppm	

\* Concentración máxima promedio en la atmósfera, para una jornada de 8 hrs. sin perjuicios para la salud.

TABLA 2.2

PROPIEDADES FÍSICAS DE SOLUCIONES DE FORMALDEHIDO AL 37 Y 44%

<u>SOLUCIÓN DE FORMALDEHIDO</u>	<u>CONTENIDO DE METANOL (% PESO)</u>	<u>GR. ESP. A 25°/25°C H<sub>2</sub>O=1</u>	<u>PUNTO DE FLASHEO</u>	<u>PUNTO DE EBULLICIÓN</u>	<u>TEMP. MINIMA DE ALMACENAMIENTO *</u>
37%	0.05	1.111	85°C(185°F)	101°C(214°F)	28°C (83°F)
	6.0	1.098	72°C( 62°F)	97°C(207°F)	16°C (62°F)
	10.0	1.088	64°C(147°F)		7°C (45°F)
	12.0	1.083	60°C(140°F)		2°C (36°F)
	15.0	1.075	56°C(122°F)		-2°C (29°F)
44%	0-1	1.134-1.132			50°C (122°F)

\* Para prevenir la precipitación del polímero.

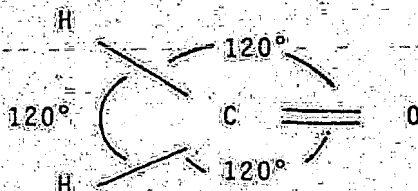
## TOXICIDAD.

El formaldehído es altamente tóxico por inhalación y por ingestión. Los vapores son altamente irritantes a los ojos y vías respiratorias. El líquido es irritante a la piel y puede causar severas quemaduras en los ojos.

El manejo de formaldehído ofrece dificultades, por estas razones, es necesario tener todas las precauciones debidas (uso de equipo de protección, guantes, gafas o mascarilla, etc.), y establecer normas de seguridad para su manejo.

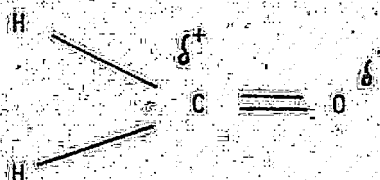
## B. Propiedades Químicas.

El formaldehído cuya fórmula semi-condensada es  $\text{CH}_2\text{O}$ , es el primer compuesto de los aldehídos (referidos también como compuestos carbonilo), cuya estructura cae en un plano, estando  $120^\circ$  separados los otros átomos unidos al carbón.





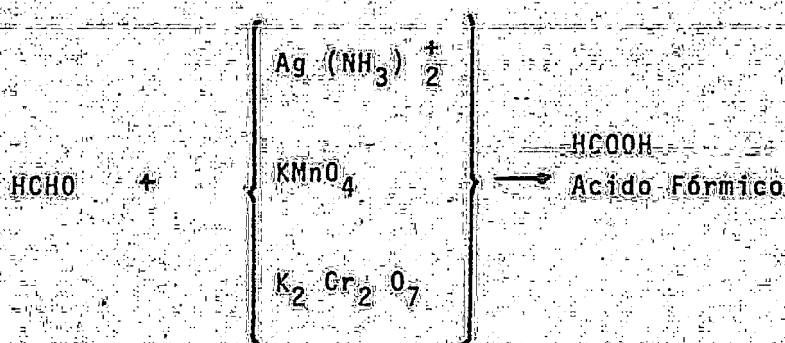
Los electrones de la doble unión del carbonilo, mantienen juntos átomos de diferente electronegatividad, y cuyos electrones no están uniformemente repartidos teniendo grandes momentos dipolos; siendo la polaridad de la molécula:



lo cual la hace altamente polar, favoreciendo además la reactividad de la molécula por adición nucleofílica. (Reacción característica de los aldehídos).

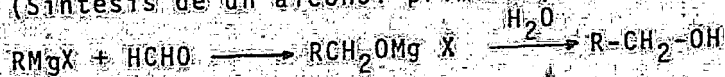
### 1. Reacciones del Formaldehído.

#### (1) Oxidación.

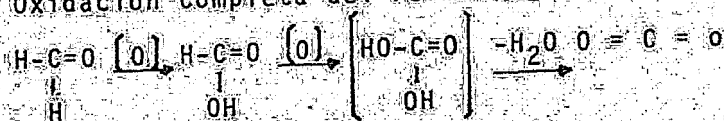


(2) Reacción de Grignard.

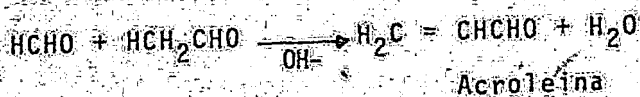
(Síntesis de un alcohol primario).



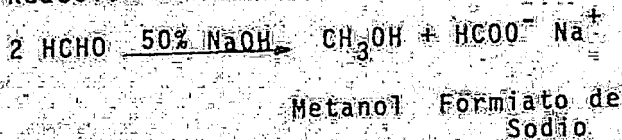
(3) Oxidación Completa del Formaldehído.



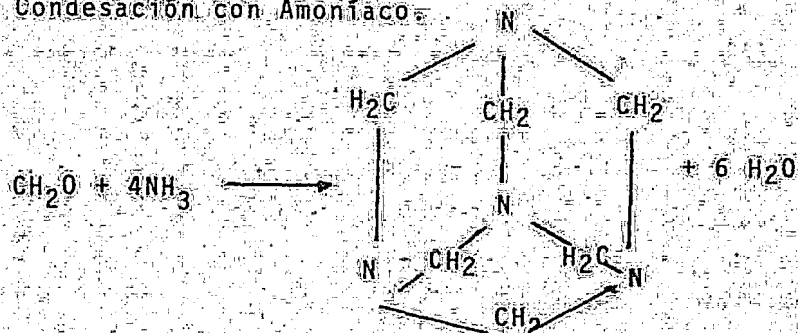
(4) Condensación Aldol.



(5) Reacción de Cannizaro.



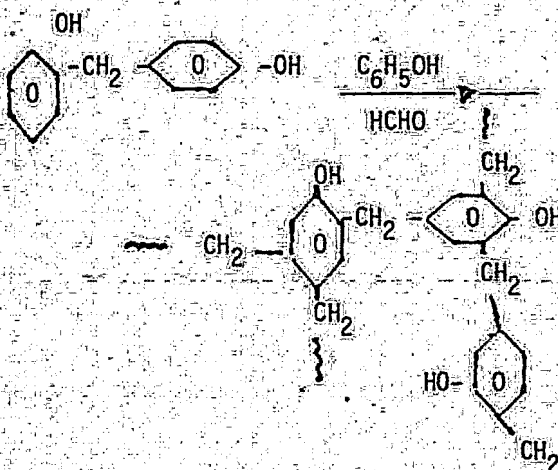
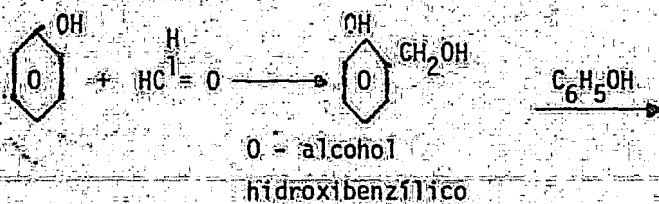
## (6) Condensación con Amoníaco



## (7) Adición de alcoholes (formación de acetales).



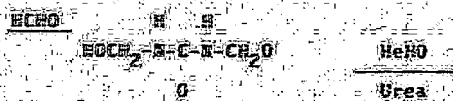
## (8) Con Fenol



(9) Resinas Urea Formaldehído



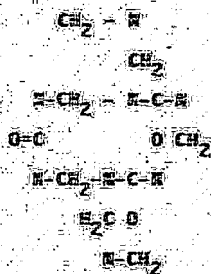
Metilolurea



Hexa

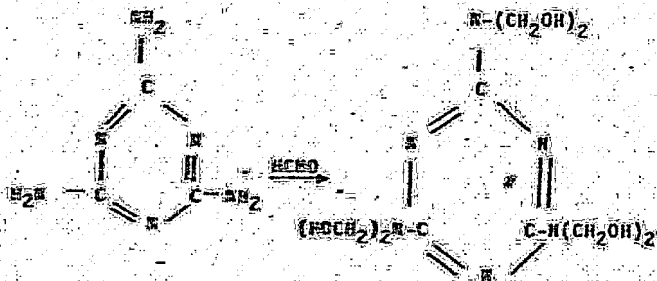
Urea

Odimetilol urea



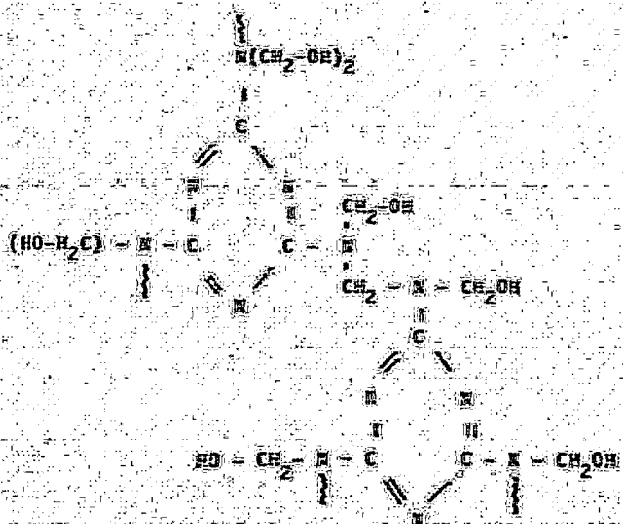
Resina Urea Formaldehído

(10) Resinas Melanina - Formaldehído



Melanina

Hexametilolmelanina



Resina

### C. Procesos de Obtención

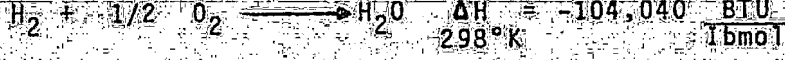
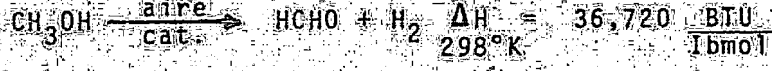
Los procesos de obtención de Formaldehído más comunes a escala industrial son:

#### 1. Oxidación de Metanol.

Todo el Formaldehído producido en el país se obtiene a partir de Metanol, básicamente por oxidación catalítica de metanol con aire en fase gaseosa.

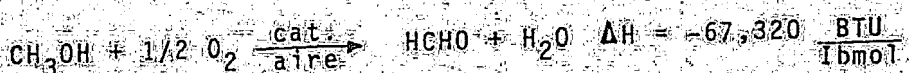


Durante la oxidación del metanol, tienen lugar las dos reacciones siguientes:



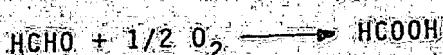
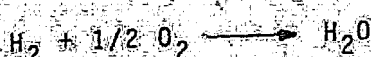
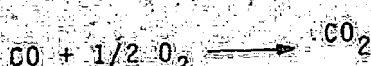
ambas reacciones corresponden a un proceso de oxidación y deshidrogenación.

La oxidación catalítica corresponde a:



el catalizador puede ser metálico u óxido metálico.

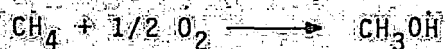
En el proceso de oxidación se tienen reacciones secundarias que incluyen destrucción o combustión del Formaldehído producido como se muestra:



## 2. Oxidación de Hidrocarburos.

### a) Oxidación con Metanol.

Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso son:



Reacciones secundarias:



La formación del Formaldehído se realiza a presiones ordinarias; la formación de Metanol es favorecida a altas presiones y relaciones pequeñas de aire metano.

b) Oxidación de Propano.



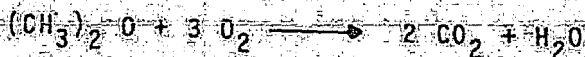
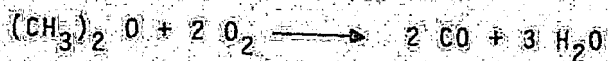


se tienen como coproductos: Metanol y Acetona.

c) Oxidación de Eter-Dimetílico...



teniendo lugar, las siguientes reacciones secundarias.





#### IV. Usos y Aplicaciones:

Los principales usos y aplicaciones del Formaldehído son:

##### 1. Producción de:

###### a) Resinas Urea - Formaldehído:

Empleadas en: Aglomerados de Madera, Papel, Textil, Recubrimientos, Polvos de Moldeo, Abrasivos y en menor grado en Laminados Plásticos.

###### b) Resinas Fenol - Formaldehído:

Empleadas en: Fundición, Hule, Balatas, Abrasivos, Papel, Laminados Plásticos, Adhesivos de Madera ("triplay"), Polvos de Moldeo, Pinturas, Barnices (para latas y tambores), Aglomeración de Lanás Minerales y Fibra de Vidrio.

###### c) Resinas Melamina - Formaldehído:

Empleadas en: Laminados Decorativos, Polvos de Moldeo, Papel, Industria Textil, Recubrimientos y Abrasivos.

d) Hexametilentetramina:

Empleada en: Producción de Trimetilen trinitramina (usado en la fabricación de explosivos), en las Resinas Termoestables (Fenólicas) como agente protector, Aplicaciones Farmacéuticas y en Tratamientos Textiles.

e) Pentaeritritol

Empleado en: Producción de Resinas Alquídicas para la Industria de Recubrimientos y Pinturas, la Industria de Fundición lo emplea como ésteres de "Tall-oil", Lubricantes (ácidos grasos de cadena corta).

f) Aplicaciones Menores:

Etilenglicol, Resinas Acetales, Concentrados de Urea-Formaldehído, Empleados en Fertilizantes, Ésteres Acrílicos, Trimetilpropano (producto intermedio de Uretano), Tetrahidrofurano (consumido como solvente del Cloruro de Polivinilo), Resinas Furfurílicas, Productos Farmacéuticos, Taninos Sintéticos.

CAPITULO 3

ESTUDIO DE MERCADO

## I. SITUACION DEL FORMALDEHIDO.

1. El formaldehído, producto petroquímico intermedio, se produce en el país desde 1954, el consumo aparente resulta significativo a partir de 1960, alcanzando 5,860 toneladas para este año.
2. El formaldehído no es un producto de venta directa en el mercado, su consumo es cautivo, destinado básicamente a la producción de resinas sintéticas, forma parte de la cadena de integración vertical de los fabricantes de resinas y sus aplicaciones.
3. Las importaciones de formaldehído han sido despreciables; en 1974 se importaron 1,700 toneladas, resultado de la limitada capacidad de producción de Metanol en el país. Existe una demanda implícita en la importación de sus derivados principales; para formaldehído, pentaeritritol y hexametilenternamina.
4. Para determinar la demanda real del formaldehído, el análisis en el presente estudio se basa en la estructura de consumo para la producción de resinas.

## II. PRODUCCION.

La producción de formaldehído en el país se realiza por doce empresas con una capacidad de producción instalada de 88,580 toneladas. (Capacidad instalada en 1981).

En la tabla 3.1 se muestran las empresas productoras, su capacidad instalada reportada en los permisos petroquímicos otorgados por la Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial y la capacidad instalada reportada por la Asociación Nacional de la Industria Química (ANIQ).

Asimismo, se señalan los proyectos en ejecución para ampliación de la capacidad instalada o instalación de nuevas unidades productoras cuyos permisos petroquímicos fueron otorgados hasta agosto de 1982.

Existe una sobrecapacidad registrada en permisos petroquímicos de 1.5 veces más que la capacidad real instalada, sin embargo de los proyectos autorizados se consideran realizables sólo cuatro de ellos, incrementándose la capacidad potencial de producción en 57,800 toneladas. Los otros proyectos, por dificultades internas de financiamiento y prioridades de los grupos productores es poco probable que se realicen.

La capacidad total de producción autorizada por la Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial alcanza la cifra de 208,340 toneladas anuales, descontando los proyectos con pocas posibilidades de realización, la capacidad potencial de producción se estima en 157,840 toneladas, anuales, 75,8% de la capacidad total autorizada.

En 1981 la utilización de la capacidad instalada registrada fue de 85%, considerándose un régimen normal de producción. Aplicando el mismo factor de utilización, la industria tendrá una capacidad de producción efectiva de 134,164 toneladas anuales.

TABLA 3.1

PRODUCCION DEL FORMALDEHIDO EN MEXICO (1982)  
(toneladas por año)

EMPRESA PRODUCTORA	CAPACIDAD REPORTADA SEPAFI	CAPACIDAD INSTALADA ANIQ	OBSERVACIONES
ADHESIVOS, S.A.	3,300	3,000	EN OPERACION
	16,100 *	- - -	EN PROYECTO
ALDEHIDOS, S.A. DE C.V.	4,900 *	- - -	EN PROYECTO
ALFA INDUSTRIAS, S.A.	7,900 *	- - -	EN PROYECTO
BECCO INDUSTRIAL, S.A.	4,500	4,500	EN OPERACION
CATALISIS, S.A.	16,960	12,000	EN OPERACION
DERIVADOS PETROQUIMICOS, S.A.	- - -	12,000	EN OPERACION
FORMOQUIMIA, S.A.	9,900	5,000	EN OPERACION
FORMOPENTA Y DERIVADOS, S.A.	20,000 *	- - -	EN PROYECTO
INDUSTRIAS QUIMICAS DELGAR, S.A.	3,000	3,000	EN OPERACION
INDUSTRIAS RESISTOL, S.A.	32,000	32,000	EN OPERACION
INDUSTRIAS PRIHA-GUADIANA, S.A.	15,000	- - -	EN PROYECTO
INGSAM, S.A.	600	- - -	EN OPERACION
NALCOMEX, S.A.	15,000	6,200	EN OPERACION
NEMESIS, S.A.	6,600	6,600	EN OPERACION
PROCESOS PETROQUIMICOS DEL NOROESTE	10,000	- - -	EN PROYECTO
RETRO DERIVADOS, S.A. DE C.V.	5,280	5,280	EN OPERACION
QUIMICA BORDEN, S.A. DE C.V.	33,000	11,000	EN OPERACION
HEXALISIS	1,600 *	- - -	EN PROYECTO
SALCO QUIMICA, S.A. DE C.V.	2,700	- - -	EN PROYECTO
	208,340	100,580	

\* Proyectos diferidos con poca probabilidad de ejecucion.

### III. CONSUMO.

El consumo aparente del formaldehído en el período de 1960 a 1970 tuvo un crecimiento anual promedio del 12.8%; en el lapso comprendido entre 1971 y 1975 el crecimiento resultó ser de 10.9%. Esta disminución en el ritmo de crecimiento en el consumo fue motivada por la "atonía" económica del país en 1971 y por limitaciones en la capacidad de metanol en el país en 1974 y 1975, no lográndose importar este producto por la recesión económica de los países industrializados, derivado del embargo petrolero al que fueron sometidos por los países de medio oriente, frenando el desarrollo industrial en general.

De 1975 a 1981 el consumo muestra un crecimiento promedio del 15.6% superándose el ritmo de crecimiento histórico mostrado en la década de los sesentas, en 1979 y 1980 se registraron crecimientos altos del 28.4% y 32.1% respectivamente.

En la tabla 3.2 se muestra la producción y consumo aparente histórico del formaldehído.



TABLA 3.2

PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE DE FORMALDEHIDO  
(toneladas)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>CONSUMO APARENTE</u>
1970	19,500	19,503
1971	21,500	21,502
1972	29,500	29,520
1973	27,434	27,441
1974	30,414	32,100
1975	32,580	32,580
1976	39,600	39,600
1977	42,400	42,400
1978	43,868	43,868
1979	56,324	56,324
1980	74,260	74,416
1981	75,222	75,243

Existe una demanda potencial de formaldehido implícita en la importación de sus derivados, principalmente en pentaeritritol, hexametilentetramina y paraformaldehido (tabla 3.3).

La importación de paraformaldehido ha tenido un crecimiento a partir de 1978, promediando una importación de 675 toneladas de 1979 a 1981, comparadas con el consumo de formaldehido son poco significativas, estas representan el 1.0% en el mismo periodo.

TABLA B.3  
IMPORTACIONES DE FORMALDEHIDO Y SUS DERIVADOS

AÑO	FORMALDEHIDO		PARAFORMALDEHIDO		PENTAERITRITOL		HEXAMETILENTETRAHINA	
	TONS	M\$	TONS	M\$	TONS	M\$	TONS	M\$
1967	1	2	227	1,398	872	4,647	---	---
1968	352	378	448	1,407	1,128	6,295	---	---
1969	284	313	502	1,595	1,120	6,575	---	---
1970	3	13	617	1,919	1,565	9,884	---	---
1971	3	6	474	1,486	1,361	9,179	---	---
1972	16	43	237	748	1,246	8,048	4	157
1973	7	29	366	1,270	1,755	13,101	17	737
1974	1,682	3,262	561	3,590	1,816	42,078	687	8,388
1975	---	---	315	2,278	1,706	20,370	6	462
1976	---	---	27	---	2,619	38,639	158	3,561
1977	---	---	36	---	1,518	31,395	16	2,543
1978	---	---	220	---	2,528	50,191	12	1,684
1979	---	---	613	---	3,855	89,597	13	1,707
1980	156	---	722	---	3,245	95,021	1	14
1981	21	---	NO	---	4,864	127,582	12	1,904

Fuente : Anuario de Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos.  
 SCI (1967-1970). SECOM (1970-1976). SPP (1977-1979).  
 Instituto de Comercio Exterior. Dirección de Servicios (1980-1981).

El consumo de formaldehído en el país, está destinado básicamente a la producción de resinas formálicas, hexametilentetramina y otros productos de aplicación menor. La estructura del consumo determinado por aplicación final, es la siguiente:

Resinas Urea-Formaldehído	57%
Resinas Fenol-Formaldehído	21
Resinas Melamina-Formaldehído	5
Hexametilentetramina	8
Otros	9
	<u>100%</u>

Con objeto de determinar la demanda real del formaldehído en base a la estructura del consumo, se analiza la producción y consumo aparente de cada una de las resinas formálicas, estas demandan el 83% del formaldehído consumido. (Tabla 3.4) y el consumo de pentaeritritol y hexametilentetramina (Tabla 3.5).

TABLA 3.4

PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE RESINAS FORMALICAS  
(toneladas)

A. N. O.	UREA - FORMALDEHIDO		FENOL - FORMALDEHIDO		MELAMINA - FORMALDEHIDO	
	PRODUCCION	CONSUMO	PRODUCCION	CONSUMO	PRODUCCION	CONSUMO
1970	10,800	10,793	4,960	5,298	1,515	1,588
1971	11,600	11,583	5,700	5,971	1,265	1,280
1972	14,200	14,207	6,430	6,749	1,190	1,195
1973	15,407	15,403	7,534	7,740	2,362	2,399
1974	16,229	16,192	8,000	8,291	2,628	2,667
1975	17,299	17,299	7,000	7,398	3,000	3,030
1976	18,900	19,028	7,500	7,630	3,850	3,940
1977	17,000	16,984	8,000	8,080	3,086	3,086
1978	19,315	19,304	10,285	10,406	3,790	3,803
1979	26,306	26,300	11,700	11,865	4,742	4,769
1980	34,000	34,010	13,300	13,586	5,801	6,074
1981	37,143	37,183	14,098	14,390	6,452	6,605

TABLA 3.5

PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE DE  
HEXAMETILENTETRAMINA Y PENTAERITRITOL  
(toneladas)

AÑO	HEXAMETILENTETRAMINA		PENTAERITRITOL	
	Producción <sup>1</sup>	Consumo	Producción <sup>2</sup>	Consumo
1970	500	500	--	1565
1971	495	495	--	1361
1972	550	554	--	1246
1973	585	602	--	1755
1974	687	687	--	1816
1975	710	710	--	1920
1976	899	899	--	2610
1977	1088	1088	--	2890
1978	1319	1319	--	3200
1979	1450	1450	--	3543
1980	1595	1595	--	3923

(1) Cifras estimadas de producción.  
A partir de 1974 se proyectó el  
consumo; la producción se iguala  
al consumo existiendo un solo  
productor en el país.

(2) No producido en el país, el con-  
sumo corresponde a las importacio-  
nes realizadas.

En el período de 1970 a 1981, el consumo aparente del Formaldehído creció a una tasa promedio anual de 13.7%; comparativamente las resinas fenol-formaldehído (F-F) y urea-formaldehído (U-F) tuvieron un crecimiento menor, 8.7% y 11.1% respectivamente.

Las resinas melamina-formaldehído (M-F) mostraron mayor dinamismo creciendo a una tasa promedio anual del 16.0% basado en el desarrollo del mercado de laminados plásticos para la fabricación de muebles de cocina y oficina.

La Hexametilentetramina también mostró mayor dinamismo creciendo al 13.7% promedio anual.

#### IV. DEMANDA FUTURA.

Con objeto de tener una proyección confiable de la demanda futura de formaldehído, se compara la proyección de consumo de formaldehído derivada del consumo histórico, con el formaldehído determinado de la relación insumo-producto de la proyección individual de las resinas formálicas, hexametilentetramina y del pentaeritritol.

La proyección de la demanda se realiza en base a un modelo de regresión simple para una función exponencial de la forma:

$$Y = a e^{bx} \quad (a > 0)$$

esta ecuación puede expresarse en forma lineal como:

$$\ln Y = \ln a + bx$$

los estadísticos pueden determinarse por medio de las siguientes ecuaciones:

Coefficientes a, b

$$b = \frac{\sum X_i \ln Y_i - \frac{1}{n} (\sum X_i) (\sum \ln Y_i)}{\sum X_i^2 - \frac{1}{n} (\sum X_i)^2}$$

$$a = \exp \left( \frac{\sum \ln Y_i}{n} - b \frac{\sum X_i}{n} \right)$$

donde "n" es entero positivo y diferente de 1.

Coefficiente cuadrático de correlación:

$$r^2 = \frac{(\sum X_i \ln Y_i - \frac{1}{n} \sum X_i \sum \ln Y_i)^2}{(\sum X_i^2 - \frac{(\sum X_i)^2}{n})(\sum (\ln Y_i)^2 - \frac{(\sum \ln Y_i)^2}{n})}$$

Para determinar el valor estimado de  $\hat{Y}$  para un valor dado de X:

$$\hat{Y} = ae^{bx}$$

con base a este modelo, las ecuaciones de regresión y coeficientes de correlación se muestran en la tabla 3.6.

TABLA 3.6

PRODUCTO	ECUACION DE REGRESION $\ln y = \ln(a) + (b)x$	COEFICIENTE CORRELACION	TASA DE CRECIMIENTO (1970-1981)
FORMALDEHIDO	$\ln y = \ln(17,440,034) + (0.119)x$	0.979	12.6%
RESINAS U-F	$\ln y = \ln(9260,844) + (0.105)x$	0.948	11.1%
RESINAS F-F	$\ln y = \ln(4,976,137) + (0.083)x$	0.951	8.7%
RESINAS M-F	$\ln y = \ln(1121,897) + (0.148)x$	0.947	16.0%
HEXANETILENTE- TRAMINA	$\ln y = \ln(381,099) + (0.129)x$	0.984	13.7%
PENTAERITRITOL	$\ln y = \ln(1098,750) + (0.115)x$	0.956	12.1%



Los coeficientes de correlación obtenidos son superiores a 0,94 asegurando la calidad del ajuste logrado por las ecuaciones de regresión.

La proyección en el consumo de formaldehído y de cada una de sus aplicaciones se presenta en las tablas 3.7 y 3.8.

TABLA 3.7

PROYECCION DE LA DEMANDA  
DE FORMALDEHIDO  
(toneladas)

AÑO	TONELADAS
1982	81,509
1983	91,774
1984	103,332
1985	116,345
1986	130,996
1987	147,493
1988	166,067
1989	186,980
1990	210,527
1991	237,040
1992	266,890
1993	300,500

En base a la proyección, el consumo de formaldehído se duplica cada seis años.

TABLA 3.8

PROYECCION DE LA DEMANDA  
 PRODUCTOS DERIVADOS DEL FORMALDEHIDO  
 (toneladas)

AÑO	RESINAS U-F	RESINAS F-F	RESINAS M-F	HEXAMETILEN TETRAMINA	PENTAERITRITOL
1982	36,219	14,662	7,703	2,030	4,878
1983	40,225	15,933	8,934	2,309	5,470
1984	44,674	17,314	10,361	2,626	6,135
1985	49,615	18,814	12,016	2,986	6,888
1986	55,103	20,455	13,935	3,397	7,716
1987	61,198	22,217	16,161	3,863	8,653
1988	67,967	24,143	18,743	4,393	9,704
1989	75,484	26,236	21,737	4,997	10,883
1990	83,833	28,509	25,210	5,683	12,205
1991	93,106	30,981	29,238	6,463	13,688
1992	103,404	33,666	33,907	7,351	15,351
1993	114,841	36,584	39,324	8,360	17,216

Para determinar el consumo de formaldehído empleado en la elaboración de sus productos derivados, se emplean las relaciones insumo producto mostradas en el cuadro 3.1.

CUADRO 3.1

FACTORES INSUMO/PRODUCTO  
FORMALDEHIDO/DERIVADOS

PRODUCTO	FACTOR FORMALDEHIDO 37% kg/kg PRODUCTO
RESINAS UREA-FORMALDEHIDO	1.45
RESINAS FENOL-FORMALDEHIDO	0.89
RESINAS MELAMINA-FORMALDEHIDO	1.08
HEXAMETILENTETRAMINA	3.58
PENTAERITRITOL	3.18
PARAFORMALDEHIDO	2.46

FUENTE: "DESARROLLO Y PERSPECTIVAS DE LA INDUSTRIA PETROQUIMICA MEXICANA" - INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO - 1977.

En la tabla 3.9 se muestra la proyección del consumo del formaldehído determinado por aplicación de factores insumo/producto, comparándose en la Tabla 3.10 con el consumo proyectado con la ecuación de regresión determinada.

TABLA 3.9

CONSUMO DE FORMALDEHIDO DETERMINADO POR PRODUCTO  
(toneladas)

FORMALDEHIDO REQUERIDO PARA:

AÑO	RESINAS U-F	RESINAS F-F	RESINAS M-F	HEXA-MTTA	TOTAL	PENTAERITRITOL	T O T A L (1)
1982	52,517	13,049	8,319	7,267	81,152	15,512	96,664
1983	58,325	14,180	9,649	8,266	90,421	17,395	107,816
1984	64,777	15,409	11,190	9,401	100,777	19,509	120,286
1985	71,942	16,744	12,977	10,690	112,353	21,904	134,257
1986	79,900	18,205	15,050	12,161	125,316	24,537	149,853
1987	88,737	19,773	17,454	13,829	139,793	27,516	167,309
1988	98,552	21,487	20,242	15,727	156,008	30,859	186,867
1989	109,452	23,350	23,476	17,889	174,167	34,608	208,775
1990	121,558	25,373	27,227	20,345	194,503	38,812	233,315
1991	135,004	27,573	31,576	23,137	217,290	43,528	260,818
1992	149,936	29,962	36,620	26,316	242,834	48,816	291,650
1993	166,519	32,560	42,470	29,929	271,478	54,747	326,225

(1) CONSUMO TOTAL DE FORMALDEHIDO INCLUYENDO LOS REQUERIMIENTOS PARA LA PRODUCCION DE PENTAENITRITOL, (PRODUCTO DE IMPORTACION).

TABLA 3.10  
RESUMEN  
PROYECCION DE LA DEMANDA  
DE FORMALDEHIDO  
(toneladas)

AÑO	PROYECCION	REQUERIDO POR PRODUCTO	REQUERIDO INCLUYENDO PENTAERITRITOL
1982	81,509	81,152	96,664
1983	91,774	90,421	107,816
1984	103,332	100,777	120,286
1985	116,345	112,353	134,257
1986	130,996	125,316	149,853
1987	147,493	139,793	167,309
1988	166,067	156,008	186,867
1989	186,980	174,167	208,776
1990	210,527	194,503	233,315
1991	237,040	217,290	260,818
1992	266,890	242,834	291,650
1993	300,500	271,478	326,225

Los requerimientos determinados por la aplicación de factores de insumo/producto a la proyección individual de las resinas formalicas y hexametilentetramina representan el 93.5% promedio del consumo proyectado directamente del formaldehído, lo que permite determinar con mayor exactitud las necesidades de abasto del formaldehído.

La inclusión de las necesidades de formaldehído para producir pentaeritritol sustituyendo su importación, incrementan el consumo en 12.2% promedio.

#### V. PERSPECTIVAS DEL MERCADO.

En base a la capacidad de producción efectiva, la demanda será satisfecha plenamente hasta 1985; a partir de 1986 se requeriría continuar con la importación de paraformaldehído y pentaeritritol, para 1987 será necesario ampliar la capacidad de producción con objeto de cubrir la demanda del mercado de resinas, por lo que se justifica la instalación de una nueva unidad productora de formaldehído en el país (Cuadro 3.2).

CUADRO 3.2

BALANCE OFERTA/DEMANDA DEL  
FORMALDEHIDO

(toneladas)

AÑO	OFERTA EFECTIVA	DEMANDA	SUPERAVIT/(DEFICIT)
1983	134,164	96,664	37,500
1984	134,453	107,816	26,348
1985	134,453	120,286	13,878
1986	134,453	134,257	(93)
1987	134,453	149,853	(15,689)

## CAPITULO 4

### SELECCION DEL PROCESO Y CAPACIDAD DE PRODUCCION



## 1. TECNOLOGIA

### 1.1. PROCESO EXISTENTES.

El formaldehído se produce principalmente a partir de metanol, sólo una pequeña parte se produce por la oxidación directa de hidrocarburos; la economía de costos e inversión en los procesos a partir de metanol desplazaron a los de oxidación directa de hidrocarburos.

En 1972, la capacidad de producción mundial de formaldehído superó los 7.5 millones de toneladas (solución al 37%) produciéndose el 72% por oxidación de metanol, el resto se produjo por oxidación directa de hidrocarburos.

A escala industrial existen dos métodos básicos de producción de formaldehído a partir de metanol:

1. Por oxidación parcial y deshidratación en presencia de cristales o un lecho fijo de plata con un exceso de metanol y a una temperatura de 600-620°C (1110-1200°F), para una conversión de 77 a 87% del metanol; el metanol sin reaccionar se recupera por destilación y se recircula.

2. Por oxidación en presencia de un catalizador modificado de óxidos de hierro-molibdeno con exceso de aire a 280-380°C (536-715°F), la conversión lograda en este proceso es cercana al 98%. \* En el Apéndice I se presenta una descripción de algunos de los procesos desarrollada a escala industrial.

Ambos procesos de oxidación del metanol presentan diferentes ventajas, basadas en el tipo de catalizador, estos procesos pueden clasificarse en procesos metálicos, Plata o Cobre y en procesos de óxidos metálicos.

## I.2. SELECTIVIDAD DEL CATALIZADOR.

La selectividad del catalizador y las propiedades de éste fijan las características de toda la planta.

En los procesos de oxidación del metanol, las mezclas de vapor de metanol y aire pueden ser explosivas, por lo que la operación debe realizarse fuera de los límites de flamabilidad. El intervalo de flamabilidad a presión atmosférica corresponde a una relación volumétrica de metanol entre 6.0 y 37.0 por ciento.

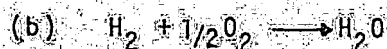
En la literatura se reporta que el intervalo de flamabilidad aumenta con el incremento de temperatura. La concentración limitante de vapor de metanol baja de 7.5% a 50°C (120°F) a 5.9% a 250°C (480°F), mientras que en el lado rico se eleva de 24.9% a 100°C (212°F) a 36.8% a 200°C (400°F).

Los catalizadores metálicos, plata y cobre, apenas a temperaturas superiores a 600°C (1120°F) por lo que las mezclas de vapor-aire deben operarse en el límite superior de flamabilidad con un exceso de metanol sobre aire. En estos procesos queda metanol sin reaccionar.

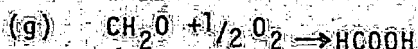
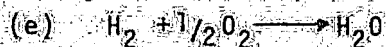
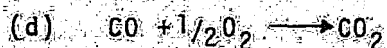
Los catalizadores de óxidos metálicos (óxidos de hierro-molibdeno) operan a 400°C (760°F) con un máximo de 425°C (792°F). Esta temperatura limita la operación de los óxidos metálicos; a temperaturas superiores, el catalizador pierde actividad por sublimación.

Estos catalizadores en presencia de un exceso de metanol son inertes, requieren una presión parcial de oxígeno relativamente alta para mantener su actividad. Sin embargo, pueden operar por debajo del límite inferior de flamabilidad con una mezcla metanol-aire con exceso de aire.

Si fuese posible oxidar el metanol de acuerdo a las reacciones (a) y (b)



La conversión de metanol a formol tendría una eficiencia perfecta, desafortunadamente se presentan reacciones secundarias sucesivas o en paralelo que provocan la destrucción del formaldehído y algo de metanol.



Por lo que la efectividad del catalizador está dirigida a una alta conversión y a limitar las reacciones que destruyen el formaldehído ((c) a (g)).

El formaldehído gaseoso permanece estable con una velocidad de reacción extremadamente lenta a temperaturas inferiores a 300°C (578°F); a temperaturas superiores se incrementa rápidamente. Para los catalizadores de plata estos aspectos son desfavo-

rables por su operación a altas temperaturas, ya que el control de la reacción (c) limita el tiempo de residencia en la zona crítica de conversión y demanda un eficiente sistema de enfriamiento para evitar la descomposición del Formaldehído.

Los catalizadores de óxidos metálicos (Fe-Mo) presentan ventaja por su operación a temperaturas inferiores.

Otra característica importante en la selectividad del catalizador es el nivel de rendimiento en la conversión de metanol a formaldehído; los catalizadores de plata conducen a una conversión parcial del metanol, con un catalizador sofisticado y con una adición moderada de agua se obtiene una conversión del 70%. Los catalizadores de Molibdeno producen una conversión del 98%. En los procesos de catalizadores de plata se recircula el metanol requiriéndose un paso de destilación, lo que eleva la inversión de las instalaciones.

La vida del catalizador es un parámetro importante en su selección, está relacionado con la resistencia al envenenamiento y con sus propiedades mecánicas.

El catalizador de plata es más sensible a la conta-

minación por impurezas comunes en el metanol comercial, por lo que en estos procesos se requieren especificaciones estrictas de pureza, llegando a requerir en ocasiones un paso previo de destilación.

Los catalizadores de óxidos son más resistentes al envenenamiento, pero estos pueden perder su actividad por exceso de temperatura (a temperaturas superiores a  $425^{\circ}\text{C}$  ( $800^{\circ}\text{F}$ ) pierden su actividad). Esto puede presentarse cuando se pretende obtener una alta conversión con un catalizador pobre.

El catalizador debe tener una buena resistencia mecánica, normalmente se coloca en un lecho tubular para quedar empacado, su fragmentación incrementa la caída de presión en el reactor, incrementando el costo de compresión de aire.

El catalizador de plata tiene un periodo de vida muy variable, depende de la pureza del metanol alimentado y de las condiciones de operación, tiene un rango de vida entre 2 y 6 meses, para los catalizadores de fierro-molibdeno se estima una vida superior a un año.

En la Tabla 4.1 se presenta un resumen comparativo de las características de los catalizadores de plata y de óxidos metálicos que permiten su selección.

TABLA 4.1

INFORMACION COMPARATIVA DE CATALIZADORES

	CATALIZADOR DE PLATA	CATALIZADOR DE OXIDOS METALICOS (FIERRO-MOLIBDENO)
Temperatura de Operación	600°C (1120°F)	425°C (792°F) Máxima
Límite de flamabilidad	Superior	Inferior
Relación Volumétrica de Metanol	37% (exceso metanol)	7% (exceso aire)
Rendimiento	70% - 80%	90 - 93%
Sensibilidad a la contaminación	Alta	Baja
Periodo de vida	2 a 6 meses *depende de pureza de metanol	12 meses
Resistencia Mecánica	Alta	Alta

Los catalizadores de óxidos metálicos ofrecen una ventaja en la operación a escala comercial, ya que:

1. La conversión de metanol a formaldehído es alta, sin necesidad de adicionar agua a la mezcla reactiva.
2. No requieren una especificación estricta en la pureza del metanol, evitando un paso previo de destilación.
3. La vida del catalizador es superior, teniendo una alta resistencia a la contaminación.

### I.3. SELECCION DEL PROCESO.

Con objeto de seleccionar el proceso de producción de formaldehído se realiza un análisis de los requerimientos y costos de operación de procesos reportados en la literatura.

Actualmente cada uno de los productores que han desarrollado distintos procesos ofrecen licenciamiento directo de la tecnología y acuerdos para la elaboración de la Ingeniería bajo su supervisión.

En la tabla 4.2 se presenta una comparación de la in-



versión requerida para producción del formaldehído por proceso con catalizador de óxidos de fierro, molibdeno y por procesos con catalizador de plata.

TABLA 4.2

INVERSION REQUERIDA PARA PRODUCIR FORMALDEHIDO  
USANDO PROCESOS CATALIZADOS POR:

CAPACIDAD	OXIDOS	
	Fe-MO	PLATA
FORMALDEHIDO PURO, TONS/DIA	75	75
FORMALDEHIDO PURO, TONS/AÑO	25,000	25,000
SOLUCION AL 37% EN PESO, TONS/AÑO	67,600	67,600
INVERSION (M FRANCOS FRANCESES 1973)		
INVERSION EN EQUIPO	6.9	5.10
INVERSION EN SERVICIOS	2.07	1.53
INVERSION TOTAL DEL PROCESO, SERVI- CIOS, ALMACENAMIENTO Y SERVS. GRALES.	8.97	6.63
INGENIERIA (12%)	1.08	0.80
PAQUETE BASICO DEL PROCESO	0.30	0.30
INVERSION FIJA (SIN INCLUIR REGALIAS POR LICENCIAMIENTO)	10.35	7.73
CARGA CATALIZADOR INICIAL	0.44	0.03
INTERESES SOBRE PRESTAMO PARA CONSTRUCCION (7%)	0.72	0.54
COSTO DE ARRANQUE (UN MES DE COSTO DIRECTO)	0.76	0.81
CAPITAL DEPRECIABLE	12.27	9.11
CAPITAL DE TRABAJO (DOS MESES DE COSTO DIRECTO)	1.52	1.62

La inversión requerida en los procesos con catalizadores de óxidos de Fe-Mo es 35% más alta que la requerida para los procesos que emplean catalizadores de plata. La inversión en equipo de proceso establece la diferencia, en los procesos de óxidos se requiere un paso adicional para eliminar acidez de la solución de formaldehído, al través de una torre de intercambio iónico y demanda una relación alta de compresión de aire, lo que aumenta la capacidad del compresor.

En relación a los costos de operación, en la Tabla 4.3 se muestran las cifras comparativas para ambos procesos. El costo total directo de operación es superior en los procesos con catalizador de plata; el costo se ve afectado principalmente por el costo de vapor requerido; en los procesos catalizados con óxidos de Hierro-Molibdeno se genera vapor saturado de alta presión, reduciendo sustancialmente los costos. El ahorro obtenido por la generación de vapor compensa el costo del catalizador y parcialmente el costo de la energía eléctrica requerida.

TABLA 4.3

COSTOS COMPARATIVOS DE OPERACION EN  
LA PRODUCCION DE FORMALDEHIDO  
FRANCOS FRANCESES (1973)/TON

CAPACIDAD: FORMALDEHIDO PURO, TON/AÑO 25,000.

	PROCESOS OXIDOS FE-MO			PROCESOS PLATA		
	CANTIDAD/TON PRODUCTA	COSTO UNITARIO	COSTO	CANTIDAD/TON PRODUCTA	COSTO UNITARIO	COSTO
-METANOL, TONS	1.15	280	322.0	1.18	280	330.4
-CATALIZADOR			17.6			4.0
-SERVICIOS:						
-VAPOR PRODUCIDO (290 psi)	1.58	12	(19.0)	* 2.20	10.0	22.0
-ELECTRICIDAD, KWH	256	0.06	15.6	70	0.06	4.2
-AGUA ENFRIAMIENTO, M <sup>3</sup>	75	0.03	2.3	170	0.03	5.1
-AGUA PARA CALDERA, M <sup>3</sup>	3	0.08	0.2			
-MAHO DE OBRA:						
-OPERADORES/TURNO	2+Supervisor	300,000/año	24.0	2+Supervisor	300,000/año	24.0
<b>COSTO TOTAL DIRECTO</b>			<b>362.7</b>			<b>389.7</b>

\* VAPOR CONSUMIDO  
A 58 psi.

DEPRECIACION (12.5% CAPITAL DEPRECIABLE)  
INTERESES (7.0% CAPITAL DEPRECIABLE)  
(9.0% CAPITAL DE TRABAJO)  
MANTENIMIENTO Y SERVICIOS GENERALES:  
(7.0% INVERSION TOTAL DE PROCESO,  
SERVICIO, ALMACENAMIENTO Y SERVICIOS  
GENERALES))

126.3

95.6

COSTO TOTAL DE OPERACION

489.0

485.3

TABLA 4.4

DATOS COMPARATIVOS PARA PROCESOS DE PRODUCCION DE FORMALDEHIDO

BASE: PRODUCCION DE 1 TON DE FORMALDEHIDO (100%)

P R O C E S O		BASF/	BASF/	Reichhold/	Degussa	Reichhold/	Lummus	ICI-Davy	Lurgi
		standar	re- circulación	Perstorp		Formox			
-RENDIMIENTO	%	89.8	89.8	90.9	91.0	92.0	91.2	86.0	90.0
-ELECTRICIDAD	Kwh	70	100	237	(58) ?	130	220	70.0	205
-AGUA ENFRIAMIENTO ( T = 10°C)	M <sup>3</sup>	130	110	103	ND	630	630	410	233
-AGUA DE PROCESO	M <sup>3</sup>	1.04	0.54	--	--	0.57	--	1.04	2.0
-AGUA PARA CALDERA	Kg	80	860	1180	ND	--	1580	--	--
-CATALIZADOR (Pérdidas de plata)	g/ton	0.05	0.072	16.4	0.07	*	*	*	*
-CANTIDAD DE GAS DE RECIRCULACION	M <sup>3</sup>	1938	1984	--	--	--	--	--	--
-VAPOR REQUERIDO (45. psi)	Kg	70	850	1091	--	(1100)	(890)	784	(890)
-CONTENIDO DE METANOL (promedio, basado en 100% formaldehido)	%	2:6	2:4	2:7	1:1	0:5	2:7	2:7	1:5
-CONTENIDO DE ACIDO FORMICO (en base 100% formaldehido)	ppm	200-300	250-350	364	324	389	800	600	400
-RELACION INVERSIÓN/COSTO		1.00	1.16	1.50	1.4	1.03	1.6	1.15	ND

NOTAS: \* PROCESOS QUE EMPLEAN CATALIZADOR DE OXIDOS DE FIERRO-MOLIBDENO.

(1) VAPOR GENERADO POR EL PROCESO.

ND: INFORMACION NO DISPONIBLE.

En la tabla 4.4 se presentan datos comparativos para algunas de las tecnologías desarrolladas por fabricantes y en operación a nivel industrial.

Otro factor que debe tomarse en cuenta en la selección del proceso, es el uso final del formaldehído por lo que debe operarse un proceso altamente flexible y con alta estabilidad en las soluciones producidas.

En base a la información disponible el proceso seleccionado es un proceso con utilización de catalizador de óxido de fierro molibdeno el cual presenta las siguientes ventajas:

1. Alto rendimiento.
2. Generación de vapor.
3. Periodo de vida del catalizador alta, sin riesgo de contaminación.
4. Menor costo de operación.
5. Flexibilidad de operación, pueden producirse soluciones superiores al 37% en peso de formaldehído.

La selección del Licenciador de Tecnología debe realizarse en base a negociación del pago de regalías, experiencia sobre la operación del proceso y respaldo técnico/operativo para la construcción y arranque de la planta.

## II. SELECCION DE LA CAPACIDAD

La capacidad de producción está en función del costo de operación, inversión fija y economía de escala.

En las gráficas 4.1 y 4.2 se presenta una comparación de los costos de operación para procesos con uso de catalizador de fierro molibdeno y plata, en función a la capacidad de producción.

En los procesos con catalizador de plata el costo de operación disminuye rápidamente con el incremento de capacidad, adicionalmente la operación con un solo reactor en estos procesos cubre una capacidad 2.7 veces mayor que la que puede cubrir un reactor con catalizador de óxidos fierro-molibdeno.

A niveles bajos de producción los procesos de óxidos presentan mayor ventaja por tener menores costos de operación y menor inversión en equipo. Para una producción de 10,000 toneladas anuales de formaldehído, la inversión es prácticamente la misma (Gráfica 4.2), pero el costo es 6.0% superior (Gráfica 4.1)

Para una capacidad de 30,000 toneladas anuales el costo de operación en los procesos de catalizador de plata es 2.6% menor que el costo de operación para cata-

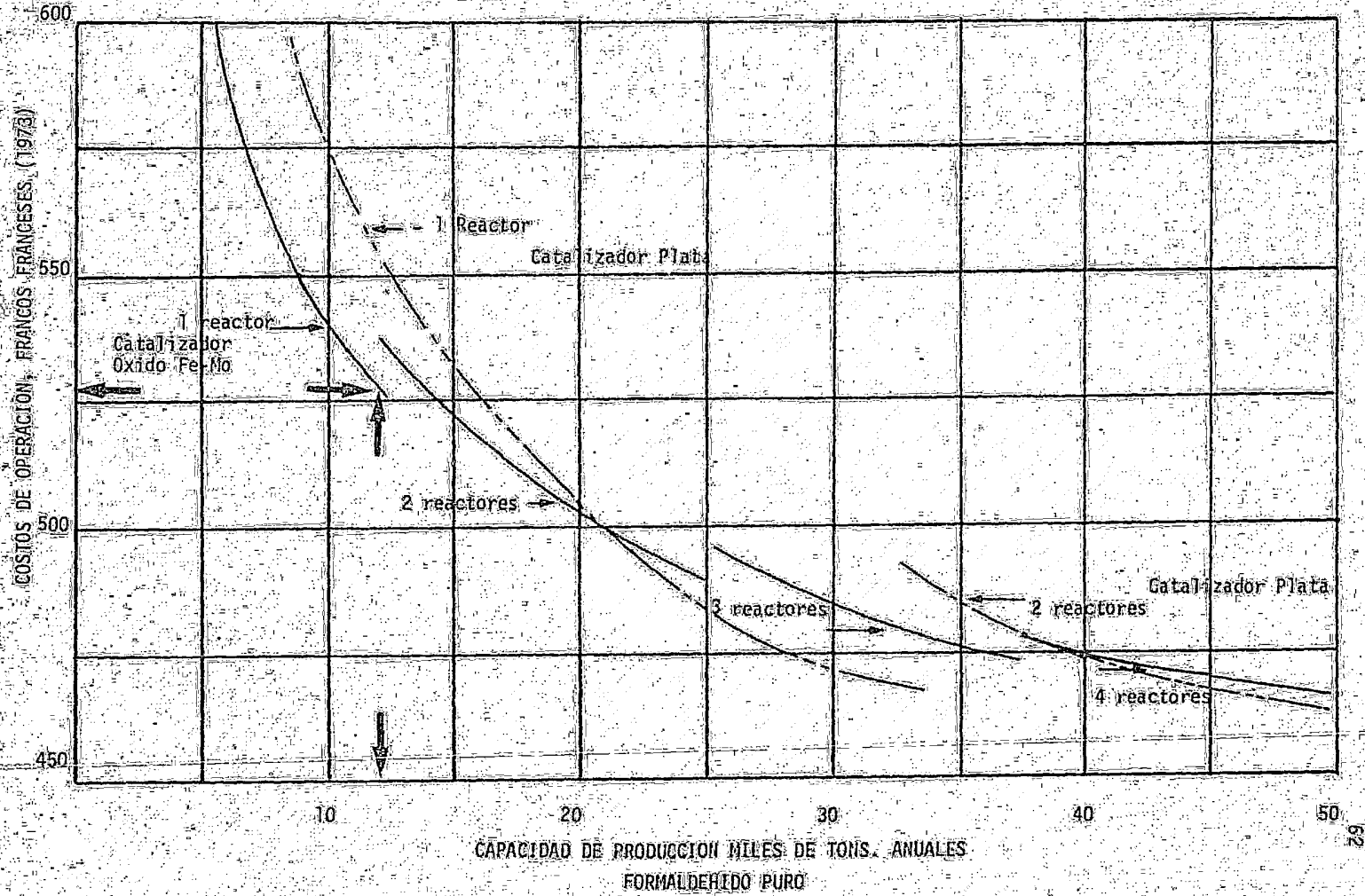
lizadores de óxido; a esta capacidad la inversión es 50% más baja en los procesos de plata, para cubrir esta capacidad en procesos de óxidos se requiere instalar tres reactores, elevando sustancialmente la inversión.

Para el presente estudio se selecciona una capacidad de 12,000 toneladas anuales de producción de formaldehído, para la operación de un solo reactor empleando el proceso de catalizador de fierro-molibdeno. En este nivel de operación se presenta el menor costo de operación (Gráfica 4.1).



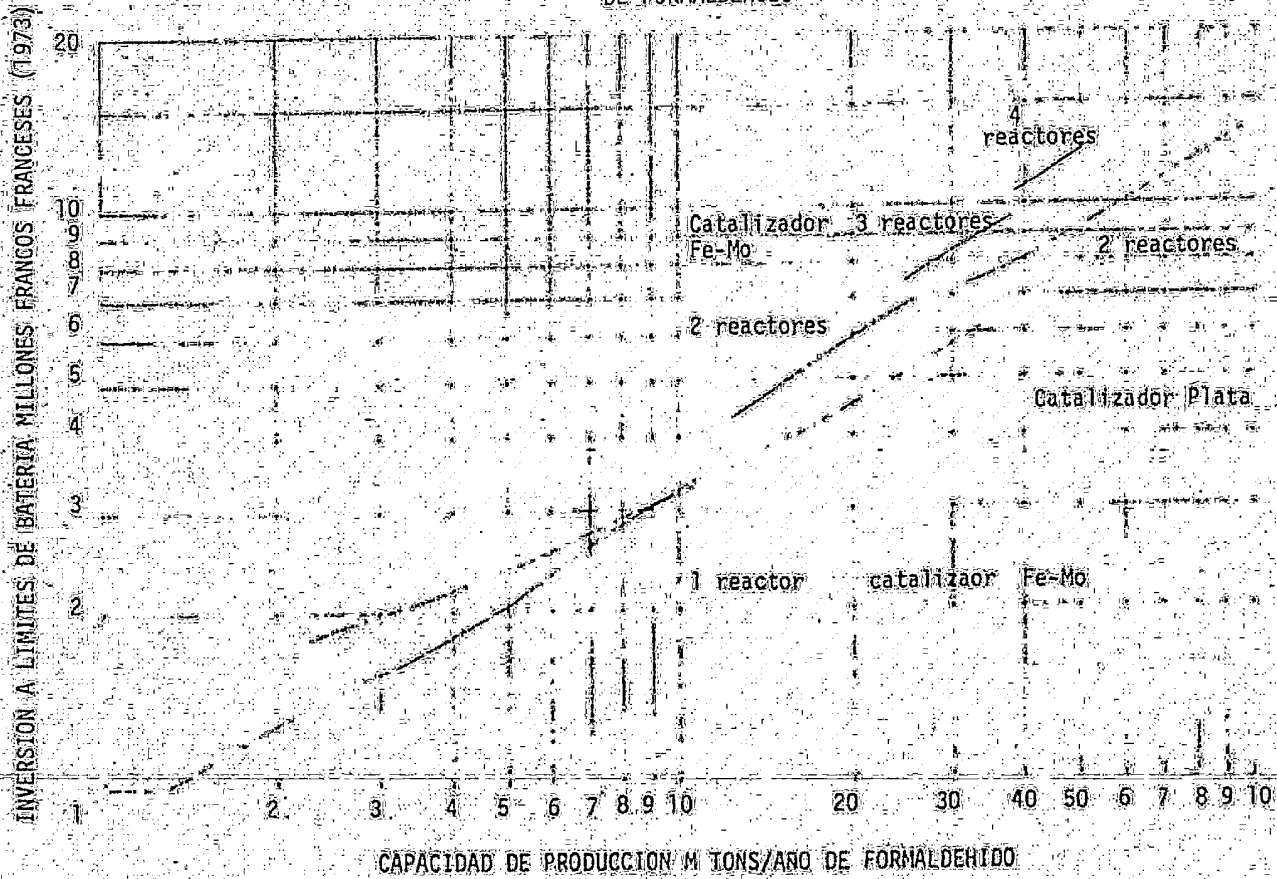
GRAFICA 4-1

COSTOS DE OPERACION VS. CAPACIDAD DE PRODUCCION DE FORMALDEHIDO



GRAFICA 4.2

INVERSION EN EQUIPO (A L.B.) VS. CAPACIDAD DE PRODUCCION DE FORMALDEHIDO



---

C A P I T U L O 5

INGENIERIA BASICA PRELIMINAR

---

---

## I. BASES DE DISEÑO

### A. Régimen de Producción

12,000	Toneladas por año
8,000	Horas por año
1.5	toneladas/hora
3,300	lb/hora

### B. Relación Molar

La relación molar se establece en el límite inferior de la explosividad de acuerdo al tipo de catalizador (óxido hierro-molibdeno), correspondiendo a 7.8% por lo tanto, tomamos una relación de diseño de 7.05% representando un 10% según lo recomienda la OSHA (Occupational Safety and Health Administration).

### C. Productividad

Para fines del balance de material se considera una productividad de 15.0 lb de formol al 37%/gal. de metanol.

### D. Balance

Para el balance de materia y energía, la planta será dividida en tres secciones:

Sección 100

Reacción

Sección 200

Enfriamiento de Reactor

Sección 300

Recuperación

## II. BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

### A. Balance de Materia y Energía. Sección 100.

Corriente

①

Componente Metanol Líquido 68°F

$w_1$  = Capacidad / Productividad

$$w_1 = \frac{3300 \text{ lb } \text{CH}_2\text{O}/\text{Hr}}{\frac{15.0 \text{ lb } \text{CH}_2\text{O}}{\text{gal } \text{CH}_3\text{OH}}}$$

$$w_1 = \frac{220 \text{ gal } \text{CH}_3\text{OH}}{\text{Hr}} = 29.41 \text{ ft}^3/\text{Hr}$$

$$\int \text{CH}_3\text{OH} @ 68^\circ\text{F} = 49.57 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$w_1 = 1457.85 \text{ lb}/\text{Hr}$$

$$w_1 = \frac{45.56 \text{ lbmol de } \text{CH}_3\text{OH}}{\text{Hr}}$$

Corriente

②

Componente Aire @ 11.2 psia, 68°F

$$w_2 = \frac{w_1}{(\text{Relación Molar})} \times 100$$

$$\text{Relación Molar} = \frac{7.05 \text{ lbmol de } \text{CH}_3\text{OH}}{100 \text{ lbmol de aire}}$$

$$w_2 = 646.24 \frac{\text{lbmol de aire}}{\text{Hr}}$$

Peso molecular del aire seco:

$$27 \text{ lb/lbmol}$$

$$w_2 = 18637 \frac{\text{lb aire seco}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Humedad del aire: } Y^* = 16 \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{lb aire seco}}$$

para:

$$T \text{ bulbo húmedo} = 57^\circ\text{F}$$

$$T \text{ bulbo seco} = 68^\circ\text{F}$$

Flujo total de aire húmedo:

$$w_2 = (18637.56) (1.009) 18806.17 \text{ lb/hr}$$

$$w_{\text{H}_2\text{O}} = 168.64 \text{ lb/hr}$$

Peso molecular de aire húmedo: 27.001

Corriente

3

Componente Aire @ 30.2 psia y 307.5°F

$$w_3 = w_2$$

$$w_3 = 18806 \text{ lb/hr}$$

Corriente

4

Componentes: Mezcla Metanol-Aire

$$w_4 = w_1 + w_3$$

$$w_4 = 1458 + 18806$$

$$w_4 = 20264 \text{ lb/hr}$$

Cálculo de la temperatura de la  
mezcla.

Calor requerido para llevar el metanol  
hasta el punto de ebullición a  $p = 19$   
psia es:

$$Q = w C_p \Delta t$$

$$T_{eb} = 154.4^\circ\text{F}$$

$$Q = (1458) (0.594) (154.4^\circ\text{F} - 68^\circ\text{F})$$

$$Q = 74819.19 \text{ BTU/hr}$$

Temperatura del aire al ceder esta can-  
tidad de calor.

$$\Delta t = \frac{Q}{(wC_p)_{\text{aire}}}$$



$$\Delta t = \frac{74819.19 \text{ BTU/hr}}{\left(\frac{18806 \text{ lb}}{\text{hr}}\right) \cdot \left(\frac{0.24 \text{ BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}\right)}$$

$$\Delta t = 16.64^\circ\text{F}$$

$$T_2 = T_1 - \Delta t = 307.5 - 16.64 = 290.86$$

El calor que cede el aire hasta el punto de ebullición del metanol = (154.4°F)

$$Q = (18806) (0.24) (290.85 - 154.4) = 619,231.93 \text{ BTU/hr}$$

Cantidad de metanol que se evapora.

$$W(\text{CH}_3\text{OH}) = \frac{Q}{\lambda}$$

$$\lambda \left| \begin{array}{l} 154.4^\circ\text{F} \\ \text{CH}_3\text{OH} \end{array} \right. = 483 \text{ BTU/hr}$$

$$W_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{619,231.93}{483} = 1270.18 \text{ lb/hr}$$

La cantidad de metanol que no se evapora, es por tanto:

$$W_{\text{CH}_3\text{OH}}(x) = w_x = W_{\text{CH}_3\text{OH}}(v)$$

$$w = 1457.85 = 1270.18$$

$$w = 187.67 \text{ lb/hr}$$

Por lo cual, la composición de la mezcla será:

$$w_4 = \left\{ \begin{array}{l} \text{Aire} = 13806 \text{ lb/hr} \\ \text{CH}_3\text{OH}_{\text{vap}} = 1270.18 \\ \text{CH}_3\text{OH}_{\text{liq}} = 187.67 \end{array} \right\} 154.4^\circ\text{F}$$

$$= 20264 \text{ lb/hr}$$

Corriente

5

Componente Mezcla Metanol-Aire  $300^\circ\text{F}$

$$w_5 = w_4 = 20264 \text{ lb/hr}$$

Corriente

6

Componente Vapor Saturado @ 70 psig

$$Q_{\text{vap}} = w_{\text{CH}_3\text{OH}_{\text{liq}}} \lambda + w_5 C_{p_{\text{mez}}} \Delta t$$

donde:

$$C_p \text{ de la mezcla: } C_{p_{\text{mez}}} = \sum_{i=1}^n C_{pi} Y_i$$

Componente	W	Yi	Cpi	CpiYi
O <sub>2</sub>	3934.14	0.1932	0.2188	0.0422
N <sub>2</sub>	14799.86	0.7268	0.2482	0.1803
CH <sub>3</sub> OH	1457.85	0.0716	0.3231	0.0231
H <sub>2</sub> O	168.6	0.0084	0.4446	0.0037
				0.2493 =
				Cp mez

$$Q_{vap} = w_{CH_3OH, liq} \lambda + w_5 C_{p, mez} \Delta t$$

$$Q = (187.67) \text{ lb/hr} (483 \text{ BTU/lb}) +$$

$$(20264) \text{ lb/hr} \times (0.2493) \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$(300 - 154.4^\circ\text{F}) = 823569.99 \text{ BTU/hr}$$

Cantidad de vapor requerido

$$\lambda \left| \begin{array}{l} 50 \text{ psia} \\ \text{vapor} \end{array} \right. = 900.9 \text{ BTU/lb}$$

$$w_6 = \frac{Q_{vap}}{\lambda} = \frac{823569.99}{900.9} = 914.16 \text{ lb/hr}$$

Pero con el objeto de garantizar la flexibilidad del sistema de generaci3n de vapor por el enfriamiento de la efluente del reactor (cambiador de calor 301-E) se considerar3 un exceso del 30% en la corriente 6, entonces

$$w_6 = 914.16 \times 1.3 = 1187 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond 7$

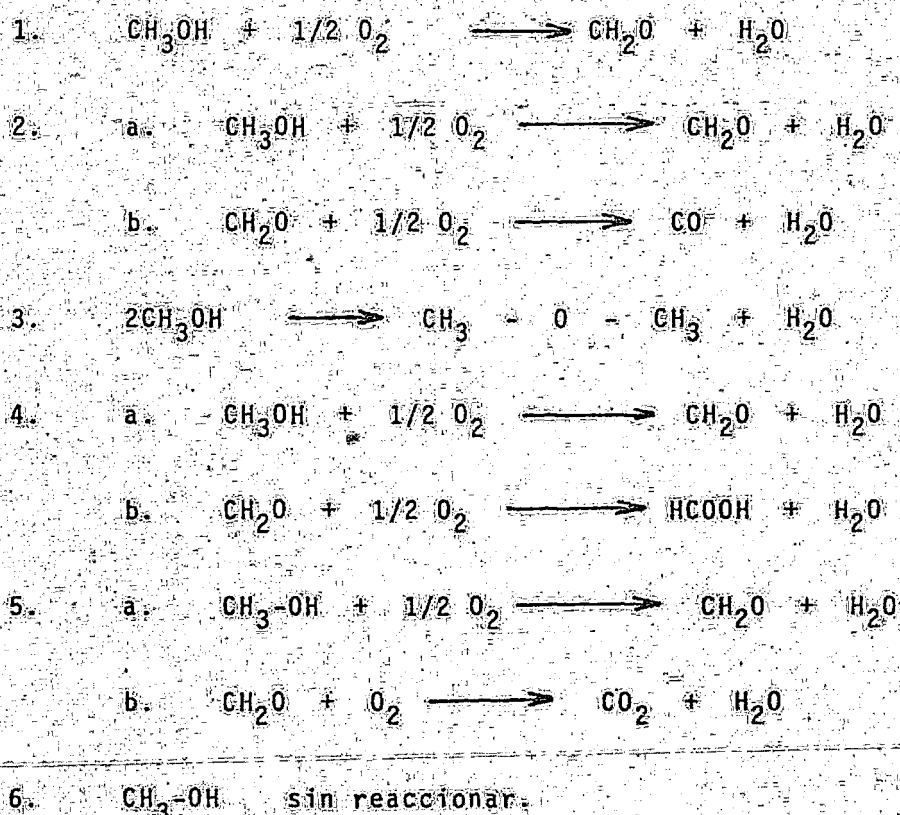
Componente: Condensados (@ 50 psia y --  
290°F

$$w_7 = w_6 = 914.16 \text{ lb/hr}$$

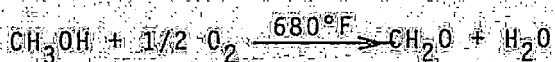
Corriente  $\diamond 8$

Componente: Gas de Proceso (salida del  
Convertidor) (@ 530°F y 6 psia.

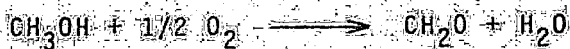
TABLA 5.1  
REACCIONES QUIMICAS EN EL PROCESO  
DE OBTENCION DE FORMALDEHIDO



Del metanol alimentado el 92% reacciona produciendo formol, según la siguiente reacción:



El 3.7% del metanol alimentado se sobreoxida a CO, según la reacción siguiente:



El 1.6% del metanol alimentado se transforma a dimetileter, según la reacción:



El 0.1% del metanol alimentado se sobreoxida a ácido fórmico, según la reacción siguiente:



El 0.3% es sobreoxidado totalmente a CO<sub>2</sub>,



El metanol restante 2%, pasa sin reaccionar.

En la tabla V:2 se presenta el balance de materia del convertidor.

TABLA 5.2

BALANCE DE MATERIA EN EL CONVERTIDOR

COMPONENTE	E N T R A D A		S A L I D A	
	lbmol/hr	lb/hr	lbmol/hr	lb/hr
CH <sub>3</sub> OH	45.56	1,457.85	1.048	33.54
O <sub>2</sub>	435.71	4,342.72	112.82	3,610.24
N <sub>2</sub>	510.53	14,294.84	510.53	14,294.84
CH <sub>2</sub> O	- - -	- - -	41.91	1,257.30
CO	- - -	- - -	1.686	47.20
CH <sub>3</sub> -O-CH <sub>3</sub>	- - -	- - -	0.3645	16.76
HCOOH	- - -	- - -	0.0456	2.09
CO <sub>2</sub>	- - -	- - -	0.1367	6.01
H <sub>2</sub> O	9.37	168.66	55.20	993.60
	<u>701.77</u>	<u>20,264.14</u>	<u>723.74</u>	<u>20,264.58</u>

$$\text{Expansión en volumen} = \frac{723.74}{701.17} = 1.032$$

La composición molar de la corriente a la salida del convertidor, expresada en volumen será:

CH <sub>3</sub> OH	0.0014
O <sub>2</sub>	0.1559
N <sub>2</sub>	0.7054
CO	0.0579
CH <sub>2</sub> O	0.0023
CH <sub>3</sub> -O-CH <sub>3</sub>	0.0005
HCOOH	0.0001
CO <sub>2</sub>	0.0002
H <sub>2</sub> O	0.0763
	<u>1.0000</u>

Para el balance de calor en el convertidor, se calcularon los calores de reacción para cada una de las reacciones que se presentan en la Tabla V.1

Para el cálculo de los calores de reacción se usó el siguiente sistema:

(Se dispone de los datos de calor de formación de cada una de las sustancias a 77°F)

1. Enfriamiento de reactivos hasta la tempera-



tura de referencia (77°F).

2. Liberación del calor de reacción a 77°F.
3. Calentamiento de los productos, hasta la temperatura de 530°F.

Para la reacción (1)



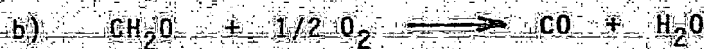
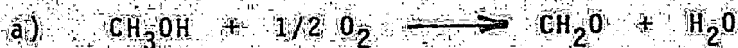
$$\Delta H_1 = - 349,731.65 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 2,865,135.02 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = 467,800.68 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_r = - 2,747,065.99 \quad \text{BTU/hr}$$

Para la reacción (2)



$$\Delta H_1 = - 14,225.95 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = - 169,593.22 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = 15,197.33 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r2b} = - 168,621.34 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r2a} = - 110,046.34 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r2} = - 289,068.18 \quad \text{BTU/hr}$$

Para la reacción (3)



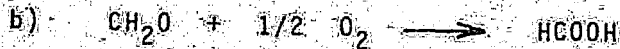
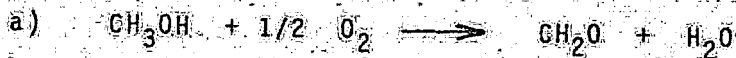
$$\Delta H_1 = -4,543.64 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = -3,050.03 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = 6,840.73 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r3} = -752.93 \quad \text{BTU/hr}$$

Para la reacción (4)



$$\Delta H_{r_a} = -2,986.31 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_1 = -384.60 \quad \text{BTU/hr}$$

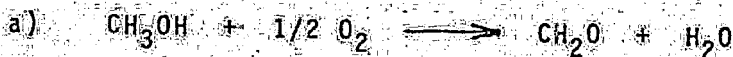
$$\Delta H_2 = -4,787.63 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = 635.44 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r_b} = -4,536.79 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r_4} = -7,523.1 \quad \text{BTU/hr}$$

Para la reacción (5)



$$\Delta H_{r_a} = -8,960.24 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_1 = -769.32 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_2 = -30,401.20 \quad \text{BTU/hr}$$

$$\Delta H_3 = 2,041.33 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r_b} = -29,129.18 \text{ BTU/hr}$$

$$\Delta H_{r_5} = -38,089.42 \text{ BTU/hr}$$

También se tiene que tomar en cuenta el calor que absorben los reactivos al entrar al reactor, esto es el calor necesario para llevarlos hasta temperatura de reacción (680°F).

$$Q = +1,912,854.12 \text{ BTU/hr}$$

Para bajar la temperatura del 680°F de los productos a 530°F (277°C) a la salida del reactor, se elimina:

$$Q = -957,088.42 \text{ BTU/hr}$$

El calor a eliminar en el reactor está dado por:

	<u>BTU/hr</u>
Reacción (1)	- 2,747,065.99
(2)	- 289,068.18
(3)	- 752.93
(4)	- 7,523.10
(5)	- 38,089.42
*	+ 1,912,854.72
**	- 957,088.42
	<u>- 2,126,733.32</u>

El calor será absorbido por el sistema de enfriamiento del reactor a base de Dowtherm.

\* Calor absorbido por reactivos a la entrada del reactor.

\*\* Calor absorbido de productos a la salida del reactor.

## B. Balance de Materia y Energía. Sección 300.

Corriente  $\diamond 9$ 

Componente Gas de Proceso @ 302°F y  
3 psig

$$W_g = W_g = 20264 \text{ lb/hr}$$

$$\begin{aligned} Q_g &= W_g C_{p_{mez}} (T_1 - T_2) \\ &= (20264) (0.2611) (302 - 530) \\ &= -1'212,074.47 \end{aligned}$$

Corriente  $\diamond 26$ 

Componente Condensados de Límites  
de batería a 55 psig y 180°F

$$Q'_{26} = C_p \Delta T + \lambda$$

$$\lambda / 55 \text{ psig} = 903 \text{ BTU/lb}$$

$$\begin{aligned} Q'_{26} &= (1.0) (298 - 180) + 903 \\ &= 1,021.0 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{26} &= \frac{Q_g}{Q'_{26}} \\ &= \frac{1'212,074.47}{1021.0} = 1,187.14 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

Corriente:  $\diamond 10$ ,  $\diamond 27$ ,  $\diamond 13$

Balance de materia en el absorbedor

$$\text{Ecuaciones Base: } G_B + L_D = G_D + L_B$$

Para el componente  $i$ :

$$G_B Y_i + L_D X_i = G_D Y_i + L_B X_i$$

Se consideran las siguientes eficiencias de absorción:

Formol 95%  
(en peso)  $L_B Y_{\text{Formol}} = 0.95 G_B Y_{\text{Formol}}$

Metanol 14%  
(en peso)  $L_B Y_{\text{Metanol}} = 0.14 G_B Y_{\text{Metanol}}$

Ac. Fórmico 45%  
(en peso)  $L_B Y_{\text{HCOOH}} = 0.45 G_B Y_{\text{HCOOH}}$

Los demás componentes no se absorben, se encuentran reportados en la literatura ( ) valores promedio de la relación L/G para este tipo de servicio, siendo de 0.11 lb agua/lb gas de proceso.

De esta forma se considerarán para los domos y los fondos del absorbedor los valores siguientes, respectivamente:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_D = 0.10 \quad \text{y} \quad \left(\frac{L}{G}\right)_B = 0.12$$

De esta manera, la cantidad de gases absorbidos en la corriente  $\diamond 10$  es:

$$\begin{aligned} \text{CH}_2\text{O} & .95 \times 1257.30 = 1194.44 \text{ lb/hr} \\ \text{Metanol} & .14 \times 33.54 = 4.70 \text{ lb/hr} \\ \text{HCOOH} & .45 \times 2.09 = 0.94 \text{ lb/hr} \\ & \underline{1199.64} \end{aligned}$$

Si  $(L/G)_B = 0.12$ , entonces:

$$L_B = 0.12 \times 20264 = 2431.68 \text{ lb/hr}$$

y la cantidad de agua es:

$$\text{H}_2\text{O} = 2431.68 - 1199.64 = 1232.04 \text{ lb/hr}$$

Y la composición en peso de  $\diamond 10$  es:

	<u>lb/hr</u>	<u>Y<sub>i</sub></u>
CH <sub>2</sub> O	1194.44	0.4910
CH <sub>3</sub> OH	4.70	0.0019
HCOOH	0.94	0.0004
H <sub>2</sub> O	1232.04	0.5067
	<u>2431.68</u>	<u>1.0000</u>

Para la corriente  $\diamond 13$  se tiene:

	<u>lb/hr</u>	<u>Yi</u>
Metanol	28.84	0.0094
CH <sub>2</sub> O	62.87	0.0031
HCOOH	1.15	0.0001
O <sub>2</sub>	3610.24	0.1809
N <sub>2</sub>	14294.84	0.7161
CO	47.20	0.0024
CO <sub>2</sub>	6.01	0.0003
CH <sub>3</sub> -O-CH <sub>3</sub>	16.76	0.0008
H <sub>2</sub> O	1892.93*	0.0948
G <sub>D</sub>	<u>19960.5</u>	<u>0.9999</u>

\* Considera que los gases se encuentran 100% saturados.

La Corriente 27 (agua de proceso) está dada por:

$$W_{27} = 1,232.04 + 1,892.93 = 993.60$$

$$= 2,131.37 \text{ lb/hr}$$



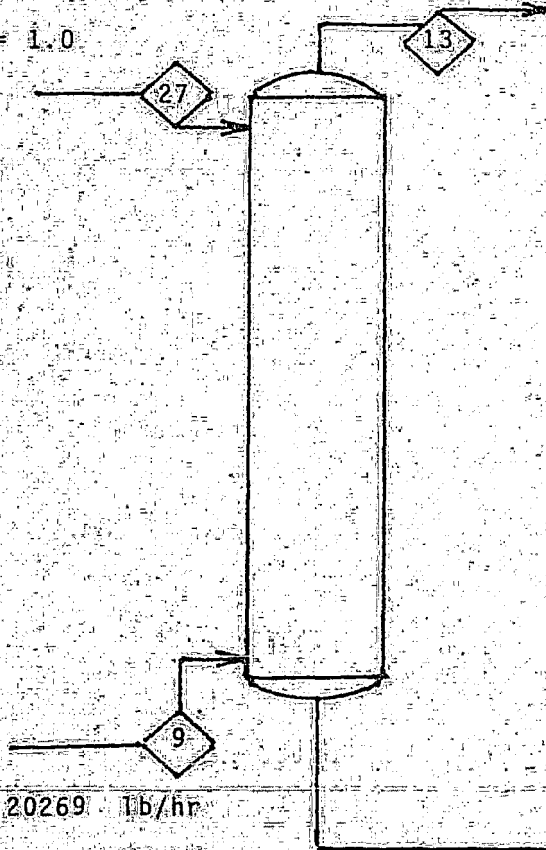
Diagrama V.3

## BALANCE DE MATERIA

$$L_D = 2131.37 \text{ lb/hr}$$

$$H_2O = 1.0$$

$$G_D = 19963.69 \text{ lb/hr}$$



MeOH	0.00144
CH <sub>2</sub> O	0.00315
HCOOH	0.00006
O <sub>2</sub>	0.1809
N <sub>2</sub>	0.7414
CO	0.0023
CO <sub>2</sub>	0.00031
CH <sub>3</sub> -O-CH <sub>3</sub>	0.00084
H <sub>2</sub> O	0.0900
	<hr/>
	0.99999

$$G_B = 20269 \text{ lb/hr}$$

$$\text{MeOH} \quad 0.00164$$

$$\text{O}_2 \quad 0.17815$$

$$\text{N}_2 \quad 0.70539$$

$$\text{CH}_2\text{O} \quad 0.06203$$

$$\text{CO} \quad 0.00233$$

$$\text{CH}_3\text{-O-CH}_3 \quad 0.00083$$

$$\text{HCOOH} \quad 0.00010$$

$$\text{CO}_2 \quad 0.00030$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0.04903$$

$$L_B = 2431.68$$

$$\text{CH}_2\text{O} \quad 0.4910$$

$$\text{CH}_3\text{OH} \quad 0.0019$$

$$\text{HCOOH} \quad 0.0004$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0.5067$$

---


$$1.000$$

Nota: Las fracciones mostradas en la figura son en peso.

C. Balance de Energía en el Absorbedor.

La absorción de formol es exotérmica, al igual que la del ácido fórmico, por lo que en la torre de absorción se tiene la siguiente liberación de calor:

CH <sub>2</sub> O	888	BTU/lb
HCOOH	216	BTU/lb
CH <sub>3</sub> OH	486	BTU/lb
H <sub>2</sub> O	1044	BTU/lb

$$Q = \sum (\Delta H_i) W_{10} Y_i$$

$$Q = 2'374,935.43 \text{ BTU/hr}$$

Corriente  $\diamond$  28

Componente Agua enfriamiento @ 64.4°F

$$W_{28} = \frac{Q_{\text{absorbedor}}}{C_p \Delta t}$$

El rango de enfriamiento será: 15.6°F

$$W_{28} = \frac{2'374,935.43}{(1) (15.6)}$$

$$= 151,269.8 \text{ lb/hr}$$

$$= 322 \text{ GPM}$$

Corriente  $\diamond$  29

Componente Agua enfriamiento @ 80.0°F

$$W_{28} = W_{29} = 151,269.8 \text{ lb/hr}$$

Corriente 12

Componente Producto Final

Para eliminar la acidez en la corriente

10, se usa una resina aniónica base débil (amina terciaria)

Composición Corriente 10

CH <sub>2</sub> O	0.4910	% en peso
CH <sub>3</sub> OH	0.0019	
HCOOH	0.0004	
H <sub>2</sub> O	0.5067	

efectuándose un intercambio iónico para tener una corriente final con la siguiente composición:

CH <sub>2</sub> O	0.4912	% en peso
CH <sub>3</sub> OH	0.0019	
H <sub>2</sub> O	0.5069	

## D. Balance de Materia y Energía. Sección 200.

Corriente  $\diamond 14$ Componente: Dowtherm A líquido @ 500°F  
y 10 psig.

$$W_{14} = \frac{Q_8}{\lambda}$$

$$\lambda \left| \begin{array}{l} 12.15 \text{ psia} \\ 500^\circ\text{F} \end{array} \right. = 126.9 \text{ BTU/lb}$$

$$W_{14} = \frac{2'126,733.32}{126.9}$$

$$W_{14} = 16,759.12 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond 15$ Componente Dowtherm A mezcla vapor-  
líquido @ 500°F y 5 psig.

$$W_{15} = W_{14} = 16,759.12 \text{ lb/hr de mezcla vap-liq.}$$

$$Q_8 = \frac{W_{14} C_{p, \text{liq}} (T_{\text{eb}} - T_a)}{Q'} + \frac{W_{14} (Y_i) (\lambda)}{Q''}$$

$$Q' = (16,759.12)(0.537) = 1'349,947.11 \text{ BTU/hr}$$

$$Q'' = Q_8 = Q'$$

$$Q'' = 2'126,733.32 - 1'349,947.11 = 776,786.20$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{vap}} &= W_{14} Y_1 = \frac{Q''}{\lambda} \\
 &= \frac{776,786.20}{126.9} \\
 &= 10,637.87 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

$$Y_1 = \frac{W_{\text{vap}}}{W_{14}} = 0.365$$

$$X_1 = 1 - Y_1 = 0.635$$

Corriente  $\diamond 16$

Componente Dowtherm líquido (a) 500°F  
y 5 psig.

$$W_{16} = X_1 W_{15} = 10,637.87 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond 17$

Componente Dowtherm vapor (a) 500°F y  
5 psig.

$$W_{17} = Y_1 W_{15} = 6,121.24 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond 18$

Componente Dowtherm líquido (a) 0 psig  
y 494.8°F

$$W_{18} = W_{17} = 6,121.24 \text{ lb/hr}$$

El condensador secundario 205-E  
operará en condiciones de emergencia,  
lo cual implica que  $W_{19} = 0$  normalmente.

$$Q_{18} = W_{18} C_{p,vap} (T - T_{eb}) + W_{18} \lambda$$

$$+ W_{18} C_{p,liq} (T_{eb} - T_*)$$

$$\lambda \left| 494.8^\circ F = 127.4 \text{ BTU/lb} \right.$$

$T_* =$  Temperatura de almacenamiento =  $350^\circ F$

$$Q_{18} = 1,263,776.52 \text{ BTU/hr}$$

Corriente  $\diamond 24$

Componente Condensados (de límites de  
batería) @  $180^\circ F$ .

$$Q_{24} = C_{p,liq} (T_{eb} - T) + (\text{base unitaria})$$

$$= 1.0 (363.55 - 180.0) + 863.4$$

$$= 1,046.95 \text{ BTU/lb}$$

$$W_{24} = \frac{Q_{13}}{Q_{14}} = 1,207.10 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond 25$

Componente Vapor de 150 psig y  $363.55^\circ F$

$$W_{25} = W_{24} = 1,207.10 \text{ lb/hr}$$

Corriente  $\diamond$  19

$W_{19} = W_{17}$  normalmente sin flujo,  
solo operará cuando el condensador pri  
mario 204-E se encuentre fuera de ope  
ración.

Corriente  $\diamond$  20

$W_{20} = W_{19}$  ya que el desfoque operará  
cuando se dé mantenimiento general a  
la planta.

Corriente  $\diamond$  21

$W_{21} = W_{20}$  y la presión sería de 0 psig.  
y la temperatura 495°F.

Corriente  $\diamond$  22

Sería

$$Q_{22} = Q_{18} = 1,263,776.52 \text{ BTU/hr}$$

entonces

$$W_{22} = \frac{Q_{22}}{C_p \Delta t} = \frac{1,263,776.52}{(1)(15.6)} = 81,011.32 \text{ lb/hr}$$

Siendo la temperatura de entrada del  
agua de enfriamiento de  $64.4^{\circ}\text{F}$  y la  
de salida  $80^{\circ}\text{F}$

Corriente  $\diamond 23$

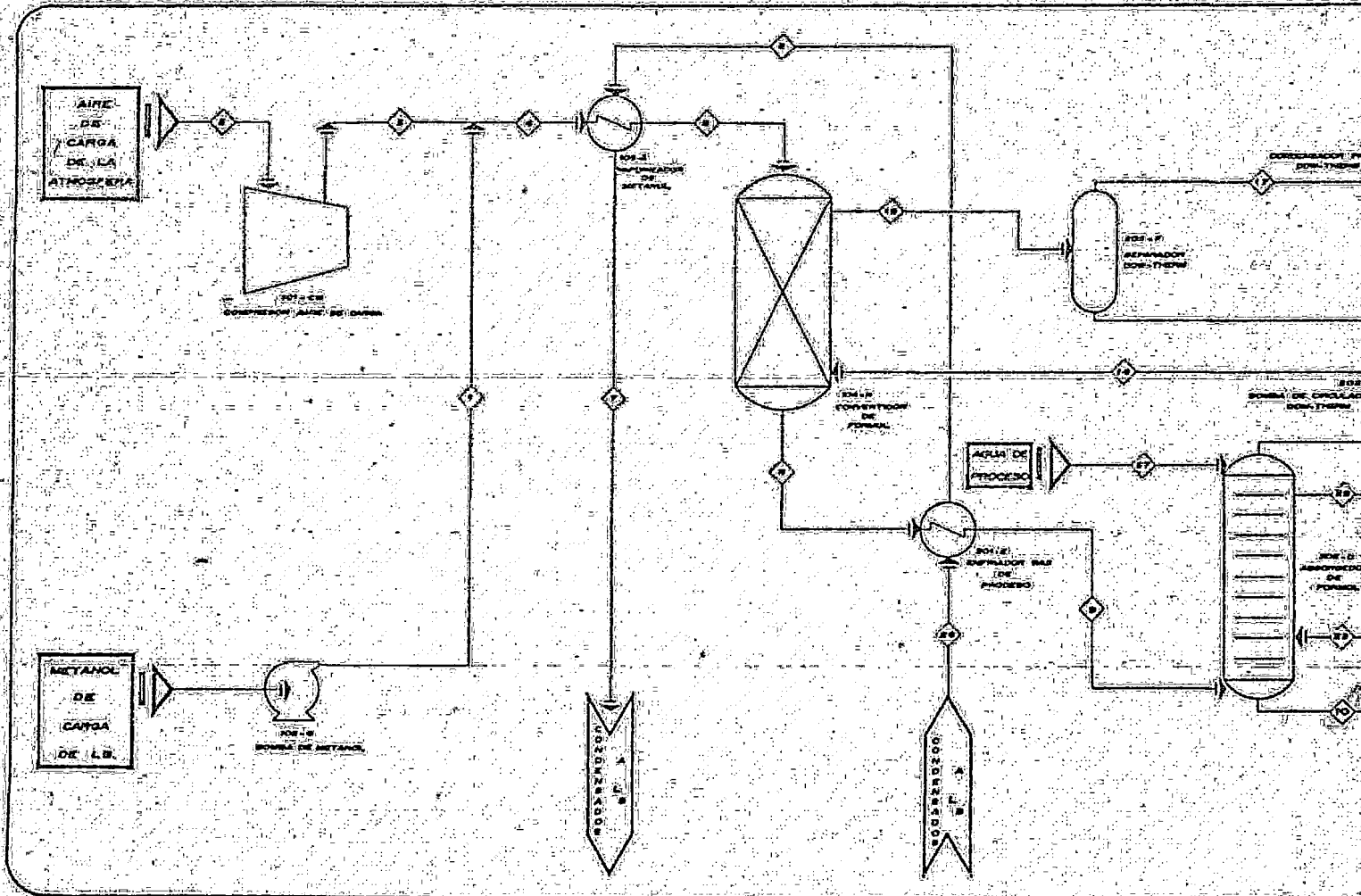
$$W_{23} = W_{22} = 81,011.32 \text{ lb/hr}$$



DIAGRAMA 2.

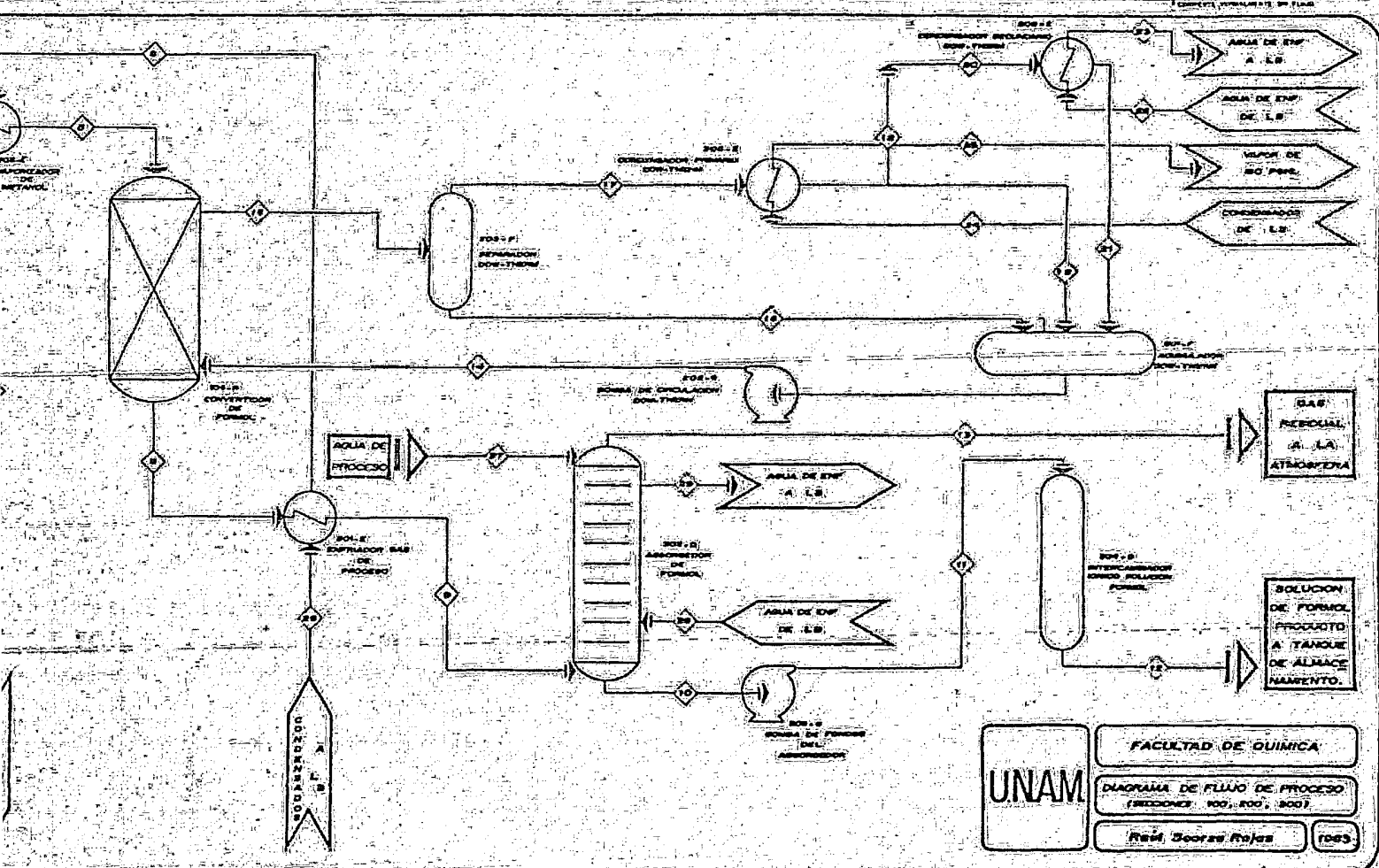
FLUJO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL FORMALDEHIDO

COMENTARIO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
FRASE	LITROS	GAL	GAL	LITROS	KG	KG	KG	KG	KG	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS	LITROS
METANO	100.00			100.00	8.01	8.50			8.50	8.50	8.70	8.70	8.70	8.70	8.70			
AGUA		3.46	3.46		2.38	2.54	100.00	100.00	7.23	7.23	7.33	7.33	7.33	7.33	7.33			
OXIGENO		15.75	15.75		18.00	19.00			18.00	18.00					18.00			
NITROGENO		77.47	77.47		73.90	79.00			76.78	76.78					76.78			
FORMALDEHIDO									8.70	8.70	8.70	8.70	8.70	8.70	8.70			
FORMICA/STEA									0.28	0.28				0.28				
AGUA FORMICA									0.81	0.81	0.81	0.81						
FORMICA DE CARBONO									0.23	0.23				0.23				
FORMICA DE CARBONO									0.07	0.07				0.07				
AGUA TEMPLADA (100°C)																100	100	100
FORMICA/STEA									0.1000	0.1000	0.1000	0.1000	0.1000	0.1000	0.1000			
FORMICA/STEA									0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700	0.0700			
TEMPERATURA (°C)	25	28	207.5	207.5	209	212	218	218	238	238	195	20	140	20	200	200	200	200
ENTRADA P.P.T. (kg/L)	0.81	0.81	0.81	1.12	1.22	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875	0.875			
TEMP. P.P.T.	25								20	20	20	20	20	20	20			
TEMP. P.P.T.	25								20	20	20	20	20	20	20			
FORMICA/STEA	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00



# FLUJO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL FORMALDEHIDO

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
514	514	515	515	517	518																	
745	742	737	735	735	736																	
739	734				738																	
725	724				724																	
576	576	577	577	577	578																	
508	508				509																	
501	501	502	502																			
523	523				523																	
505	505				505																	
7299	7279	7215	7215	7215	7217																	
7274	7274	7274	7274	7274	7274																	
8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90
9045	9045	9045	9045	9045	9045																	
9046	9046	9046	9046	9046	9046																	
9047	9047	9047	9047	9047	9047																	
9048	9048	9048	9048	9048	9048																	



### III. DIMENSIONAMIENTO EQUIPO MAYOR

#### A. Diseño del compresor 101-CM

Para el diseño del compresor se usará el Método "N" o Método del Exponente Politrópico.

Paso 1:

Cálculo del Flujo de Entrada.

$$Q_2 = V_2 W_2$$

$$W_2 = \frac{1b}{\text{min}}$$

$$V_2 = \text{Volumen específico} = \frac{1}{\rho}$$

$$W_2 = 313.43 \text{ lb/min}$$

$$V_2 = \frac{Z_2 RT_i}{144 P_i}$$

$$Z_2 = 0.98 \text{ Factor de Compresibilidad}$$

$$V_2 = \frac{(0.9) (53.24) (568)}{(144) (11.2)}$$

$$V_2 = 16.88 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$Q_2 = (16.88) (313.43) = 5,270.44 \text{ cfm}$$

Determinado el volumen en el paso anterior, seleccionamos el tamaño del compresor con las siguientes características:

Compresor Elliot.

Tamaño : 29 M

Rango Normal  
de flujo iCFM : 200 - 8,000

Cabeza Politrópica  
Max. por etapa (HP) : 10,000

Eficiencia  
Politrópica  $N_p$  : 0.76

Cálculo del Factor de Compresibilidad Promedio.

$$Z = \frac{Z_{1in} + Z_{2out}}{2}$$

Para determinar  $Z_2$

Exponente adiabático

$$k = \frac{C_p}{C_v} = 1.40$$

Relación de Compresión:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{30.2}{11.2} = 2.7$$

Factor de Aumento de Temperatura:

$$X = 0.35$$

Eficiencia Adiabática

$$N_{ad} = 0.725$$

$$T_2 \text{ (estimada)} = \frac{X}{N_{ad}} (T_1) + T_1$$

$$= \frac{0.35}{0.725} (528) + (528)$$

$$= 782.90^{\circ}\text{F}$$

$$Z_2 = 1.0$$

$$Z = \frac{0.98 + 1.0}{2} = 0.99$$

Cálculo de cabeza politrópica.

$$H_p = \frac{Z R T_1}{n} p_2^{\frac{n-1}{n}} - 1$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{k-1}{K(N_p)}$$

$$\frac{n-1}{n} = \frac{1.4 - 1}{1.4 (0.76)} = 0.38$$

$$0.38-1$$

$$H_p = \frac{(0.99) (53.24) (528)}{0.38} (2.7)$$

$$H_p = 33,581.53$$

Cálculo del número de etapas.

$$\text{Etapas} = \frac{H_p}{\text{Cabeza Max por etapa}}$$

$$\text{Número de etapas: } 3.35 \text{ ó } 4$$

Cálculo de velocidad final requerida.

$$(\text{Velocidad}) \text{ RPM} = \text{RPM nominal} \left( \frac{H_p}{12,000 \times \# \text{ Etapas}} \right)^{0.5}$$

$$\begin{aligned} \text{RPM} &= (11,500) \left( \frac{33,581.53^{0.75}}{12,000 \cdot 4} \right) \\ &= 9,619 \end{aligned}$$

Cálculo de Potencia Requerida.

HP Totales = HP (Gas) + Pérdidas por los sellos se considerará un sello de carbón seco por ser aire.

$$\text{Pérdidas por el sello} = 45 \text{HP.}$$

$$\begin{aligned} \text{HP}_{\text{Gas}} &= \frac{W \times H_p}{N_p \times 33,000} \\ &= \frac{(313.43) (33,581.53)}{(0.76) (33,000)} \end{aligned}$$

$$\text{HP}_{\text{Gas}} = 420$$

$$\text{HP}_{\text{Tot}} = 420 + 45$$

$$= 465$$

Se selecciona un motor de 500 HP.

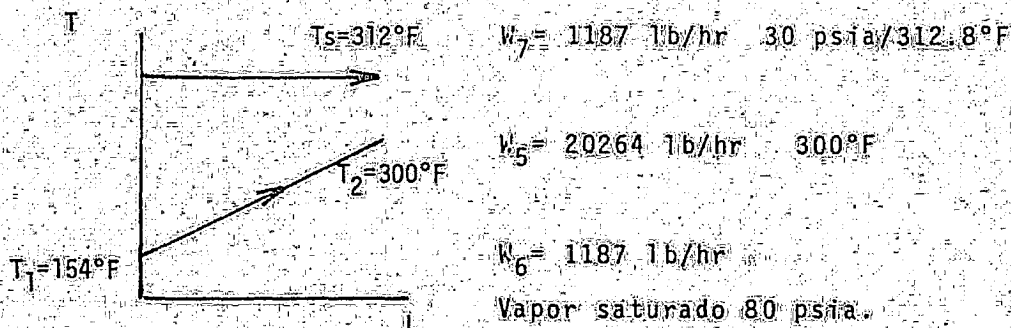
Cálculo de la temperatura de descarga.

$$t_2 = \frac{H_p}{Z \cdot R \cdot \frac{k}{k-1} \cdot N_p} + t_1$$

$$t_2 = 307.45^\circ\text{F}$$

La diferencia entre la temperatura real y la temperatura estimada es pequeña, por lo que se considera adecuado el cálculo del compresor.

## B. Cálculo del Vaporizador (103-E)



$$W_4 = 20264 \text{ lb/hr}$$

$$W_{\text{aire}} = 18806 \text{ lb/hr}$$

$$M_{\text{e OH}}^{\text{vap}} = 1,270.18 \text{ lb/hr}$$

$$M_{\text{e OH}}^{\text{liq}} = 187.67 \text{ lb/hr}$$

$$T_{\text{eb}} = 154.4^\circ\text{F}$$

$$Q = W_{\text{MeOH liq}} \cdot C_{\text{MeOH}} + W_{\text{mezcl}} \cdot C_{\text{P mezcl}} \cdot \Delta t$$

$$Q = (187.67)(483) + (20264)(0.2493)(300 - 154.4)$$

$$= 823,570 \text{ BTU/hr}$$

La ecuación de diseño:

$$Q = U_D \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

$$\text{LMTD} = \frac{T_2 - T_1}{\frac{\ln(T_s - T_1)}{(T_s - T_2)}}$$



$$\text{LMTD} = 56.5^{\circ}\text{F}$$

suponiendo un arreglo tipo 1-1

$$F_t = 1.0$$

Estimado:

$$U_D = 10.5 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \text{ LMTD}}$$

$$A = \frac{823,570 \text{ BTU/hr}}{10.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}} \cdot 56.5^{\circ}\text{F}} = 1386 \text{ ft}^2$$

Número de tubos:

$$N_t = \frac{A}{L \pi d_o} = \frac{A}{L a''}$$

Se consideran tubos de  $\beta$ ex 1" 12 BWG,  $\Delta$  1 1/4"  
longitud 16",  $a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$  (área específica).

$$N_t = 331 \text{ tubos}$$

diámetro de la envolvente: 27 in.

Determinación de los coeficientes de transferencia:

1. Por el lado de los tubos:

Área de flujo por los tubos.

$$a_{ft} = \frac{a_{ft}}{\text{tubo}} \times N_t$$

$$= \frac{0.479 \text{ in}^2}{144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}} \times 331 = 1.1 \text{ ft}^2$$

Masa Velocidad:

$$G_t = W_t / a_{ft}$$

$$= 18,421.00 \text{ lb/hr ft}^2$$

Reynold's:

$$R_e = \frac{DG_t}{\mu} = 24,802.37$$

$$JH = 80 \quad (JH \text{ fig. 24 Kern})$$

Para aire y un hidrocarburo ligero ( $M_e OH$ ) evaporándose, se tiene la siguiente correlación:

$$h_{io} = JH \frac{k}{D_j} (Pr)^{1/3}$$

$$k = 0.0095 \frac{\text{BTU}}{\text{hr. ft}^2 (\text{°F}/\text{ft})} \quad @ \quad 148^\circ\text{F}$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \text{ para aire} \quad Pr = 0.74$$

$$D_o = 1'' \quad D_j = 0.782 \text{ ft.}$$

$$h_{io} = (80) (0.0095) (0.74)^{1/3} 12/0.782$$

$$h_{io} = 10.55 \text{ BTU/hr-ft}^2 \text{°F}$$

para vapor  $h_o = 1,500$

$R_D = 0.002$  para aire

$R_D = 0$  para vapor puro

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{10.55} + R_D} \\
 &= \frac{1}{\frac{1}{1500} + \frac{1}{10.55} + 0.002} \\
 &= 10.26
 \end{aligned}$$

Existe una diferencia de 2.5% entre la  $U_D$  estimada (10.5) y la  $U_D$  calculada (10.26), por lo que el cálculo del vaporizador es correcto.

### C. Dimensionamiento Convertidor de Formol (104-R)

De acuerdo a la revisión de la literatura existente sobre catalizadores de óxido férrico-molibdeno, se establece que el mecanismo controlante para el diseño del convertidor, es la cinética química de la reacción, mas no la transferencia de calor mediante el aceite térmico (Dow-therm).

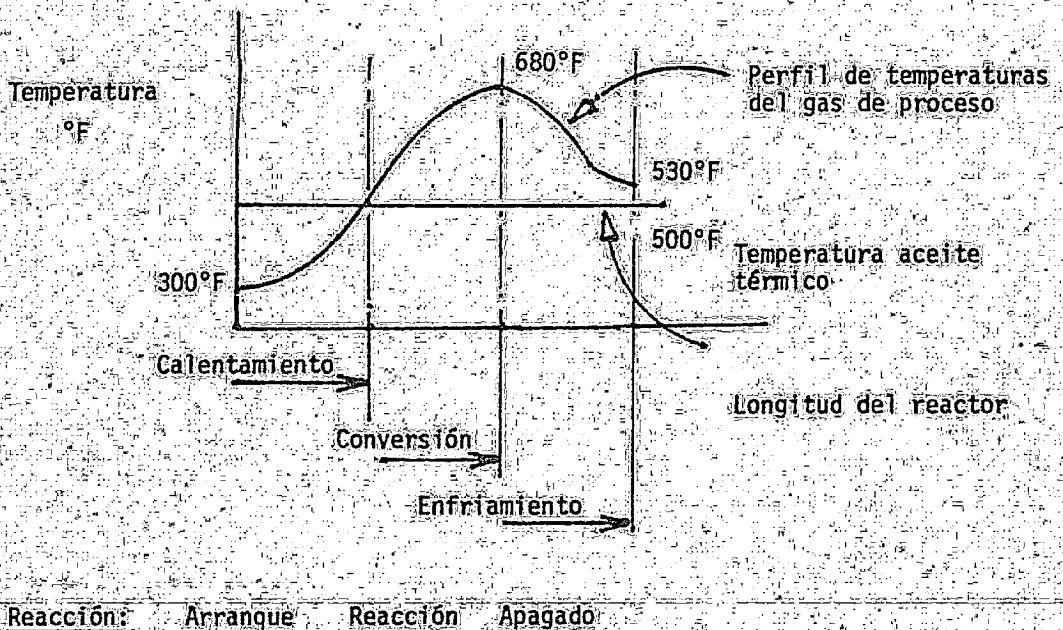
En base a la eficiencia típica de los catalizadores de fierro-molibdeno (92%) el espacio velocidad reportado en la literatura es de:

$$S = 6500 \frac{\text{ft}^3 \text{ gas}}{\text{ft}^3 \text{ cat. hr}}$$

Sabiendo que el espacio velocidad, es el flujo volumétrico de alimentación, medido a condiciones estándar, por unidad de tiempo y por unidad de volumen del reactor.

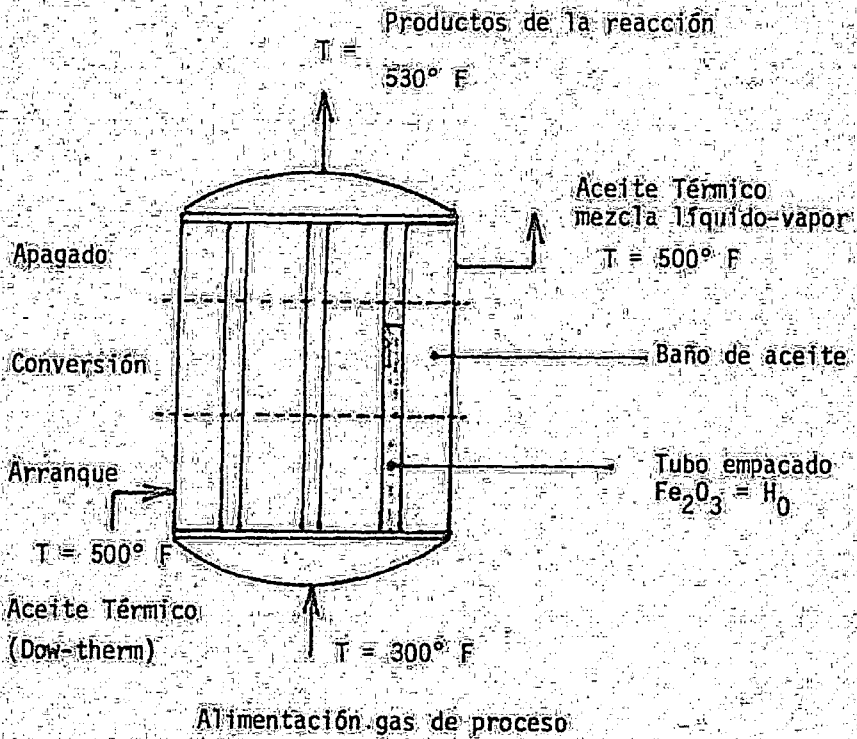
La reacción de conversión de metanol a formaldehído, normalmente se lleva a cabo en reactores tubulares de tubo empacado. El catalizador se encuentra en el interior de los tubos y del lado externo se tiene un baño de aceite térmico, el cual, en primer término, elevará la temperatura del gas de proceso hasta la temperatura de reacción y después removerá el calor desprendido por

la misma. Los niveles de temperatura específicos del proceso considerado en este trabajo son:



En el diagrama 3 se representa esquemáticamente el convertidor.

DIAGRAMA 3.



### C.1 Cálculo de la sección de reacción del convertidor.

La corriente  $\diamond 5$  de alimentación al convertidor, tiene un flujo másico de 20264 lb/hr a una presión de 10 psig y una temperatura de 300°F, con un peso molecular de 28.9 lb/lbmol. La densidad de la corriente a condiciones estándar es:

$$\rho = \frac{28.9}{359} = 0.081 \text{ lb/ft}^3 \quad @ \quad 32^\circ\text{F y 1 atm.}$$

El flujo volumétrico alimentado sería:

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{20264}{0.081} = 251,722 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Para determinar el volumen de catalizador de óxido férrico-molibdeno.

$$V_R = \frac{Q}{S} = \frac{\text{flujo volumétrico}}{\text{espacio velocidad}}$$

$$= \frac{251,722}{6,500} = 38.73 \text{ ft}^3$$

### C.2 Criterio de diseño de la sección de calentamiento.

Para el cálculo del área de transferencia de calor de la sección de calentamiento o arranque en el reactor, se utilizan valores reportados en la literatura de las densidades de flujo de calor por unidad de área de transferencia (Flux

de calor), Para este caso se usa un Flux de 1000 BTU/hr ft<sup>2</sup>.

### C.3. Criterio de diseño de la sección de Apagado.

Para la sección de apagado, el coeficiente global de transferencia de calor ( $U_D$ ) que considera el enfriamiento de producto mediante aceite térmico (Dow-Therm) se estima en 2.5 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F.

### C.4. Dimensionamiento del Reactor.

Adicionalmente a los criterios de Dimensionamiento expuestos con anterioridad, es decir, espacio velocidad de reacción, Flux de calor para la sección de calentamiento y coeficiente global de transferencia de calor de la sección de apagado, es necesario considerar el aspecto hidráulico para el diseño del reactor.

Después de un proceso de cálculos iterativos, se obtuvieron las siguientes características del reactor:

<u>Tubos del Reactor</u>	<u>Envolvente</u>
- Número 7000	- Diámetro 10 ft
- Diámetro 1 in, 13 BWG	- longitud entre tangentes 10 ft
- Arreglo triangular	- presión de diseño, 50 psig.



<u>Tubos del Reactor</u>	<u>Envolvente</u>
- Espaciamiento 1 5/16 in	- temperatura de diseño 750°F
- Longitud 5 ft	- Material construcción: Acero al carbón, Código ASME, Secc. VIII
- Presión de diseño 50 psig.	- tapas torisféricas estándar.
- temperatura de diseño 750°F	- todas transferencias estándar.
- Material construcción SS304, Código ASME Secc. VIII	(Material: Acero al Carbón).

A continuación se presenta el cálculo de la longitud de tubos requerida para cada una de las secciones del reactor, con el fin de compararla con la longitud total estimada de los mismos.

#### C.4.1 Sección de Reacción.

Mediante el espacio velocidad de  $6500 \text{ ft}^3$  de gas/ $\text{ft}^3$  de cat. hr., se obtuvo un volumen requerido de catalizador de  $38.73 \text{ ft}^3$  de donde la longitud empacada de los tubos, será:

$$L_e = \frac{V_e}{N_t \times a_{ft}}$$

donde:  $L_e$  = longitud empacada, ft

$V_e$  = volumen de catalizador,  $\text{ft}^3$

$N_t$  = número de tubos

$a_{ft}$  = área de flujo para los tubos,  $\text{ft}^2$

sustituyendo:

$$L_e = \frac{38.73 \text{ ft}^3 \times 144 \text{ in}^2}{7000 \times 0.5153 \text{ in}^2 \times \text{ft}^2}$$

$$L_e = 1.55 \text{ ft}$$

La longitud no empacada está dada por:

$$L_t = L_e + L_{ne}$$

$$L_{ne} = 5.5 - 1.55 = 3.95 \text{ ft}$$

#### C.4.2 Sección de Calentamiento.

El área de transferencia de calor requerida para esta sección, se calcula mediante un Flux promedio de 1000 BTU/hr ft<sup>2</sup>. El calor requerido para llevar la mezcla a la temperatura de inicio de reacción es determinado por:

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= w \cdot C_p \cdot \Delta t \\
 &= 20264 \times 0.2493 \times (500 - 300) \\
 &= 1,010,363 \text{ BTU/hr}
 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q_1}{\text{Flux}} = 1010.4 \text{ ft}^2$$

de donde la longitud de la sección de calentamiento será:

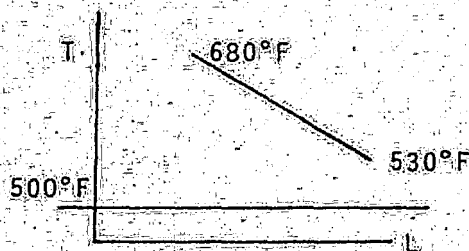
$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a \cdot f \cdot N_t} \\
 &= \frac{1010.4}{0.2618 \times 7000} \\
 &= 0.55 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### C.4.3 Sección de Apagado.

El calor transferido para enfriar los productos desde 680°F a 530°F es:

$$Q = 957,088 \text{ BTU/hr}$$

La diferencia de temperatura media en esta sección, está dada por:



$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{680 - 530}{\ln \frac{680 - 530}{530 - 500}} \\ &= 83.72 \end{aligned}$$

empleando el coeficiente global de transferencia de calor de 2.5 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F, se tiene:

$$\begin{aligned} Q &= U_D A \text{ LMTD} \\ A &= \frac{957,088}{2.5 \times 83.75} \\ A &= 4573 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

La longitud de los tubos en esta sección corresponde a:

$$L = \frac{4,573}{0.2618 \times 7000}$$

$$L_c = 2.5 \text{ ft}$$

De acuerdo a lo anterior, la longitud total calculada de los tubos, es de:

$$\begin{aligned} L_t &= L_r + L_e + L_a \\ &= 1.55 + 0.55 + 2.5 = 4.6 \text{ ft} \end{aligned}$$

La longitud disponible de los tubos es de 5 ft, pero dado el carácter crítico del servicio, la diferencia del 8% es bastante aceptable y debe mantenerse como sobrediseño.

#### D. Dimensionamiento del Absorbedor de Formol (302-D).

El diseño del Absorbedor será de acuerdo con el manual de diseño de cálculo de platos de balastra de Glitsch, Inc. Del balance de materia en el absorbedor (Diagrama V.3) el flujo de líquido en el domo es de 4.26 galones por minuto y el flujo de vapor de la corriente de proceso es de 92.42 ft<sup>3</sup>/seg., siendo las densidades del líquido y vapor de 62.34 y 0.06 lb/ft<sup>3</sup> respectivamente.

El cálculo de los platos tipo balastra es de carácter iterativo, por lo cual se requiere obte-

ner un diámetro aproximado mediante el diagrama N° 6 del Manual Glitsch. El uso de este diagrama requiere la velocidad de carga del vapor, definida como:

$$V_{\text{carga}} = \text{GFS} \sqrt{\frac{P_v}{P_L P_v}}$$

por lo que:

$$\begin{aligned} V_{\text{carga}} &= 92.42 \times \sqrt{\frac{0.06}{(62.34 - 0.06)}} \\ &= 2.87 \end{aligned}$$

Se estima inicialmente un diámetro de Torre de 5.5' con un paso:

$$\text{FPL} = 9 \times 5.5 = 49.5$$

Area Activa AAM:

$$= \frac{V_{\text{carga}} + \text{GPM} \times \text{FPL} / 13,000}{\text{CAF} \times \text{FF}}$$

para un factor de inundación de 0.77 (FF)

$$\text{AAM} = \frac{2.87 + (4.26 \times 49.5 / 13,000)}{0.221 \times 0.77}$$

$$= 16.96 \text{ f t}^2$$

para la bajante, la velocidad de diseño se calcula de tres formas, empleándose la que resulte con un valor más bajo:

$$a) \quad VB_d = 250 \times \text{Factor Sistema} = 250 \times 0.85 \\ FS = 0.85 \quad \text{Tabla 1b-Glitsch} = \underline{212.5}$$

$$b) \quad VB_d = 41 \times \sqrt{p_L \cdot p_v} \times FS = 275.0$$

$$c) \quad VB_d = 7.5 \times \sqrt{TS} \times \sqrt{p_L \cdot p_v} \times FS \\ = 7.5 \times \sqrt{12} \times \sqrt{62.27} \times 0.85 = 265.0$$

por lo que la velocidad de diseño en la bajante empleada es  $VB_d = 212.5 \frac{\text{GPM}}{\text{ft}^2}$

Para un espaciamiento de 12"

Velocidad de Carga =  $\text{ft}^3/\text{seg.}$

$$= \text{CFS} \sqrt{p_v / (p_L \cdot p_v)}$$

de la corriente 13 = 19 964 lb/hr

$p_v = 0.06 \text{ lb/ft}^2$

$p_L = 62.34 \text{ "}$

$$\text{CFS} = \frac{19\,964 \text{ lb/hr}}{0.06 \text{ lb/ft}^2 \cdot 3,600 \text{ seg.}} = 92.43 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg.}}$$

$$V_c = 92.43 \sqrt{\frac{0.06}{(62.34 - 0.06)}}$$

$$V_c = 2.87$$

Factor de Capacidad (CAF<sub>o</sub>)

Fig. 5.B

$$TS = 12^m \quad CAF_o = 0.26$$

$$f_v = 0.06$$

Considerando el factor del sistema

$$CAF = CAF_o \times SF$$

SF = factor sistema = 0.85 (Tabla 1b-Glitsch)

$$CAF = 0.26 \times 0.85 = 0.221$$

Longitud libre de paso (FPL)

$$FPL = 9 \times Dt/NP$$

Calculando el área mínima en las bajantes (ADM)

$$ADM = GPM / (VB_d \times FF)$$

$$= 4.26 / (212.5 \times 0.77) = 0.026 \text{ ft}^2$$

como resulta menor al 11% del área activa, el área mínima de las bajantes será:

$$ADM = 0.026 \times 2 = 0.052 \text{ ft}^2$$

Para determinar el área total de la columna:

$$ATM = AAM + 2(ADM)$$

$$= 17.0 + 0.104 = 17.104 \text{ ft}^2$$

$$6 \quad ATM = \frac{V \text{ carga}}{0.78 \times CAF \times FF} = \frac{2.37}{0.78 \times 0.221 \times 0.77}$$

$$ATM = 21.62 \text{ ft}^2$$



utilizando la expresión última.

El Diámetro de la Torre.

$$D_r = \text{ATM}/0.785$$

$$D_r = 5.25 \text{ ft}$$

tomando valores estandar, el diámetro de la torre será de 5.5 ft.

Cálculo del Número de Unidades de Balastra

Para determinar el número de balastras, se requiere dimensionar el ancho de la trayectoria de flujo, la cual se define como el área activa dividida por la longitud de la trayectoria del flujo y es determinado por la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} \text{WFP} &= \text{AA} \times 144/\text{FPL} \\ &= 17 \times 144/49.5 = 49.5 \end{aligned}$$

El número de unidades de balastra en contacto con el área activa es el número de hileras multiplicado por el número promedio de unidades por hilera con las correcciones por las pérdidas de espacio ocasionados por los traslapes entre la placa de acceso y el piso del plato. Estimándose como sigue:

1. Con líneas de soporte paralelas al flujo del líquido.

$$\begin{aligned} \text{N}^\circ \text{ Hileras} &= \frac{\text{FPL} - 18.5}{0.5 \times \text{Pitch}} + 1 \quad \text{NP} \\ &= \frac{49.5 - 18.5}{0.5 \times 3.5} + 1 = 24 \text{ hileras} \end{aligned}$$

2. Con líneas de soporte perpendiculares al flujo del líquido.

$$\text{N}^\circ \text{ Hileras} = \frac{\text{FPL} - 1.75 \times \text{N}^\circ \text{ soportes} - 6.0}{2.5}$$

para el diámetro 5" 6" del plato con un paso, el N° de soportes estandar es 4.

$$\text{N}^\circ \text{ Hileras} = \frac{49.5 - (1.75 \times 4) - 6.0}{2.5} = 15$$

Considerando los criterios de diseño de Glitsch, el número de unidades de balastra por pie cuadrado de área activa es:

$$\begin{aligned} \text{NUB} &= 14 \text{ u/ft}^2 \times \text{AA} = 14 \times 17 \\ &= 238 \end{aligned}$$

el número de unidades promedio en cada hilera es el siguiente:

1. Con líneas de soporte paralelas al flujo del líquido  $\text{NUB prom/hilera} = 238/24 \cong 10$

2. Con líneas de soporte perpendiculares al flujo,  
del líquido NUB prom/hilera =  $238/15 \approx 16$

## CAPITULO 6

### ESTIMACION DE GASTOS E INVERSION

## I. ESTIMACION DE LA INVERSION.

La estimación de la inversión puede realizarse empleando distintos métodos, modificando cada uno de estos. La exactitud de la estimación, en la tabla 6.1 se presentan los tipos más comunes de estimación.

TABLA 6.1

### ESTIMACION DE INVERSIONES EN ACTIVOS

<u>TIPO DE ESTIMACION</u>	<u>B A S E S</u>	<u>EXACTITUD PROBABLE</u>
-Orden de Magnitud (relación estimada)	Información previa de costos de procesos o equipo similar	± 40%
-Estudio (factores estimados)	Conocimiento de diagrama de flujo y especificación de equipo mayor.	± 25%
-Preliminar (presupuesto inicial)	Datos suficientes para preparación de un presupuesto.	± 12%
-Definitivo (control del proyecto)	Datos detallados con planos.	± 6%
-Detallado (para firma y contratos)	Dibujos y especificaciones completas, incluye cotizaciones.	± 3%

Para el proceso de producción de formaldehído se cuenta con estimaciones de inversión reportadas en la literatura, en la tabla 4.2 se presenta información comparativa de la inversión requerida para una planta de formaldehído producido con los dos procesos usuales en escala industrial.

No obstante de contar con la inversión requerida en procesos catalizados con óxido fierro-molibdeno, se descarta dicha información por tener una antigüedad de diez años.

Para el presente estudio se toma la Inversión reportada en el registro de los permisos petroquímicos otorgados por la Secretaría de Patrimonio y Fomento Industrial (actualmente Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal). Para una planta de 24,000 toneladas de formaldehído se reporta una Inversión requerida de \$ 84'920,000.00 valuada a pesos de 1980.

La inversión total se desglosa en:

	\$
Inversión fija a Límites de Batería	65'813,000
Gastos de Ingeniería y Arranque	10'530,000
Contingencias	<u>8'577,000</u>
T o t a l	<u><u>84'920,000</u></u>

La inversión para la planta (Inversión fija a L.B.) propuesta se puede determinar correlacionando las capacidades con la ecuación,

$$\frac{\text{Inversión Planta A}}{\text{Inversión Planta B}} = \left( \frac{\text{Capacidad A}}{\text{Capacidad B}} \right)^{0.6} \quad (6.1)$$

Sin embargo, para una época inflacionaria como la actual es necesario corregir la inversión utilizando índices que actualicen el valor de los activos.

Esta corrección puede efectuarse incorporando a la ecuación 6.1 índices como los índices de Marshall & Stevens, reportados periódicamente en la literatura para actualizar los costos de equipo para diferentes industrias.

La ecuación resultante es:

$$\frac{\text{Inversión Planta A}}{\text{Inversión Planta B}} = \left( \frac{\text{Capacidad A}}{\text{Capacidad B}} \right)^{0.6} \frac{I_A}{I_B} \quad (6.2)$$

donde  $I_A$  y  $I_B$  corresponden a los índices para los años correspondientes a la inversión reportada.

En este estudio se decidió hacer la actualización del valor de los activos, con el deflactor del Producto Interno Bruto para el Sector de Manufacturas y en particular el deflactor de productos metálicos, Maquinaria

y Equipo, y no con los índices M & S. El deflactor del PIB por sector refleja el comportamiento real de la economía Mexicana, registra el elevado incremento de precios y el efecto de la devaluación de la moneda sobre los mismos.

La Inversión requerida para la planta propuesta con una capacidad de 12,000 toneladas anuales será:

$$\frac{65'815,000}{I_B} = \left( \frac{24,000}{12,000} \right)^{0.6} \frac{I_{1980}}{I_{1983}}$$

$$I_B = 43'420,390 \left( \frac{I_{1983}}{I_{1980}} \right)$$

Para el deflactor del PIB de manufacturas (Maquinaria y Equipo) (1970 = 100)

$$I_{1983} = 1,480$$

$$I_{1980} = 460$$

La relación de índices  $I_{1983} / I_{1980}$  indican que el valor de los bienes manufacturados en el país como maquinaria y equipo, se ha triplicado en este periodo de alta inflación y devaluación.

La inversión para la planta de 12,000 anuales valuada a pesos de 1983, será:



$$I_B = \$ 139,700,385$$

La inversión determinada considera la inversión fija a límites de batería, inversión para desarrollo del lugar, inversión en servicios, y costos indirectos que pueden ser capitalizados como Ingeniería Básica, Ingeniería de Detalle y Gastos de Construcción.

Los Gastos de arranque del proyecto se estiman en 16% de la inversión fija total y se adiciona un 13% por contingencias e imprevistos, por lo que la inversión total en el proyecto será:

CUADRO 6.1.

INVERSION REQUERIDA PARA EL PROYECTO

	<u>M \$ 1983</u>
Inversión Fija Total	139,700.4
Gastos de Arranque (16%)	22,362.1
Contingencias (13%)	<u>18,161.0</u>
<b>INVERSION TOTAL</b>	<b><u>\$ 180,213.5</u></b>

II. COSTOS DE PRODUCCION.

Los costos de producción se clasifican en:

1. Costos Variables
2. Costos Fijos

## II.1 Costos Variables.

Los costos variables comprenden todos los renglones que dependen directamente del volumen de producción; los costos considerados como variables se presentan en la tabla 6.2.

TABLA 6.2

### COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION

BASE: 1 TON. FORMALDEHIDO AL 37% (1983)

	UNIDAD	PRECIO UNITARIO \$	CONSUMO UNITARIO	COSTO VARIABLE UNITARIO (\$)
<b>MATERIAS PRIMAS</b>				
METANOL	TON	16,250.0	0.429	6,971.25
CATALIZADOR	KG.	5,032.0	0.033	166.06
<b>SERVICIOS</b>				
AGUA DE PROCESO	M <sup>3</sup>	3.84	0.210	0.81
ELECTRICIDAD	KWH	4.43	130	575.90
VAPOR PRODUCIDO	TON	236.63	(0.407)	(96.31)
AGUA ENFRIAMIENTO	M <sup>3</sup>	36	233	317.27
<b>TOTAL COSTO VARIABLE</b>				<b>7,934.98</b>

## II.2 COSTOS FIJOS.

Los conceptos que representan los costos fijos son:

Mano de Obra y Supervisión Directa.

Las tecnologías actuales en el mercado ofrecen procesos prácticamente automatizados por lo que los requerimientos de mano de obra y supervisión son mínimos.

Los requerimientos por turno de operación son:

Operador A	1
Auxiliar	1
Supervisor	1

Se considera un esquema de operación de:

3 turnos por día

6 días de trabajo por dos días de descanso.

Adicionalmente se considera un 45% sobre el costo directo anual por gastos sobre mano de obra y supervisión.

#### COSTO ANUAL - MANO DE OBRA DIRECTA

		\$
Operador A	4	1'564,855
Auxiliar	4	703,827
Supervisor	4	2'928,361
		<u>5'197,043</u>

**b. Indirectos de Fábrica:**

**Almacén:** Se considera el 3.0% del costo directo de producción.

**Mantenimiento:** El costo se determina como un porcentaje de la inversión fija total, para este proyecto se considera el 3.0% anual.

**Otros Indirectos:** En este concepto se incluyen los gastos correspondientes a:

-Administración de Planta

-Mano de Obra Indirecta

-Servicios de Oficinas

-Vigilancia

-Control de Calidad

-Relaciones Industriales

El costo total por estos conceptos se considera como el 15% del costo directo de producción.

**Depreciación:** Se considera el método línea recta depreciando la inversión fija en 10 años de acuerdo con la depreciación fiscal.

El costo directo y el costo total de producción se muestra en la tabla 6.3.

TABLA 6.3

COSTO DE PRODUCCION DEL FORMALDEHIDO

BASE: 1 TON DE FORMALDEHIDO AL 37% (1983)

	<u>PESOS/TONELADA</u>
COSTO VARIABLE	7,934.98
COSTO FIJO	<u>433.09</u>
COSTO DIRECTO DE PRODUCCION	8,368.07
ALMACEN	<u>251.04</u>
COSTO DE LO VENDIDO	8,619.11
COSTOS INDIRECTOS:	
-Mantenimiento y Refacciones	349.25
-Administración y otros indirectos de fábrica	1,255.21
-Depreciación	<u>1,164.17</u>
COSTO TOTAL DE PRODUCCION	<u>11,387.74</u>

III. PREMISAS PARA PROYECCION DE COSTOS.

Con objeto de realizar la evaluación económica en pesos corrientes para todo el periodo de proyección se establecen en la Tabla 6.3 las premisas y factores de escalación.

Los factores de escalación se determinaron considerando la actual situación económica del país y de acuerdo a las medidas adoptadas por el Gobierno Federal, en el Programa Inmediato de Reordenamiento Económico (PIRE) con objeto de superar la crisis.

Asimismo, se considerará un importante incremento de precios en las materias petroquímicas y en energéticos de acuerdo a la política de precios adoptado por el Gobierno en la que pretende la eliminación de subsidios. Para estos insumos, se consideró llevar gradualmente el precio interno a precios similares a los internacionales.

La proyección del costo de manufactura y la evaluación económica del proyecto se realizó empleando el sistema computarizado de Evaluación de Proyectos propiedad del Grupo Tolteca, con objeto de mostrar la utilización real de modelos computarizados en la Evaluación de Proyectos.

TABLA 6.4

PREMISAS Y FACTORES DE ESCALACION DE COSTOS  
(PORCIENTO)

CONCEPTO	1983 (AÑO BASE)	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993
<b>MATERIAS PRIMAS:</b>											
METANOL		35%	30%	20%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%
CATALIZADOR		25%	20%	20%	20%	25%	25%	20%	20%	20%	20%
<b>SERVICIOS:</b>											
ELECTRICIDAD		165%	90%	70%	32%	29%	25%	20%	20%	20%	20%
VAPOR *		240%	110%	80%	40%	35%	30%	25%	25%	25%	25%
AGUA DE PROCESO		70%	40%	30%	25%	20%	20%	20%	20%	20%	20%
AGUA DE ENFRIAMIENTO		70%	40%	80%	25%	20%	20%	20%	20%	20%	20%
<b>MANO DE OBRA:</b>											
SALARIO MEDIO ANUAL		51%	37%	32%	30%	30%	30%	30%	30%	30%	30%
<b>OTROS INDIRECTOS:</b>											
INDICE GENERAL INFLACION (DIC/DIC)		50%	31%	27%	30%	28%	25%	24%	23%	23%	25%

\* (COMBUSTIBLE REQUERIDO PARA LA GENERACION DE VAPOR).

En la tabla 6.5 se presenta la proyección de la integración del costo de manufactura y del costo de ventas adicionando una variación de inventario de producto en proceso y producto terminado.

En el concepto de depreciación contable se registra la depreciación contable normal por la inversión en activos fijos, la depreciación adicional por reexpresión que incorpora el efecto inflacionario en el valor de reposición de los activos y la amortización anual de inversiones no productivas, que en este proyecto corresponden a los gastos de proyecto y las contingencias que son capitalizadas.

El costo unitario directo de producción del formaldehído para el período de proyección para una producción a plena capacidad sería:

TABLA 6.6

PROYECCION COSTO DIRECTO DE PRODUCCION

	(\$ /TON)	INCREMENTO % ANUAL
1986	25,480.16	-
1987	30,963.27	21.5
1988	37,513.75	21.2
1989	44,991.04	19.9
1990	53,732.18	19.4
1991	64,066.56	19.2
1992	76,618.69	19.6
1993	92,929.67	21.3
1994	99,513.08	9.1



PROYECTO : XXXX FORMOL XXXX  
 NÚMERO : 15-01  
 CÓDIGO : 621110

TABLA 6.5

Division :  
 COBERTA BASE : MM. 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.06 ANEXOS DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

INTEGRACION DEL COSTO DE MANUFACTURA Y DE VENTA

		MILES DE \$							
		1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	
Mercurio	Kg.	.00	47 487.74	130 591.81	143 551.97	157 937.16	173 723.53	191 391.43	210 197.95
Catalizador Fe-H <sub>2</sub>	gr.	.00	1 043.74	2 868.31	3 441.97	4 362.46	5 378.78	6 454.25	7 744.89
<b>COSTO DE MATERIAS PRIMAS</b>		.00	48 531.48	133 370.13	146 993.94	162 299.63	179 102.31	197 545.28	217 942.75
Vapor	Ton.	.00	-1 059.77	-1 368.55	-6 115.97	-8 256.56	-10 231.87	-13 417.90	-16 772.13
Agua de enfriamiento	M3	.00	615.34	1 831.94	2 289.92	2 747.91	3 297.94	3 957.36	4 748.76
Agua de proceso	M3	.00	5.92	17.61	22.11	26.42	31.71	38.95	45.65
Electricidad	KWH	.00	5 733.61	22 321.89	29 464.89	38 009.71	47 518.33	57 819.39	68 422.36
<b>COSTO DE SERVICIOS</b>		.00	5 295.10	12 802.89	25 669.86	32 527.48	40 113.16	47 598.88	56 444.58
No hay O/C/V.H.		.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>OTROS COSTOS VAR. DE MAN.</b>		.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>COSTOS VAR. DE MANUFACT.</b>		.00	53 626.58	153 173.43	172 654.78	194 737.13	219 183.78	245 114.26	274 339.19
H.O. Dir. y Supervisión		.00	7 119.95	9 398.33	12 217.83	15 883.17	20 618.13	26 842.56	34 895.33
Mantenimiento		.00	65 682.52	83 670.81	108 772.83	139 228.19	174 935.25	215 833.72	265 438.56
Almacenamiento		.00	19 103.10	24 268.94	31 539.22	40 374.24	50 482.74	62 573.86	76 965.78
Otros Indirectos-Planta		.00	3 946.35	5 811.86	6 515.42	8 339.74	10 424.67	12 926.63	15 899.71
<b>COSTOS FIJOS DE MANUFACT.</b>		.00	96 351.92	122 341.92	159 444.53	203 821.31	255 571.81	318 146.69	393 197.38
<b>DEPRECIACION CONTABLE</b>		.00	23 482.38	36 248.96	39 859.89	51 607.40	65 137.89	81 525.39	101 246.14
<b>COSTO DE PRODUCCION</b>		.00	173 369.88	315 761.58	371 559.19	459 165.81	539 692.53	644 786.13	768 798.75
<b>VARIACION INVENT. PROD. PROC.</b>		.00	416.33	348.99	156.67	185.72	211.64	245.85	289.72
<b>VARIACION INVENT. PROD. TERM.</b>		.00	12 695.81	135.88	3.38	.76	-213	.00	.00
<b>COSTO DE VENTAS</b>		.00	162 248.72	315 277.31	371 358.75	449 781.30	539 681.30	644 541.25	768 519.10

\*\*\* EMPRESAS TOLEDA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 132

PROYECTO : \*\*\*\*\* FOLIO \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15/91  
 CODIGO : 021116

TABLA 6.5

Division :  
 CORRIDA BASE :  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.06 ANEXOS DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

INTEGRACION DEL COSTO DE MANUFACTURA Y DE VENTA

MONEDAS DE \$

		1992	1993	1994
Metanol	Kg.	231 215.19	254 334.31	279 765.38
Catalizador Fe-Mo	gr.	9 293.88	11 152.54	13 382.94
<b>COSTO DE MATERIAS PRIMAS</b>				
Vapor	Ton.	-20 864.91	-26 285.89	-32 757.12
Agua de enfriamiento	m3	5 698.44	6 038.05	6 265.59
Agua de proceso	m3	51.78	65.74	70.89
Electricidad	KWh	82 165.01	98 526.00	110 234.22
<b>COSTO DE SERVICIOS</b>				
No hay D.C.V.H.		.00	.00	.00
<b>OTROS COSTOS VAR. DE MAN.</b>				
		.00	.00	.00
<b>COSTOS VAR. DE MANUFACT.</b>				
		317 375.86	344 682.69	386 877.61
<b>M.O. Dir. y Supervision</b>				
Mantenimiento		45 363.92	58 973.69	76 665.02
Almacenamiento		326 489.44	428 111.81	501 977.56
Otros Indirectos Planta		94 667.91	118 334.89	145 551.91
		19 556.65	24 445.81	33 660.35
<b>COSTOS FIJOS DE MANUFACT.</b>				
		486 877.94	619 065.75	754 262.88
<b>DEPRECIACION CONTABLE</b>				
		125 971.36	160 667.41	53 816.24
<b>COSTO DE PRODUCCION</b>				
		919 424.251	115 156.181	194 157.10
<b>VARIACION INVENT. PROD. PROC.</b>				
		349.71	447.49	518.32
<b>VARIACION INVENT. PROD. TERM.</b>				
		.13	.25	.00
<b>COSTO DE VENTAS</b>				
		919 474.631	114 788.251	193 638.75

El incremento del costo ponderado directo de producción resulta menor al incremento del índice general de inflación.

C A P I T U L O 7

EVALUACION ECONOMICA

## I. PREMISAS DE EVALUACIÓN.

### 1. Tiempo de ejecución del Proyecto.

El tiempo estimado para el desarrollo del proyecto es:

Ingeniería Básica Final e Ingeniería de Detalle	6 meses
Construcción e Instalación de Equipo	13 meses
Pruebas de Equipo	1 mes
Arranque y Demostración de Operación	4 meses
Tiempo Total de Ejecución del Proyecto	24 meses

### 2. VENTAS.

#### 2.1 Volumen de Ventas.

En el proyecto no se considera la integración para producir alguna de las aplicaciones finales del formaldehído, por lo que las ventas se consideran como ventas al mercado libre; mercado creado al presentarse faltantes de producción. Las ventas se llevan al límite de la capacidad de producción.

Las ventas, considerando que para el primer año se operan sólo cinco meses serán:

1985	4,917 tons.
1986	11,995 tons.
1987	12,000 tons.
1988	12,000 tons.
1989	12,000 tons.

### 2.2 Precio de Venta

El precio de venta se escala de acuerdo con el incremento en costos de producción con objeto de mantener un margen de utilidad bruta sobre venta constante en el periodo de proyección.

### 2.3 Deducciones sobre Ventas.

Las deducciones por bonificaciones, descuentos, fletes y comisiones se estiman en 2.5% de las ventas facturadas. Se incluye un 2.5% como pago de regalías por transferencia de tecnología.

## 3. CAPITAL DE TRABAJO.

Las políticas establecidas para la integración del Capital de trabajo fueron:

- |                        |  |
|------------------------|--|
| 1. Caja y Bancos:      | 15 días del costo directo de producción. |
| 2. Cuentas por Cobrar: | 15 días de venta neta facturada.         |
| 3. Inventarios:        |  |
| -Materias Primas:      | 15 días del costo de materias primas     |
| -Producto Terminado:   | 10 días del costo de lo vendido          |
| -Refacciones:          | 1 carga de catalizador/año               |
| 4. Cuentas por Pagar:  | 30 días del costo de materias primas.    |

## II. METODOS DE EVALUACION.

Los métodos empleados para la evaluación del proyecto incluyen:

1. Criterios convencionales.
2. Criterios que incluyen el costo del dinero.

### 1. CRITERIOS CONVENCIONALES.

Los criterios mejor comprendidos por la Gerencia corresponden a criterios que expresan una medida de rentabilidad de un proyecto de inversión o de una empresa en operación a partir del Estado de Resultados, Balance y Flujo de Efectivo.

### Rentabilidad sobre la Inversión Total (RSI).

Es el cociente en por ciento de la utilidad neta sobre la inversión total realizada para el proyecto, incluye la inversión fija y la inversión requerida para capital de trabajo.

### Rentabilidad sobre Ventas (RSV).

Comúnmente conocido como Margen Neto, es la relación de la Utilidad Neta con las Ventas Netas para un período dado expresado en por ciento.

Una de las limitaciones de estos índices es que expresan la rentabilidad en una forma estática y puntual, no expresan una medida de rendimiento para el período de vida del proyecto, por lo que se emplean promedio de estos índices para todo el período o se determinan valores para años típicos de operación.

La principal objeción a estos índices es la ignorancia del valor del dinero en el tiempo. Adicionalmente sólo representan una medida parcial de la operación o resultados del proyecto.

### Tiempo de Recuperación de la Inversión (Payout).

Este método presenta la ventaja de considerar el to



tal de entradas y salidas (ingresos-egresos) que ocurren en la operación de un negocio.

Se define como el tiempo (años) necesario para que los beneficios netos del proyecto amorticen el capital invertido, normalmente se obtiene a partir del flujo de efectivo acumulado y puede expresarse como:

$$\text{Tiempo Recuperación} = (N-1) - \frac{(FA)_{n-1}}{(F)_n}$$

donde N = año en que el flujo de efectivo acumulado cambia de signo.

$(FA)_{n-1}$  = Flujo de efectivo acumulado en el año previa a "N".

$(F)$  = Flujo de efectivo neto en el año "N"

De acuerdo a este criterio se acepta el proyecto cuyo tiempo de recuperación es inferior o igual a un tiempo máximo fijado por la empresa en base al riesgo, tipo y magnitud de la inversión. Este indicador proporciona una visión limitada del riesgo y liquidez del proyecto.

La principal desventaja de este criterio es que no considera los flujos de efectivo generados poste-

riormente al periodo de amortización de la inversión; es posible que un proyecto con mayor tiempo de recuperación que otro, produzca un rendimiento mayor en su vida total.

## 2. CRITERIOS QUE INCLUYEN EL COSTO DEL DINERO.

Los siguientes métodos para determinar la rentabilidad incluyen el valor del dinero en el tiempo y se calculan a partir del flujo de efectivo neto.

### Valor Presente Neto (VPN)

Este método se basa en la actualización de los flujos de efectivo generados por el proyecto comparados con la inversión original, el resultado representa el exceso o pérdida que se tiene al realizar el proyecto.

Los beneficios o flujos de efectivo generados son actualizados o descontados a una tasa de interés, normalmente al costo de capital. La tasa de descuento trae a valor presente los beneficios futuros del proyecto.

$$VPN = \sum_{t=1}^{t=n} F_t \frac{1}{(1+i)^t} - I_0$$

donde  $I_0$  = Inversión en el Proyecto

$F_t$  = Flujo de efectivo del periodo  $t$

$i$  = Tasa de descuento.

El costo de capital, es el costo ponderado que la empresa paga por los fondos para inversiones, obtenidos ya sea por créditos bancarios, utilidades retenidas o financiamiento de accionistas. Para cualquier empresa existe una relación óptima de deuda a capital que resulta con un costo de capital mínimo.

La ventaja de emplear el costo de capital como tasa de descuento para actualizar los flujos de efectivo de un proyecto, es que cualquier proyecto cuyo Valor Presente Neto sea igual o mayor a cero, permite cumplir los compromisos de la empresa con sus accionistas y acreedores.

#### TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Denominada también como: Tasa de Rentabilidad Interna o Tasa de Recuperación de Flujos de Efectivo Descontados.

La tasa de rentabilidad interna se define como la

tasa de descuento "r" que iguala a cero el Valor Presente Neto del Proyecto

por lo que:

$$\sum_{t=1}^{t=n} F_t \frac{1}{(1+r)^t} - I_0 = 0$$

Aplicando los criterios de evaluación señalados se analiza el Estado de Resultados, Balance y Flujo de Efectivo del Proyecto, para determinar su rentabilidad.

### III. ESTADO DE RESULTADOS. (TABLA 7.1)

El margen bruto registrado en el párrafo de proyección se mantiene en 29.0% promedio de acuerdo al criterio establecido de recuperación de costos de producción vía incremento de precio.

El margen neto muestra un crecimiento constante registrándose un margen promedio de 17.4% en los primeros 6 años de vida del proyecto.

La mejoría en el margen neto es resultado de los productos financieros generados por la inversión en valores de los excedentes de caja.

La rentabilidad promedio sobre la inversión total inicial resulta de:

$$RSI = \frac{175,262.69 \text{ M\$}}{168,857.59 \text{ M\$}} \times 100 = 103.8\%$$

\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 143

PROYECTO : \*\*\*\*\* FORNOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15/81  
 CODIGO : 021110

TABLA 7.1

Division : Una  
 CORRIDA PASE : NUM. 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE DE LOS ESTADOS FINANCIEROS PROPORNA

	ESTADO DE RESULTADOS, BILES DE \$							
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
VOLUMEN DE VENTAS	.00	4 916.67	11 994.67	11 999.86	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00
PRECIO FONDERADO	.00	32 350.10	32 724.44	45 867.66	55 545.00	66 598.00	79 518.00	94 705.98
VENTAS TOTALES BRUTAS	.00	159 854.19	452 438.88	550 397.63	666 539.88	792 176.25	954 216.25	137 432.00
DEDUCCIONES SOBRE VENTAS	.00	7 952.71	22 621.95	27 519.89	33 328.99	39 958.81	47 716.82	56 871.61
VENTA NETA	.00	151 141.47	429 816.93	522 877.75	633 210.88	752 217.44	906 515.38	817 560.39
COSTO DE VENTAS SIN DEP.	.00	139 766.34	275 830.66	331 538.88	398 372.63	474 543.13	563 614.88	667 268.88
DEPRECIACION CONTABLE	.00	23 462.39	30 246.96	39 659.89	51 647.48	65 137.99	81 525.39	101 240.14
COSTO DE VENTAS	.00	162 248.72	305 277.62	371 378.75	449 980.10	539 681.12	644 540.25	768 509.02
UTILIDAD BRUTA	.00	-11 147.25	124 536.25	152 244.31	184 154.25	222 643.63	263 283.88	313 616.13
CASTOS VAR. DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
CASTOS F. DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
CASTOS DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
UTILIDAD DE OPERACION	.00	-11 147.25	124 536.25	152 244.31	184 154.25	222 643.63	263 283.88	313 616.13
CASTOS FINANCIEROS	.00	1 362.38	.00	.00	.00	.00	.00	.00
PRODUCTOS FINANCIEROS	.00	.00	10 525.15	42 984.62	73 164.44	134 693.08	148 176.56	243 425.41
GTOS. NO DED. (ING. EXCEN.)	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
OTROS CASTOS (INGRESOS)	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
UTILIDAD A DE ISR Y PTU	.00	-12 509.55	135 481.41	192 328.94	257 314.69	325 336.69	411 399.44	517 141.56
I. S. R.	.00	4 608.59	63 738.51	91 651.91	123 879.84	158 131.91	211 157.22	253 852.94
P. T. U.	.00	877.63	-12 140.67	-17 457.50	23 566.76	39 120.36	38 315.66	48 352.94
UTILIDAD NETA	.00	-17 995.96	59 602.24	83 219.53	139 838.69	137 184.44	171 917.56	214 935.69
MARGEN BRUTO (X)	10000.000	7.377	29.472	29.117	27.483	29.062	29.044	29.023
MARGEN NETO (X)	10000.000	11.914	13.867	15.916	17.346	18.456	18.965	19.691

PARA EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO S.A.  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 144

PROYECTO : XXXXX FORNOL  
 NUMERO : 15.01  
 CODIGO : 021110

TABLA 7.1

Division : Uno  
 CARRERA BASE : 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.00 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	ESTADO DE RESULTADOS, MILES DE \$		
	1992	1993	1994
VOLUMEN DE VENTAS	12 000.00	12 000.00	12 000.00
PRECIO PONDERADO V/UM	113 364.00	137 510.00	166 750.00
VENTAS TOTALES BRUTAS	1 360 368.25	1 651 210.25	1 999 000.25
DEDUCCIONES SOBRE VENTAS	68 018.41	82 536.02	96 450.02
VENTA NETA	1 292 349.75	1 567 674.25	1 832 550.25
COSTO DE VENTAS SIN DEP. DEPRECIACION CONTABLE	793 163.39	954 161.89	1 111 622.51
COSTO DE VENTAS	919 074.63	1 114 718.25	1 293 638.75
UTILIDAD BRUTA	375 129.58	455 110.10	641 563.10
GASTOS VAR. DE OPERACION	.00	.00	.00
GASTOS F. DE OPERACION	.00	.00	.00
GASTOS DE OPERACION	.00	.00	.00
UTILIDAD DE OPERACION	375 129.58	455 110.10	641 563.10
GASTOS FINANCIEROS	.00	.00	.00
PRODUCTOS FINANCIEROS	277 427.59	399 783.75	487 346.00
GROS. NO. DEO. (ING. EXCEN.)	.00	.00	.00
OTROS GASTOS (INGRESOS)	.00	.00	.00
UTILIDAD A. DE ISR Y PTU	652 557.09	854 893.75	1 228 909.10
I. S. R.	321 114.58	421 643.16	491 541.25
I. P. Y. U.	61 164.66	81 122.48	93 436.42
UTILIDAD NETA	270 277.85	351 128.11	544 931.43
MARGEN BRUTO (2)	29.027	29.032	35.019
MARGEN NETO (2)	20.914	22.591	29.736

#### IV. BALANCE GENERAL (TABLA 7.2)

Midiendo la rentabilidad sobre el Activo Fijo Neto, activo que incluye la reexpresión, en la proyección se genera más de un peso de utilidad neta por peso invertido en 1991.

La rotación de ventas (Venta Neta/Activo Fijo Neto) es alta; al primer año de operación a plena capacidad, la venta es 2.6 veces más alta que la inversión realizada.

Considerando el proyecto como un negocio, existe una pérdida de liquidez importante, la disponibilidad de efectivo en "Caja y Bancos" crece desproporcionadamente al monto de Impuestos y participación de los trabajadores por pagar. El deterioro también se muestra en la prueba ácida (Activos líquidos/Pasivo Circulante) donde la relación se mantiene abajo de 0.5.

Por otra parte la subutilización del apalancamiento financiero es comprensible ya que no se recurre a un financiamiento para evaluar el proyecto sin este costo y determinar su tasa de rentabilidad real.



EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO  
SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 146

PROYECTO : \*\*\*\*\*  
NUMERO : 15 01  
CODIGO : 021110

TABLA 7.2

Division : One  
CORRIDA BASE : MM. 12  
OCT 8, 1983

REPORTE 2.00 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	BALANCE PROFORMA							
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
CAJA Y BANCOS	6,665.43	6,159.39	11,322.53	13,631.49	16,379.12	19,510.46	23,147.78	27,433.92
CUENTAS POR COBRAR	.00	15,697.54	18,593.38	22,619.88	27,392.65	32,842.86	39,214.37	46,743.78
INVENTARIOS	.00	33,719.42	43,256.27	51,838.86	62,178.87	73,964.97	88,037.80	104,694.31
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>	<b>6,665.43</b>	<b>55,566.35</b>	<b>73,172.17</b>	<b>88,189.63</b>	<b>105,941.23</b>	<b>126,318.38</b>	<b>150,399.86</b>	<b>178,872.03</b>
INVERSION EN VALORES	.00	.00	85,919.56	211,043.56	374,279.94	577,475.25	833,063.54	1,152,550.00
ACTIVO FIJO BRUTO	125,730.36	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41
INCERTO POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
REEXPRESION ACUMULADA	.00	39,976.39	82,272.92	136,281.31	193,841.89	247,742.81	301,838.13	349,523.63
DEP. CONTABLE ACUMULADA	.00	18,380.75	41,967.45	73,272.18	113,929.27	165,379.38	229,931.94	310,295.44
<b>ACTIVO FIJO NETO</b>	<b>125,730.36</b>	<b>160,376.86</b>	<b>180,811.31</b>	<b>202,789.69</b>	<b>218,811.19</b>	<b>222,863.86</b>	<b>218,866.63</b>	<b>178,928.63</b>
<b>ACTIVO DIFERIDO</b>	<b>36,461.79</b>	<b>46,634.63</b>	<b>52,645.32</b>	<b>59,884.84</b>	<b>65,701.34</b>	<b>68,438.91</b>	<b>67,891.41</b>	<b>62,629.83</b>
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>168,857.56</b>	<b>262,577.86</b>	<b>391,748.38</b>	<b>561,677.88</b>	<b>764,733.75</b>	<b>994,296.25</b>	<b>262,161.75</b>	<b>572,981.58</b>
CUENTAS POR PAGAR	.00	29,565.87	22,645.86	27,262.95	32,758.23	39,020.93	46,275.41	54,867.84
ISR POR PAGAR PROX.EJ.	.00	1,152.15	15,934.63	22,912.98	30,969.96	39,532.98	50,289.38	63,463.23
P. T. U. POR PAGAR	.00	877.83	12,140.67	17,457.58	23,596.16	30,120.36	38,315.66	48,352.94
PORC. CIRC. DEL P.A.L.P.	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>PASIVO A CORTO PLAZO</b>	<b>.00</b>	<b>31,495.85</b>	<b>38,580.56</b>	<b>47,633.51</b>	<b>57,324.35</b>	<b>68,674.27</b>	<b>84,880.45</b>	<b>103,683.81</b>
PASIVO CIRCULANTE	.00	37,844.23	58,728.36	67,633.44	87,324.36	108,674.27	134,910.38	166,684.83
PASIVO A LARGO PLAZO	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>.00</b>	<b>37,844.23</b>	<b>58,728.36</b>	<b>67,633.44</b>	<b>87,324.36</b>	<b>108,674.27</b>	<b>134,910.38</b>	<b>166,684.83</b>
CAPITAL SOCIAL	168,857.56	193,249.25	193,249.25	193,249.25	193,249.25	193,249.25	193,249.25	193,249.25
UTILIDADES RETENIDAS	.00	.00	-17,995.96	41,606.28	124,825.81	234,664.56	371,748.94	543,666.58
U. N. DEL EJERCICIO	.00	-17,995.96	59,642.24	83,219.53	109,838.69	137,081.44	171,917.56	214,935.69
SUPERAVIT POR REEXP.	.00	58,279.55	106,172.44	175,969.41	249,495.63	328,623.75	391,344.56	454,445.66
INCERTO POR REVAL. MONET.	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>CAPITAL CONTABLE</b>	<b>168,857.56</b>	<b>225,532.84</b>	<b>311,929.91</b>	<b>414,844.53</b>	<b>537,583.39</b>	<b>685,522.81</b>	<b>867,260.51</b>	<b>1,066,296.58</b>
<b>PASIVO Y CAPITAL</b>	<b>168,857.56</b>	<b>262,577.86</b>	<b>391,748.38</b>	<b>561,677.88</b>	<b>764,733.75</b>	<b>994,296.25</b>	<b>262,161.75</b>	<b>572,981.58</b>
VENTA NETA/ACTIVO FIJO NETO	.000	.942	2.388	2.579	2.894	3.419	4.360	6.439
UTILIDAD NETA/ACTIVO FIJO NETO	.000	.112	.331	.411	.512	.617	.816	1.201
UTILIDAD NETA/CAPITAL CONTABLE	.000	.086	.175	.168	.162	.155	.153	.153
PASIVO TOTAL/CAPITAL CONTABLE	.000	.164	.189	.137	.129	.123	.120	.119
PASIVO TOTAL/ACTIVO TOTAL	.000	.141	.129	.120	.114	.109	.107	.106
ACTIVO CIRC./PASIVO CIRC.	10000.000	1.508	1.443	1.392	1.213	1.162	1.115	1.073
PRUEBA ACIDA	10000.000	.596	.596	.536	.561	.482	.462	.445

\*\*\*\*\* EMPRESAS - TOTTECA DE MEXICO \*\*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 147

PROYECTO : \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15-91  
 CODIGO : 621110

\*\*\*\*\* TABLA 7.2

Division : Uno  
 CONTRA/BASE : MUN. 12  
 OCT. 16, 1993

REPORTE 2.10 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	BALANCE PROFORMA		
	1992	1991	1994
CAJA Y BANCOS	32,607.66	39,228.02	46,896.20
CUENTAS POR COBRAR	55,905.55	67,813.16	79,273.98
INVENTARIOS	125,872.52	152,083.88	183,116.74
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>	<b>214,385.72</b>	<b>259,125.06</b>	<b>309,277.13</b>
INVERSION EN VALORES	1,554,866,002.080	337,252,674	257,56
ACTIVO FIJO BRUTO	139,780.41	139,780.41	139,780.41
INCRTO. POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00
REEXPRESION ACUMULADA	398,677.25	420,624.56	425,546.75
DEP. CONTABLE ACUMULADA	416,588.56	539,678.13	552,634.13
<b>ACTIVO FIJO NETO</b>	<b>119,789.13</b>	<b>21,226.88</b>	<b>12,573.34</b>
<b>ACTIVO DIFERIDO</b>	<b>51,356.46</b>	<b>32,677.79</b>	<b>.00</b>
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>1,938,791,502</b>	<b>392,787,502</b>	<b>996,147,50</b>
CUENTAS POR PAGAR	65,215.32	78,456.03	93,792.39
ISR POR PAGAR PROX. EJ.	80,278.63	165,160.72	122,635.31
P. T. U. POR PAGAR	61,164.66	88,122.48	93,436.42
PORC. CIRC. DEL P. A. L. P.	.00	.00	.00
PASIVO A CORTO PLAZO	.00	.00	.00
<b>PASIVO CIRCULANTE</b>	<b>206,658.59</b>	<b>263,739.31</b>	<b>309,864.13</b>
<b>PASIVO A LARGO PLAZO</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>206,658.59</b>	<b>263,739.31</b>	<b>309,864.13</b>
CAPITAL SOCIAL	193,249.25	193,249.25	193,249.25
UTILIDADES RETENIDAS	758,602.751	628,890.131	383,608.25
U. N. DEL EJERCICIO	271,277.88	354,128.19	544,931.38
SUPERAVIT POR REEXP.	510,883.56	552,790.00	565,654.63
INCRTO. POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00
<b>CAPITAL CONTABLE</b>	<b>1,732,133,102</b>	<b>129,948,002</b>	<b>686,243,50</b>
<b>PASIVO Y CAPITAL</b>	<b>1,938,791,502</b>	<b>392,787,502</b>	<b>996,147,50</b>
VENTA NETA/ACTIVO FIJO NETO	16,789	73,850	145,753
UTILIDAD NETA/ACTIVO FIJO NETO	2,256	16,683	43,341
UTILIDAD NETA/CAPITAL CONTABLE	.156	.166	.262
PASIVO TOTAL/CAPITAL CONTABLE	.119	.124	.115
PASIVO TOTAL/ACTIVO TOTAL	.117	.110	.103
ACTIVO CIRC./PASIVO CIRC.	1,034	.983	.998
PRUEBA ACIDA	.428	.486	.487

## V. FLUJO DE EFECTIVO. (TABLAS 7.3)

A partir del Flujo de Efectivo del proyecto, el valor presente neto obtenido muestra el atractivo de la realización del proyecto, después de recuperar la inversión a un costo de Capital de 21.7% (tasa de descuento) se obtiene un excedente de 444 millones de pesos.

La tasa interna de rentabilidad obtenida (60%) es sustancialmente mayor que la tasa de descuento (2.8 veces más alta) lo que confirma la bondad del proyecto.

La recuperación de la inversión en tiempo va de 46, a 51 meses si se considera sobre el flujo de efectivo descontando. El plazo de recuperación es razonable considerando que el arranque de operación se puede realizar 20 meses después de la primera erogación de Capital.

\*\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 149

PROYECTO : \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15.01  
 CODIGO : 1621110

TABLA 7.3

Division : Una  
 CORRIDA BASE : NUM. 12  
 OCT. 6, 1983

REPORTE DE ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

FLUJO DE EFECTIVO PROYECTO  
 MILES DE \$

	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
CASTOS FINANCIEROS	.00	1,362.30	.00	.00	.00	.00	.00	.00
UTILIDAD ANTES DE ISR y R.U.	.00	-12,569.55	135,481.41	192,328.94	257,914.69	325,336.69	411,398.44	517,141.56
DEPRECIACION CONTABLE	.00	23,482.38	30,246.96	39,859.89	51,647.44	65,137.99	81,525.39	101,240.14
FONDO DE OPERACION	.00	12,335.12	165,728.38	232,188.84	309,522.16	391,474.56	492,915.81	618,381.75
ISR PAGADO EN EL EJERCICIO	.00	3,456.44	49,956.63	84,673.56	115,822.68	149,548.91	190,444.88	240,679.83
R.U. PAGADO EN EL EJERCICIO	.00	.00	877.83	12,148.67	17,457.58	23,596.16	31,129.35	38,315.66
FONDO PARA ISR y R.U.	.00	3,456.44	49,833.86	96,814.23	133,280.30	173,145.16	221,521.25	278,994.69
INCL. C. DE T. (SIN FONDO ISR-RU)	6,665.43	19,335.85	24,525.83	10,290.56	12,365.33	14,114.39	16,886.28	19,980.55
INVERSIONES EN ACTIVO FIJO	162,192.16	18,921.35	.00	.00	.00	.00	.00	.00
FONDO PARA INVERSIONES	168,857.59	37,357.29	24,525.83	10,290.56	12,365.33	14,114.39	16,886.28	19,980.55
FLUJO DE EFECTIVO ANUAL	168,857.59	-28,478.52	91,368.69	125,884.16	163,276.38	263,195.13	255,588.28	319,486.54
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO	168,857.59	197,336.13	115,967.44	19,116.63	182,393.11	355,588.13	611,176.58	967,662.88
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	135,918.53	-18,451.58	58,690.39	57,921.63	61,161.41	62,541.78	64,640.81	66,393.83
FLUJO DE EFECTIVO DESC. ACUMULADO	135,918.53	154,379.13	193,679.73	-16,658.11	14,512.39	77,744.32	141,684.84	208,878.69
VALOR PRESENTE NETO	443,802.00 MILES DE \$							
TASA DE DESCUENTO	21.700 %							
TASA INTERNA DE RETORNO	60.107 %							
TIEMPO DE RECUPERACION	3.847 AÑOS							
TIEMPO DE REC. DESCONTADO	4.763 AÑOS							

\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 150

PROYECTO Y \*\*\*\*\* FOROAL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15. 91  
 CODIGO : 621110

TABLA 7.3

Division : Una  
 CORRIDA BASE : NUM. 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.03 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

FLUJO DE EFECTIVO PROYECTO  
 MILES DE \$

	1992	1993	1994
GASTOS FINANCIEROS	.00	.00	.00
UTILIDAD ANTES DE ISR y R.U.	652 557.00	654 893.751	128 909.00
DEPRECIACION CONTABLE	125 971.30	163 647.41	53 416.24
FONDO DE OPERACION	778 528.251	615 501.131	181 925.25
ISR PAGADO EN EL EJERCICIO	304 299.13	395 760.94	473 665.69
R.U. PAGADO EN EL EJERCICIO	48 352.94	61 164.66	80 122.48
FONDO PARA ISR y R.U.	352 652.06	456 925.63	553 189.13
INCR. C. DE T. (SIN FONDO ISR-RU)	24 366.20	32 298.63	181 669.03
INVERSIONES EN ACTIVO FIJO	.00	.00	.00
FONDO PARA INVERSIONES	24 366.20	32 298.63	181 669.03
FLUJO DE EFECTIVO ANUAL	401 510.00	526 276.88	819 405.13
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO	1 362 173.001	888 450.002	697 855.00
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	68 561.61	73 042.83	93 318.04
FLUJO DE EFECTIVO DESC. ACUMULADO	276 640.31	354 483.13	443 892.10

CAPITULO 8

CONCLUSIONES

## I. CONCLUSIONES.

En base a los métodos utilizados para evaluar el proyecto y los resultados obtenidos, el proyecto resulta rentable por lo que se recomienda su ejecución, justificándose la instalación de una planta productora de Formaldehído para abastecer el mercado libre.

Sin embargo, es necesario considerar las posibilidades de integración a la fabricación de resinas sintéticas, o a la sustitución de importaciones del pentaeritritol los cuales ofrecen una mayor contribución marginal.

Respecto a la localización de la planta, se recomienda ubicarla con mayor proximidad a los mercados potenciales, ya que por la política de PEMEX (proveedor único de la materia prima) de fletes igualados, no representa ninguna ventaja ubicarla cercana a la fuente de materia prima.

Desde el punto de vista de negocio, se evaluó el proyecto considerando el poder financiero con un crédito preferencial, tal como el que puede otorgar el Fondo Nacional de Equipamiento Industrial FONEI, con un costo financiero inferior al costo porcentual promedio de captación de la Banca, (base para determinar el costo del crédito).

Para financiar el proyecto se adoptaron las restricciones comunes establecidas por la Banca, principalmente se limitó a un apalancamiento financiero de 1.2: 1 como máximo.

En las tablas 8.1 a 8.3 se presentan los estados financieros proforma resultando:

- a. Menor margen neto : 12.7% promedio.
- b. Rentabilidad promedio sobre la Inversión menor : 91%.
- c. Generación suficiente para cobertura de intereses satisfactoria.
- d. Mayor liquidez a mediano y largo plazo.
- e. Valor presente neto mayor, confirmando la rentabilidad del proyecto.

Por la actual situación económica del país con un elevado índice inflacionario y un deslizamiento de la paridad de la moneda, se recomienda realizar un análisis de sensibilidad a las siguientes variables, antes de tomar la decisión:

1. Inversión Fija
2. Disminución en el consumo
3. Elevación de costos
4. Control de precio



Un escenario alternativo permitirá generar planes contingentes para reorientar la operación y mantener la rentabilidad del proyecto.

EMPREAS TOLTECA DE MEXICO  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 154

PROYECTO : \*\*\*\*\*  
 FORMULA : \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 115/01  
 CODIGO : 021110

TABLA B.1

Division :  
 CORRIDA BASE :  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.00 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	ESTADO DE RESULTADOS, MILES DE \$							
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
VOLUMEN DE VENTAS	.00	4,916.67	11,994.67	11,999.86	12,000.00	12,000.00	12,000.00	12,000.00
PRECIO PONDERADO \$/UN	.00	32,350.00	37,720.00	45,867.00	55,545.00	66,598.00	79,518.00	94,785.98
VENTAS TOTALES BRUTAS	.00	158,154.19	452,438.88	550,397.63	666,539.88	799,176.25	954,216.25	1,137,432.00
DEDUCCIONES SOBRE VENTAS	.00	7,952.71	22,621.95	27,519.89	33,326.99	39,958.81	47,710.82	56,871.61
VENTA NETA	.00	151,101.47	429,816.94	522,877.75	633,212.88	759,217.50	906,505.38	1,080,560.50
COSTO DE VENTAS SIN DEP. DEPRECIACION CONTABLE	.00	138,766.34	275,030.16	331,538.88	398,372.63	474,543.13	563,014.88	667,268.88
COSTO DE VENTAS	.00	23,482.38	30,246.96	39,659.89	51,607.49	65,137.90	81,525.39	101,240.14
UTILIDAD BRUTA	.00	-11,147.25	124,956.25	152,244.31	184,154.25	220,643.63	263,283.88	313,616.13
GASTOS VAR. DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
GASTOS F. DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
GASTOS DE OPERACION	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
UTILIDAD DE OPERACION	.00	-11,147.25	124,956.25	152,244.31	184,154.25	220,643.63	263,283.88	313,616.13
GASTOS FINANCIEROS	19,810.14	36,849.48	28,269.19	27,661.25	26,054.55	16,153.83	8,076.91	1,563.27
PRODUCTOS FINANCIEROS	.00	.00	9,818.21	34,454.99	56,989.81	77,942.48	110,583.16	158,526.77
GROS. NO DED. (ING. EXCEN.)	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
OTROS GASTOS (INGRESOS)	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
UTILIDAD A DE ISR Y PTU	19,810.14	-47,976.73	166,505.28	159,138.06	215,089.50	282,432.31	365,770.13	470,573.68
I. S. R.	.00	.00	32,952.25	77,669.73	106,145.28	140,112.06	181,976.89	234,294.58
P. T. U.	.00	.00	7,822.58	14,794.23	20,218.15	26,688.01	34,666.03	44,627.52
UTILIDAD NETA	-19,810.14	-47,976.73	63,730.45	64,574.07	88,726.08	115,632.25	149,107.41	191,651.88
MARGEN BRUTO (X)	10000.000	7.377-	29.072	29.117	29.083	29.062	29.044	29.023
MARGEN NETO (Y)	10000.000	31.765-	14.827	12.732	14.012	15.230	16.449	17.736
COBERTURA DE INTERESES	1.000-	1.363-	3.768	5.749	8.255	17.484	45.286	301.818

\*\*\*\* EMPRESAS TOITTECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 155

PROYECTO: \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO: 115-01  
 CODIGO: 921110

TABLA 8.1

Division: Una  
 CORRIDA BASE: NUM: 11  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.01 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	ESTADO DE RESULTADOS			MILES DE \$
	1992	1993	1994	
VOLUMEN DE VENTAS	12 000.00	12 000.00	12 000.00	
PRECIO PONDERADO \$/UN	113 364.00	137 516.00	160 750.00	
VENTAS TOTALES BRUTAS	1 360 368.25	1 656 120.25	1 929 000.25	
DEDUCCIONES SOBRE VENTAS	68 010.41	82 506.02	96 450.02	
VENTA NETA	1 292 357.84	1 573 614.23	1 832 550.23	
COSTO DE VENTAS SIN DEP.	793 103.30	954 100.88	1 106 622.50	
DEPRECIACION CONTABLE	125 971.30	160 607.41	53 016.24	
COSTO DE VENTAS	919 074.63	1 114 708.29	1 159 638.74	
UTILIDAD BRUTA	375 129.50	458 905.94	672 911.49	
GASTOS VAR. DE OPERACION	.00	.00	.00	
GASTOS F. DE OPERACION	.00	.00	.00	
GASTOS DE OPERACION	.00	.00	.00	
UTILIDAD DE OPERACION	375 129.50	458 905.94	672 911.49	
GASTOS FINANCIEROS	.00	.00	.00	
PRODUCTOS FINANCIEROS	227 308.19	339 755.25	424 898.25	
GTOS. NO DED. (INC. EXCEN. I)	.00	.00	.00	
OTROS GASTOS (INGRESOS)	.00	.00	.00	
UTILIDAD A. DE ISR Y PTU	602 517.75	798 661.19	1 101 809.74	
I. S. R.	300 898.00	395 431.13	464 313.19	
P. T. U.	57 161.52	75 320.20	88 440.59	
UTILIDAD NETA	245 258.25	328 109.86	553 056.06	
MARGEN BRUTO (2)	29.027	29.032	35.009	
MARGEN NETO (2)	18.978	20.676	28.032	
COBERTURA DE INTERESES	1000.000	1000.000	1000.000	

\*\*\*\*\* EMPRESAS SUTLITECA DE MEXICO \*\*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 156

PROYECTO : \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15 11  
 CODIGO : 021110

TABLA 8.2

Division : Uno  
 CORRIDA BASE MUN. : 11  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2:10 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	BALANCE PROFORMA, MILES DE \$							
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
CAJA Y BANCOS	6,665.43	6,159.39	11,322.53	13,631.49	16,379.12	19,510.46	23,147.71	27,433.92
CUENTAS POR COBRAR	.00	15,687.54	18,593.38	22,619.49	27,392.45	32,842.86	39,214.37	46,743.78
INVENTARIOS	.00	33,719.42	43,256.27	51,838.16	62,178.17	73,964.97	88,437.11	104,694.31
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>	<b>6,665.43</b>	<b>55,566.35</b>	<b>73,172.17</b>	<b>88,089.13</b>	<b>105,941.23</b>	<b>126,318.31</b>	<b>151,399.16</b>	<b>178,872.03</b>
INVERSION EN VALORES	.00	.00	81,148.69	175,473.58	284,845.11	427,723.46	625,259.38	921,286.63
ACTIVO FIJO BRUTO	125,730.36	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41	139,780.41
INCRTO. POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
REEXPRESION ACUMULADA	.00	38,976.39	82,277.92	136,281.31	193,848.11	247,742.81	341,438.13	349,523.63
DEP. CONTABLE ACUMULADA	.00	18,310.75	41,967.85	73,272.18	113,929.27	165,379.38	229,931.94	310,295.44
<b>ACTIVO FIJO NETO</b>	<b>125,730.36</b>	<b>161,376.16</b>	<b>184,811.31</b>	<b>212,789.69</b>	<b>218,811.19</b>	<b>222,453.89</b>	<b>218,846.63</b>	<b>178,928.63</b>
ACTIVO DIFERIDO	36,461.79	46,634.63	52,645.32	59,884.14	65,781.34	68,438.91	67,891.41	62,629.83
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>168,857.56</b>	<b>262,577.16</b>	<b>385,977.58</b>	<b>525,747.88</b>	<b>671,298.63</b>	<b>844,544.131</b>	<b>1,054,356.541</b>	<b>1,341,717.25</b>
CUENTAS POR PAGAR	.00	29,565.87	22,645.86	27,262.95	32,758.23	39,828.93	46,295.41	54,867.84
ISR POR PAGAR PROYECT.	.00	.00	8,239.16	19,417.43	26,536.32	35,828.82	45,499.17	58,573.63
P. T. U. POR PAGAR	.00	.00	9,822.58	14,784.23	21,218.15	28,688.11	34,668.83	44,627.52
PROR. CIRC. DEL P. A. L. P.	.00	.00	17,369.79	34,739.39	34,739.40	34,739.42	.00	.00
PASIVO A CORTO PLAZO	.00	7,363.41	.00	.00	.00	.00	.00	.00
PASIVO CIRCULANTE	.00	36,928.48	58,875.41	96,214.82	114,252.11	135,476.41	126,464.61	158,869.19
PASIVO A LARGO PLAZO	94,334.88	121,587.91	184,218.21	69,478.81	34,739.42	.00	.00	.00
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>94,334.88</b>	<b>158,516.41</b>	<b>162,293.59</b>	<b>165,692.84</b>	<b>148,991.53</b>	<b>135,476.41</b>	<b>126,464.61</b>	<b>158,869.19</b>
CAPITAL SOCIAL	94,334.88	121,587.91	121,587.91	121,587.91	121,587.91	121,587.91	121,587.91	121,587.91
UTILIDADES RETENIDAS	.00	-19,818.14	-67,816.83	-4,876.42	62,477.67	151,223.75	266,856.81	415,963.44
U. N. DEL EJERCICIO	-19,818.14	-47,976.73	63,738.15	66,574.89	68,726.18	115,632.25	149,187.41	191,451.88
SUPERAVIT POR REEXP.	.00	58,279.55	116,172.44	175,969.41	249,495.63	328,623.75	398,344.54	454,445.15
INCRTO. POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
<b>CAPITAL CONTABLE</b>	<b>74,523.86</b>	<b>184,644.59</b>	<b>223,683.94</b>	<b>348,455.11</b>	<b>522,347.31</b>	<b>719,167.75</b>	<b>927,875.881</b>	<b>1,083,649.25</b>
<b>PASIVO Y CAPITAL</b>	<b>168,857.88</b>	<b>262,577.16</b>	<b>385,977.56</b>	<b>525,747.88</b>	<b>671,298.63</b>	<b>844,544.131</b>	<b>1,054,356.541</b>	<b>1,341,717.25</b>
VENTA NETA/ACTIVO FIJO NETO	.000	.942	2.388	2.579	2.894	3.419	4.388	6.839
UTILIDAD NETA/ACTIVO FIJO NETO	.158	.299	.354	.328	.445	.521	.717	1.071
UTILIDAD NETA/CAPITAL CONTABLE	.266	.461	.585	.685	.878	1.163	1.61	2.162
PASIVO TOTAL/CAPITAL CONTABLE	1.266	1.523	.726	.468	.285	.191	.136	.134
PASIVO TOTAL/ACTIVO TOTAL	.559	.684	.421	.315	.222	.164	.128	.118
ACTIVO CIRC./PASIVO CIRC.	18888.000	1.585	1.268	.915	.922	.932	1.189	1.132
PRUEBA ACIDA	18888.000	.592	.515	.377	.383	.386	.493	.469

\*\*\*\* EMPRESAS IOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 157

PROYECTO: I \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO: 15 01  
 CODIGO: 021118

TABLA B.2

Division: Unv  
 CORRIDA BASE: ANH. (1)  
 OCT 6, 1983

REPORTE 2.00 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

	BALANCE PROFORMA, MILES DE \$		
	1992	1993	1994
CAJA Y BANCOS	32 607.66	39 228.02	46 876.20
CUENTAS POR COBRAR	55 905.55	67 813.16	79 273.90
INVENTARIOS	125 072.52	152 083.88	183 116.94
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>	<b>213 585.73</b>	<b>259 125.06</b>	<b>309 277.13</b>
INVERSION EN VALORES	1 297 134.75	1 791 549.75	353 799.00
ACTIVO FIJO BRUTO	139 700.41	139 700.41	139 700.41
INCRTO. POR DEVAL. MONET.	.00	.00	.00
REEXP. ACUMULADA	399 677.25	420 624.56	425 516.75
DEP. CONTABLE ACUMULADA	410 588.50	539 098.13	552 634.13
<b>ACTIVO FIJO NETO</b>	<b>119 789.13</b>	<b>21 226.88</b>	<b>12 573.00</b>
<b>ACTIVO DIFERIDO</b>	<b>51 356.46</b>	<b>32 097.79</b>	<b>.00</b>
<b>ACTIVO TOTAL</b>	<b>1 681 866.252</b>	<b>1 83 999.502</b>	<b>675 649.00</b>
CUENTAS POR PAGAR	65 215.32	78 456.03	93 792.39
ISR. POR PAGAR PROX. EJ.	75 024.50	99 857.78	116 078.34
P. T. U. POR PAGAR	57 161.52	75 320.28	88 440.59
PORC. CIRC. DEL P. A. L. P.	.00	.00	.00
<b>PASIVO A CORTO PLAZO</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>
<b>PASIVO CIRCULANTE</b>	<b>197 401.34</b>	<b>252 634.03</b>	<b>298 311.31</b>
<b>PASIVO A LARGO PLAZO</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>	<b>.00</b>
<b>PASIVO TOTAL</b>	<b>197 401.34</b>	<b>252 634.03</b>	<b>298 311.31</b>
CAPITAL SOCIAL	121 587.91	121 587.91	121 587.91
UTILIDADES RETENIDAS	607 615.38	852 073.631	178 987.51
U. N. DEL EJERCICIO	245 258.25	324 113.94	513 717.56
SUPERAVIT. POR REEXP.	510 103.56	552 790.10	565 054.63
INCRTO. POR REVAL. MONET.	.00	.00	.00
<b>CAPITAL CONTABLE</b>	<b>1 484 465.011</b>	<b>1 831 365.502</b>	<b>377 337.50</b>
<b>PASIVO Y CAPITAL</b>	<b>1 681 866.252</b>	<b>1 83 999.502</b>	<b>675 649.00</b>
VENTA NETA/ACTIVO FIJO NETO	14.789	73.850	145.753
UTILIDAD NETA/ACTIVO FIJO NETO	2.047	15.269	40.858
UTILIDAD NETA/CAPITAL CONTABLE	.165	.175	.216
PASIVO TOTAL/CAPITAL CONTABLE	.133	.136	.125
PASIVO TOTAL/ACTIVO TOTAL	.117	.120	.111
ACTIVO CIRC./PASIVO CIRC.	1.082	1.026	1.037
PRUEBA ACIDA	.448	.424	.423

\*\*\*EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 158

PROYECTO: \*\*\*\*\* FOMHO \*\*\*\*\*  
 NUMERO: 15 01  
 CODIGO: 021110

TABLA 8.3

Division: Uno  
 CORRIDA BASE: RM, 11  
 OCT-6, 1983

REPORTE DE ESTADOS FINANCIEROS PROGRAMA

FLUJO DE EFECTIVO/PROYECTO		MILES DE \$							
	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	
GASTOS FINANCIEROS	19 810.14	36 849.48	28 269.19	27 661.25	26 454.55	16 153.83	8 076.91	1 543.27	
UTILIDAD ANTES DE ISR y R.U.	-19 810.14	-47 996.73	106 505.28	159 438.46	215 489.59	282 432.31	365 770.13	474 573.89	
DEPRECIACION CONTABLE	.00	23 482.38	39 246.96	39 859.89	50 687.40	65 137.90	81 525.39	101 240.14	
FONDO DE OPERACION	.00	12 335.13	165 021.44	226 559.22	292 751.44	363 724.00	455 372.44	573 377.25	
ISR PAGADO EN EL EJERCICIO	.00	.00	24 714.19	66 490.38	59 026.41	131 620.38	171 525.56	221 220.06	
R.U. PAGADO EN EL EJERCICIO	.00	.00	.00	9 822.58	14 794.23	20 218.15	26 688.91	34 666.03	
FONDO PARA ISR y R.U.	.00	.00	24 714.19	76 312.95	113 820.64	151 838.53	198 214.56	255 886.09	
INICIO DE Y (ASIN FONDO ISR-RU)	6 665.43	19 335.85	24 525.83	10 299.56	12 365.33	14 114.38	16 816.28	19 910.55	
INVERSIONES EN ACTIVO FIJO	168 857.59	18 021.35	.00	.00	.00	.00	.00	.00	
FONDO PARA INVERSIONES	168 857.59	37 357.20	24 525.83	10 299.56	12 365.33	14 114.38	16 816.28	19 910.55	
FLUJO DE EFECTIVO ANUAL	-168 857.59	-25 022.08	115 781.42	139 955.72	166 565.59	197 771.09	240 352.59	297 590.63	
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO	-168 857.59	173 879.69	-78 898.27	61 857.45	228 422.97	426 194.16	666 546.63	964 137.25	
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	-135 918.53	-16 212.11	64 234.32	63 801.12	62 392.46	60 072.23	60 787.55	61 843.55	
FLUJO DE EFECTIVO DESC. ACUMULADO	-135 918.53	152 138.66	-87 896.34	-24 195.23	38 297.23	99 169.47	159 957.03	221 800.59	

VALOR PRESENTE NETO 445 019.75 MILES DE \$  
 TASA DE DESCUENTO 21.700 %  
 TASA INTERNA DE RETORNO 63.166 %  
 TIEMPO DE RECUPERACION 3.558 AÑOS  
 TIEMPO DE REC. DESCONTADO 4.386 AÑOS

\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 159

PROYECTO: \*\*\*\*\* FOMDOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO: 15.01  
 CODIGO: 1021118

TABLA 8.3

Division: Uno  
 CORRIENTE BASE: NUN. 11  
 OCT. 6, 1983

REPORTE 2.03 ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA

FLUJO DE EFECTIVO PROYECTO  
 MILES DE \$

	1982	1983	1984
CASTOS FINANCIEROS	.00	.00	.00
UTILIDAD ANTES DE ISR y R.U.	602 517.75	294 865.25	666 461.25
DEPRECIACION CONTABLE	125 971.38	189 607.41	53 618.24
FONDO DE OPERACION	728 489.00	955 472.63	119 477.50
ISR PAGADO EN EL EJERCICIO	283 647.13	371 597.68	447 892.69
R.U. PAGADO EN EL EJERCICIO	44 627.52	57 161.52	75 320.20
FONDO PARA ISR y R.U.	328 274.63	428 759.38	522 412.88
INCR.C. DE T. (SIN FONDO ISR-RU)	24 366.21	32 298.63	189 669.03
INVERSIONES EN ACTIVO FIJO	.00	.00	.00
FONDO PARA INVERSIONES	24 366.21	32 298.63	189 669.03
FLUJO DE EFECTIVO ANUAL	375 848.19	494 413.63	777 733.63
FLUJO DE EFECTIVO ACUMULADO	1 339 985.51	834 410.252	612 134.00
FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO	64 179.62	67 372.17	87 667.34
FLUJO DE EFECTIVO DESC. ACUMULADO	285 986.19	355 352.39	445 819.75

## BIBLIOGRAFIA

1. Aalto, T.R.; "Formaldehyde" Chemical & Engineering News, Abril 15, 1954.
2. Asociación Nacional de la Industria Química. - Anuario de la Industria Química Mexicana en 1981; 1982.
3. Arevalo Arriola Jorge; "Evaluación Económica del Anteproyecto para la fabricación de Oxido de Magnesio"; Tesis Profesional; México 1975; U.N.A.M.
4. Bucay Benito; "Selección de Tecnología"; Conferencia; Noviembre 15, 1974; U.N.A.M. - CONACYT.
5. Chauvel Alain, Country Ph, Moux R, Petitpas Cl; "Select Best Formaldehyde Catalyst"; Hydrocarbon Processing; September 1973.
6. Chemical Engineering; "Formaldehyde"; Agosto 1950.
7. Chemical Engineering; "Easy Way to Formaldehyde"; Noviembre 1954.
8. Chemical Engineering; "Contact converters are heart of Karl Fischer Formaldehyde Process"; Noviembre 1957.



9. Chemical Engineering; "Redesign Improves Use of Reaction Heat"; Marzo 9, 1959.
10. Chemical Engineering; "Italian  $H_2C=O$  Route Savors Success"; February 6, 1961.
11. Chemical Engineering; "Catalysts are key to Formaldehyde Process now being offered"; Septiembre 14, 1964.
12. Chemical and Engineering News; "Formaldehyde"; Enero 9, 1978.
13. Chemical Week; "Methanol makers head for record year"; Abril 12, 1978.
14. Chilton C.H.; "Low Cost Favor New Formaldehyde Process"; Chemical Engineering; Junio, 1957.
15. Diem Hans; "Formaldehyde Routes bring cost, production benefits"; Chemical Engineering; Febrero 27, 1978.
16. Dow Chemical U.S.A.; "Selecting Hi-Temp Heat Transfer Fluids"; Chemical Engineering; Agosto 14, 1978.
17. Furzey D.G.; "Economic Feasibility Studies for Chemical Plants"; The Chemical Engineer; Enero, 1976.

18. García-Moreno G. Gabriel; "Algunas Consideraciones sobre Localización de Plantas Industriales"; IMIQ; Diciembre, 1972.
19. Glitsch, Inc; Ballast Tray Design Manual; Bulletin N° 4900 - 3<sup>a</sup> Edición.
20. Guzmán de las Casas Carlos; "Estudio de las Innovaciones Tecnológicas en la producción de Formaldehído"; Tesis Profesional; México, 1975.
21. Guthrie, Kenneth M; "Capital and Operating Costs for 54 Chemical Processes"; Chemical Engineering; Junio, 1970.
22. Hader, Rodney N; "Formaldehyde from Metanol"; Industrial and Engineering Chemistry; 1952.
23. Hedley Barry, Waster Powers y Stoubough, T; "Methanol: How, Where, Who Future"; Hydrocarbon Processing; Junio, Julio, Agosto, Septiembre 1970.
24. Hydrocarbon Processing; "Petrochemical Handbook"; Nov. 1963; Nov. 1965; Nov. 1966; Nov. 1967; Nov. 1971; Nov. 1973.
25. Instituto Mexicano del Petróleo; "Desarrollo y Perspectivas del Sector Secundario de la Industria Petroquímica"; IMP; 1973.

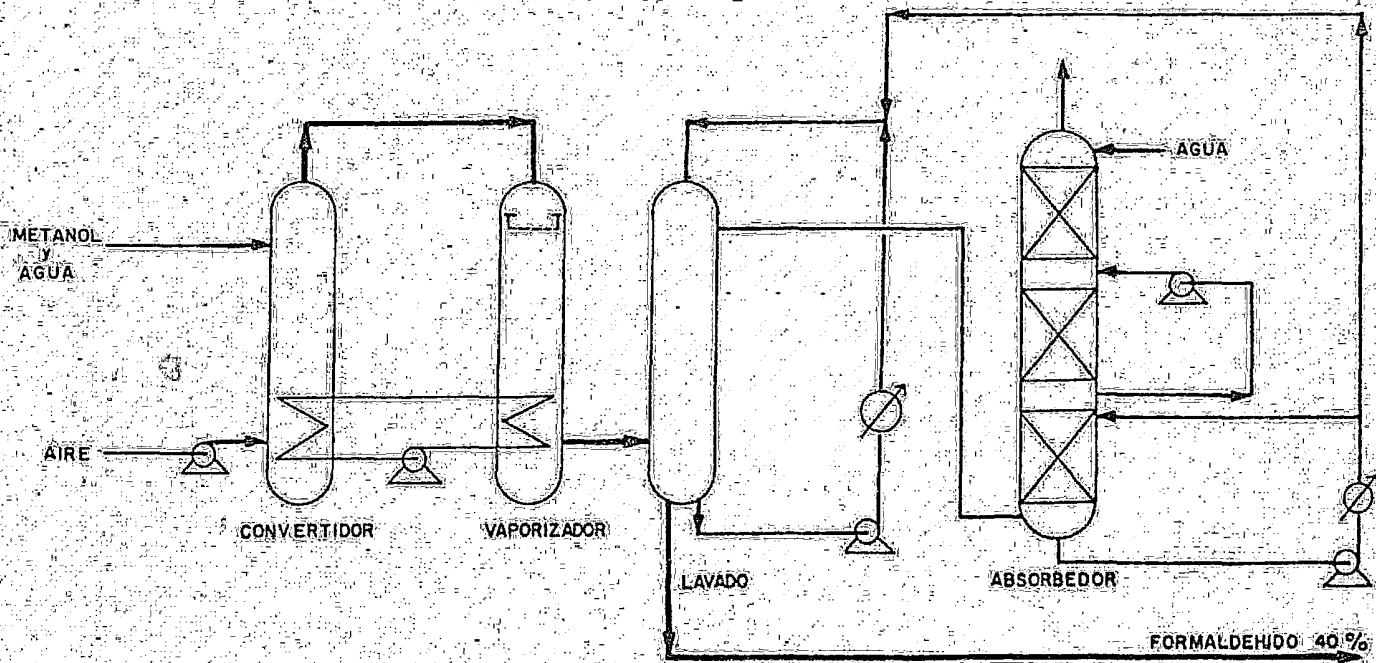
18. García-Moreno C, Gabriel; "Algunas Consideraciones sobre Localización de Plantas Industriales"; IMIQ; Diciembre, 1972.
19. Glitsch, Inc; Ballast Tray Design Manual; Bulletin N° 4900 - 3<sup>a</sup> Edición.
20. Guzmán de las Casas Carlos; "Estudio de las Innovaciones Tecnológicas en la producción de Formaldehído"; Tesis Profesional; México, 1975.
21. Guthrie, Kenneth M; "Capital and Operating Costs for 54 Chemical Processes"; Chemical Engineering; Junio, 1970.
22. Hader, Rodney N; "Formaldehyde from Metanol"; Industrial and Engineering Chemistry; 1952.
23. Hedley Barry, Waster Powers y Stoubough, T; "Methanol: How, Where, Who Future"; Hydrocarbon Processing; Junio, Julio, Agosto, Septiembre 1970.
24. Hydrocarbon Processing; "Petrochemical Handbook"; Nov. 1963; Nov. 1965; Nov. 1966; Nov. 1967; Nov. 1971; Nov. 1973.
25. Instituto Mexicano del Petróleo; "Desarrollo y Perspectivas del Sector Secundario de la Industria Petroquímica"; IMP; 1973.

26. Instituto Mexicano del Petróleo; "Desarrollo y Perspectivas de la Industria Petroquímica Mexicana"; IMP; 1977.
27. Lurgi; HIAG; "Production of Formaldehyde from Methanol - HIAG PROCESS"; Lurgi Express Information.
28. Manufacturing Chemists Association; "Chemical Safety -- Data Sheet SD-1: Formaldehyde"; 1960.
29. Manufacturing Chemists Association; "Chemical Safety -- Data Sheet SD-22: Methanol"; 1960.
30. Maux Raymond; "Air best for formaldehyde and Maleic" Hydrocarbon Processing; Marzo 1976.
31. Miller Kyle; "Materials for making formaldehyde"; Chemical Engineering, Enero 15, 1968.
32. Montedison S.p.A. "Formaldehyde Synthesis Catalysts Type FM3"; Informazioni Tecniche N° 1602E.
33. Pernicone F, Lazzerin y otros; "On the Mechanism of  $\text{CH}_3\text{OH}$  Oxidation to  $\text{CH}_2\text{O}$  over  $\text{MoO}_3\text{-Fe}_2(\text{MoO}_4)_3$  Catalyst"; Journal of Catalysis; Agosto, 1969.
34. Pikulik Arkadie & Díaz Héctor; "Major Process Equipment"; Chemical Engineering; Octubre 10, 1977.

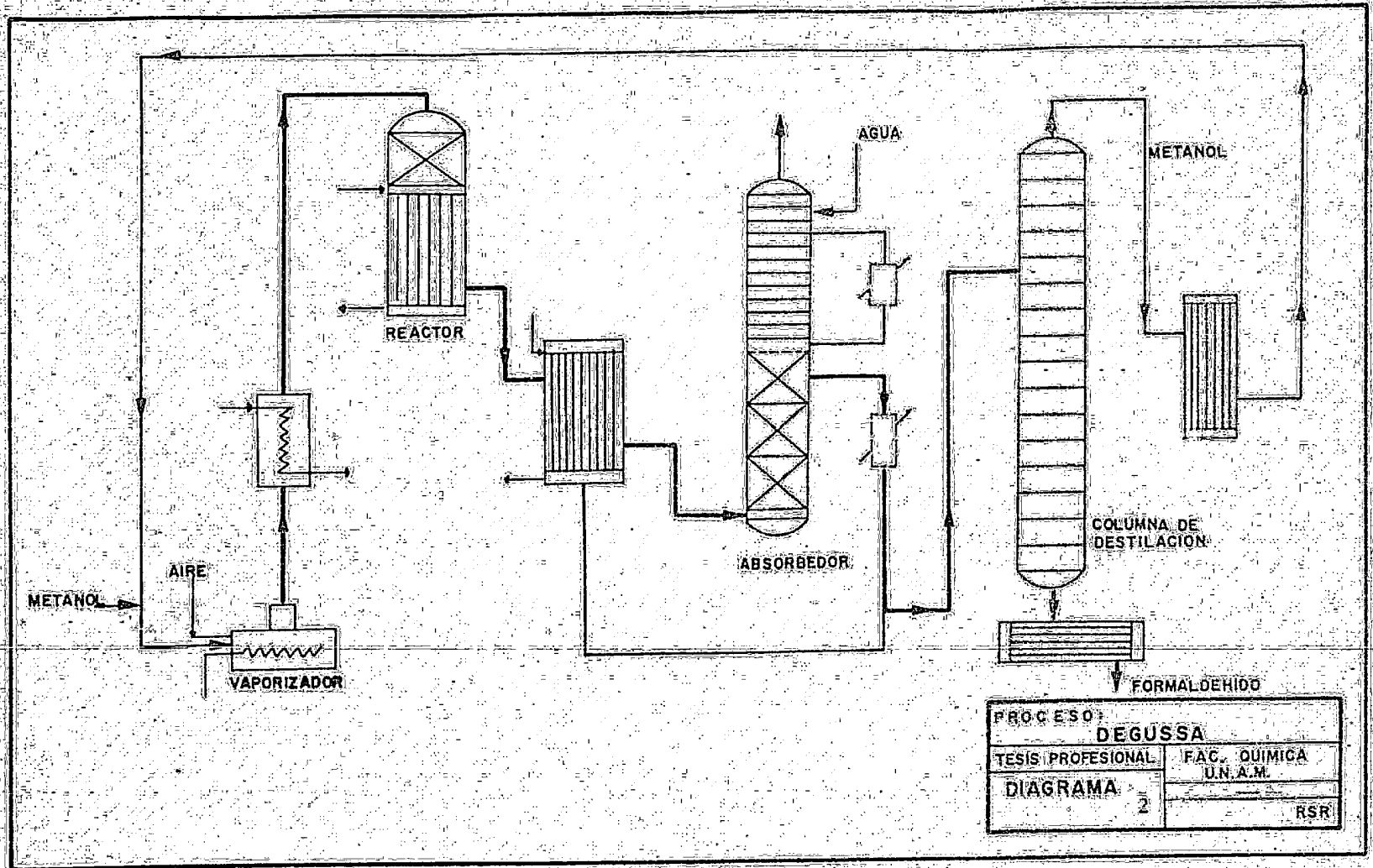
35. Pope Tester B; "Monsanto make its own Formaldehyde" - -  
Chemical Engineering; Enero 1950.
36. Sleeman, D.G.; "Silver-Catalyst Process Obtains High-  
Strength Formaldehyde Solutions"; Chemical Engineering;  
Enero 1968.
37. Skeen R.J.; "Formaldehyde a Statistical Review"; Chemical  
and Engineering News; Noviembre 8, 1948.
38. Societe Francaise Des Produits pour Catalyse; "Formal-  
dehyde Production Through Total Oxidation of methanol  
performance of procatalyse MF 101 Catalyst"; PROCATALYSE;  
1975.
39. Tsao Utah; "Formaldehyde Flowshime Features tough Cata-  
lyst"; Chemical Engineering; Mayo 1970.
40. Walker Joseph F; "Formaldehyde"; Reinhold, New York 3<sup>a</sup>  
Edición; 1964.

**A P E N D I C E I**

**DIAGRAMAS DE FLUJO  
DE PROCESO DE PRODUCCION  
DE FORMALDEHIDO CON ALGUNAS  
DE LAS TECNOLOGIAS EXISTENTES**

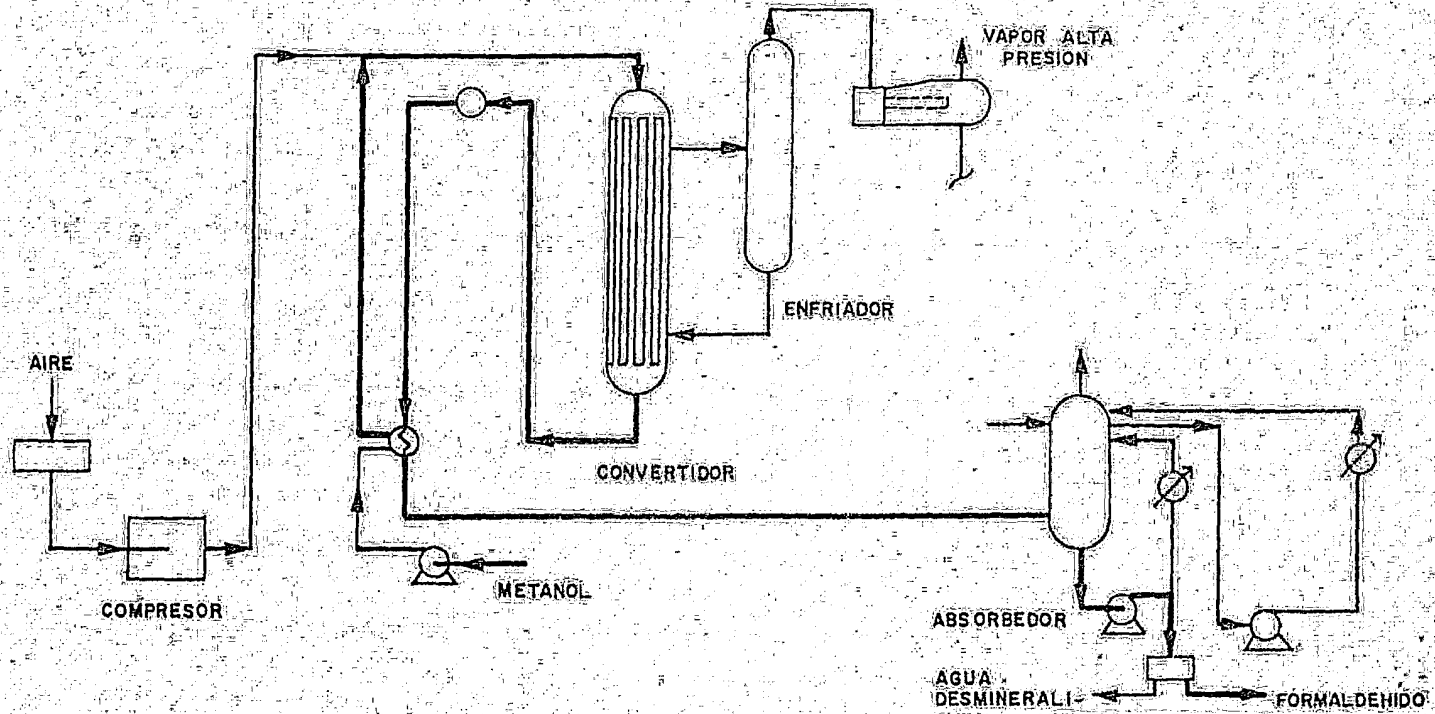


PROCESO	BADISCHE
ANILIN- & SODA-FABRIK A.G.	
TESIS PROFESIONAL	FAC. QUIMICA
	U.N.A.M.
DIAGRAMA 1	
	RSR

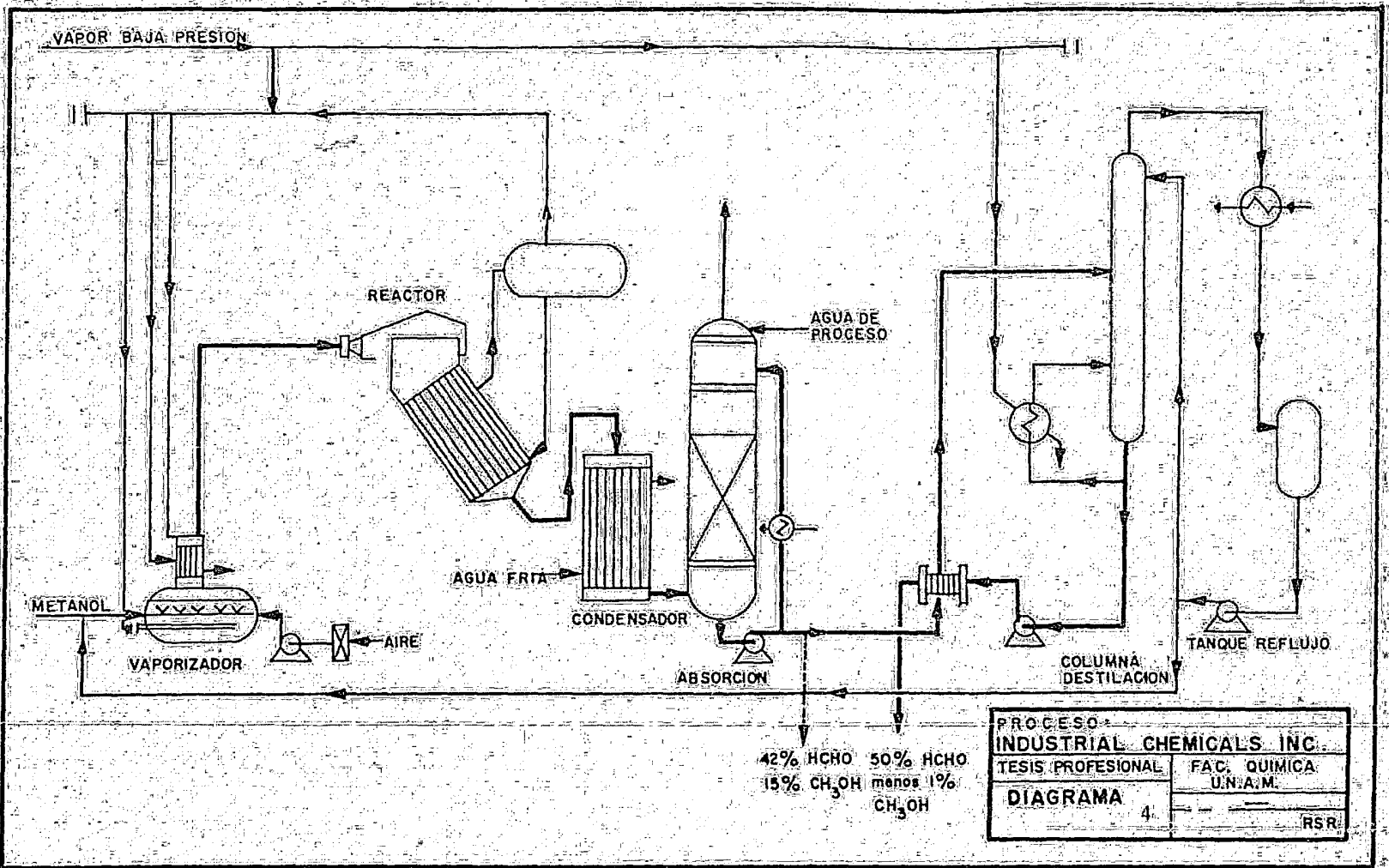


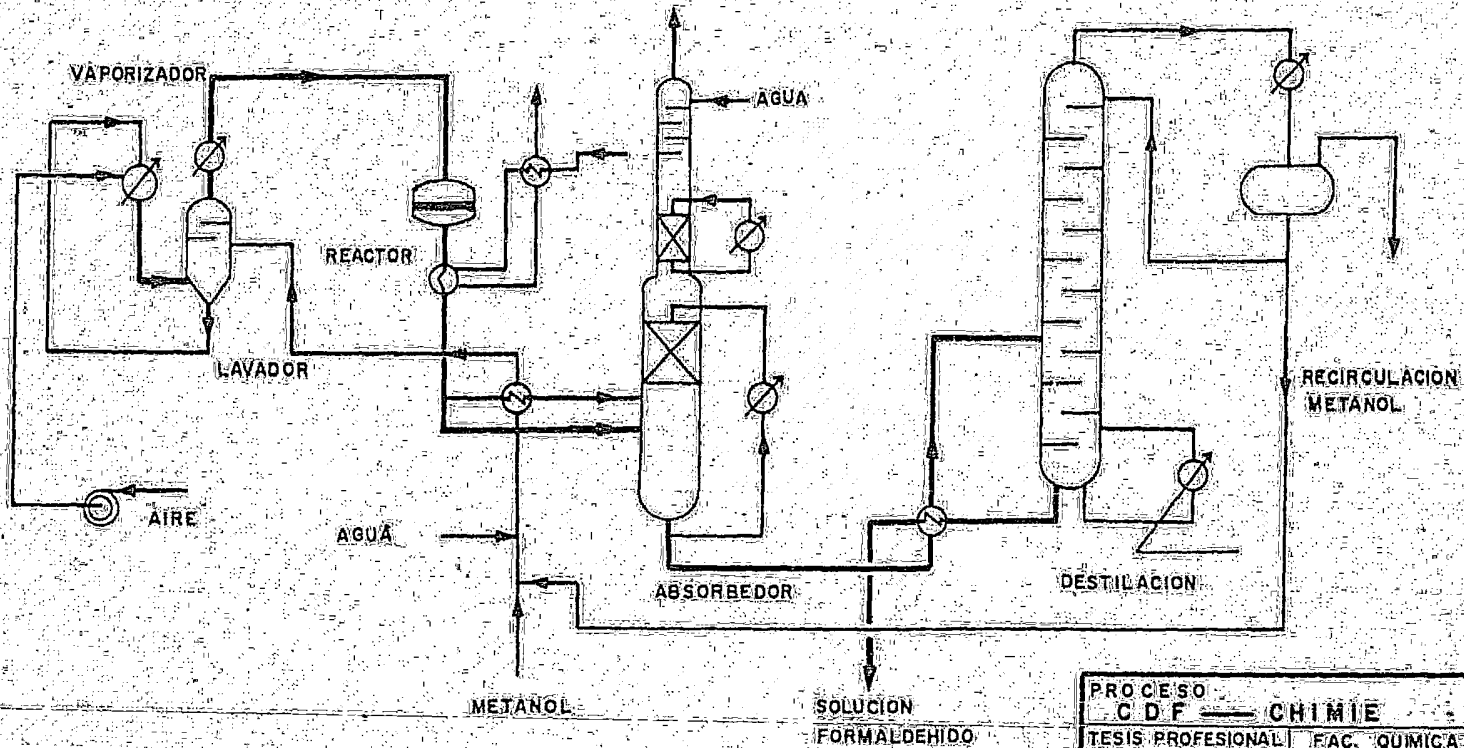
PROCESO:	
DEGUSSA	
TESIS PROFESIONAL	FAC. QUIMICA
	U.N.A.M.
DIAGRAMA	2
	RSR



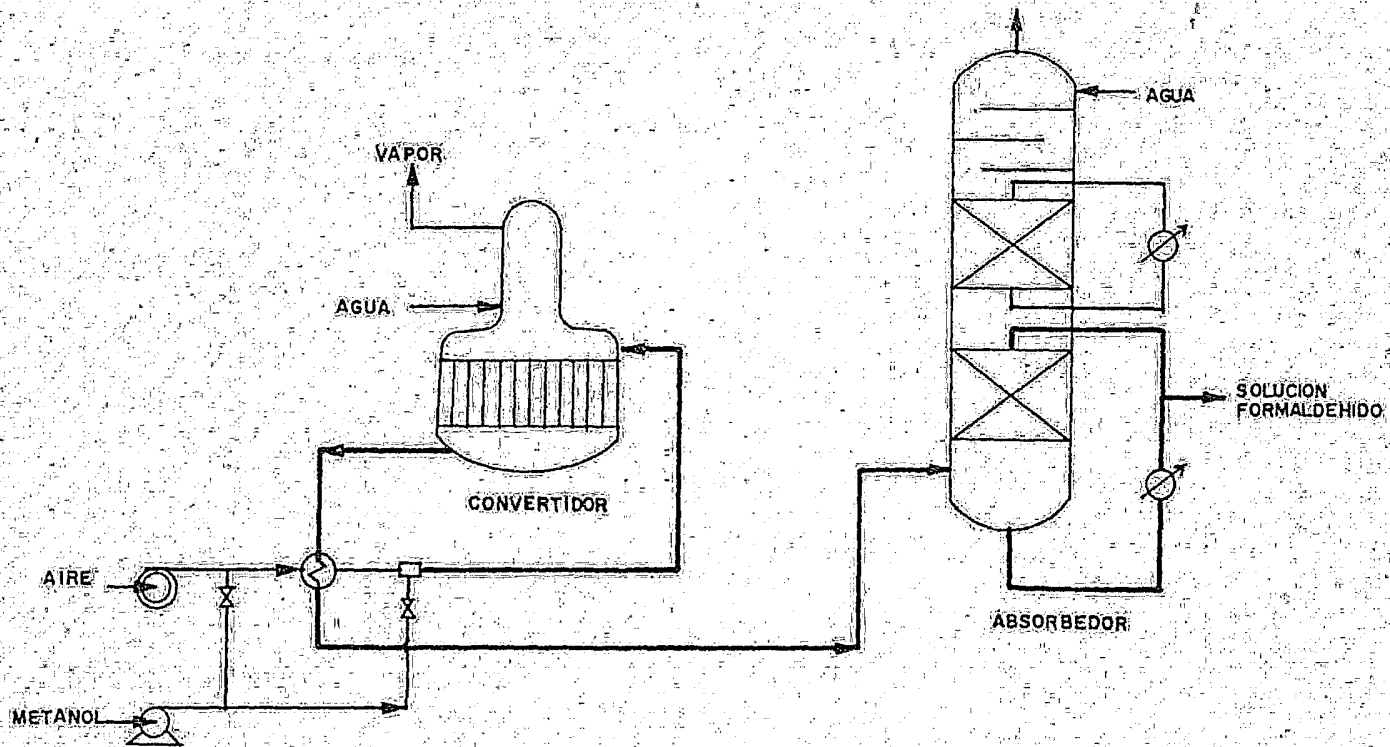


PROCESO	
THE LUMMUS CO.	
TESIS PROFESIONAL	FAC. QUIMICA
	U.N.A.M.
DIAGRAMA	
3	RSR





PROCESO		C D F — CHIMIE	
TESIS PROFESIONAL		FAC. QUIMICA	
DIAGRAMA 5		U.N.A.M.	
		RSR	



PROCESO:	
CDF QUIMIE - IFP	
TESIS PROFESIONAL	FAC. QUIMICA
	U.N.A.M.
DIAGRAMA	6
	RSR

A P E N D I C E    I I

I N F O R M A C I O N   B A S E / S I S T E M A   D E   E V A L U A C I O N

\*\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 11

PROYECTO : \*\*\*\* FORMAL \*\*\*\*  
 (NUMERO) : 15 01  
 CODIGO : 021110

Division :  
 CORRIDA BASE  
 OCT 6, 1983  
 Una  
 NUM. 12

REPORTE 1.00 INFORMACION BASE

		1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
***** PRODUCTOS									
Fornaldehyde 37.2 pesa	UNIDAD=Tons								
DEMANDA	UNIDADES	10 000.00	11 000.00	13 924.00	16 430.32	17 387.78	22 077.58	26 995.54	31 054.74
CAPACIDAD	UNIDADES	.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00
PRECIO DE VENTA	\$/UNIDAD	22 310.00	32 350.00	37 720.00	45 867.00	55 545.00	66 598.00	79 518.00	94 786.00
CONSUMOS UNITARIOS DE MAT. PRIM.									
Metanol	Kg. /UN	.0000	429.0000	429.0000	429.0000	429.0000	429.0000	429.0000	429.0000
Catalizador Fe-Ni	gr. /UN	.0000	33.0000	33.0000	33.0000	33.0000	33.0000	33.0000	33.0000
CONSUMOS UNITARIOS DE SERVICIOS									
Vapor	Ton. /UN	.0000	4070	4070	4070	4070	4070	4070	4070
Agua de enfriamiento	m3 /UN	.0000	233.0000	233.0000	233.0000	233.0000	233.0000	233.0000	233.0000
Agua de proceso	m3 /UN	.0000	2100	2100	2100	2100	2100	2100	2100
Electricidad	KWhr /UN	.0000	130.0000	130.0000	130.0000	130.0000	130.0000	130.0000	130.0000
OTROS COSTOS VAR. DE MAN.									
No hay D.C.V.M.	\$/UN	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
COSTOS VARIABLES DE OPERACION									
No hay S.V.O.	\$/UN	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
***** COSTOS UNITARIOS DE MATERIAS PRIMAS									
Metanol	\$/Kg.	16.25	21.13	25.35	27.88	31.67	33.74	37.11	40.83
Catalizador Fe-Ni	\$/gr.	5.83	6.84	7.24	8.69	10.86	13.58	16.30	19.56
***** COSTOS UNITARIOS DE SERVICIOS									
Vapor	\$/Ton.	-236.63	-496.92	-894.46	-1 252.25	-1 691.53	-2 197.69	-2 747.11	-3 433.89
Agua de enfriamiento	\$/m3	.36	.50	.66	.82	.98	1.18	1.42	1.70
Agua de proceso	\$/m3	3.84	5.38	6.99	8.74	10.48	12.58	15.10	18.11
Electricidad	\$/Kwhr	4.43	8.42	14.31	18.89	24.37	30.45	36.55	43.86
***** DEDUCCIONES SOBRE VENTAS									
Regalias	TILES \$	.00	3 976.35	11 310.97	13 759.94	16 663.50	19 979.41	23 855.41	28 435.81
Bonificaciones	TILES \$	.00	3 976.35	11 310.97	13 759.94	16 663.50	19 979.41	23 855.41	28 435.86

\*\*\* EMPRESAS IOLTECA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 2

PROYECTO : \*\*\*\*\*FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15.01  
 CODIGO : 021110

Division :  
 CORRIDA BASE :  
 OCT. 6, 1983

REPORTE 1.00 INFORMACION BASE

1982 - 1983 - 1984

\*\*\*\*\* PRODUCTOS

Formaldehido 37% peso UNIDAD=Ton.

	UNIDADES	1982	1983	1984
DEMANDA		37 586.60	41 354.55	52 338.38
CAPACIDAD		12 000.00	12 000.00	12 000.00
PRECIO DE VENTA	\$/UNIDAD	113 364.00	137 510.00	160 750.00
CONSUMOS UNITARIOS DE MAT. PRIM.				
Metanol	Kg. /UN	429.0000	429.0000	429.0000
Catalizador Fe-Mo	gr. /UN	33.0000	33.0000	33.0000
CONSUMOS UNITARIOS DE SERVICIOS				
Vapor	Ton. /UN	4070	4070	4070
Agua de enfriamiento	m3 /UN	233.0000	233.0000	233.0000
Agua de proceso	m3 /UN	2100	2100	2100
Electricidad	KWH /UN	130.0000	130.0000	130.0000
OTROS COSTOS VAR. DE MAN.				
No hay O.C.V.N.	\$/UN	.00	.00	.00
COSTOS VARIABLES DE OPERACION				
No hay C.V.O.	\$/UN	.00	.00	.00

\*\*\*\*\* COSTOS UNITARIOS DE MATERIAS PRIMAS

		1982	1983	1984
Metanol	\$/Kg.	44.91	49.40	54.34
Catalizador Fe-Mo	\$/gr.	23.47	28.16	33.79

\*\*\*\*\* COSTOS UNITARIOS DE SERVICIOS

		1982	1983	1984
Vapor	\$/Ton.	4 292.37	5 365.46	6 706.62
Agua de enfriamiento	\$/m3	2.84	2.45	2.93
Agua de proceso	\$/m3	21.74	26.69	31.30
Electricidad	\$/KWH	52.63	63.15	75.79

\*\*\*\*\* DEDUCCIONES SOBRE VENTAS

	MILES \$	1982	1983	1984
Regalias		34 049.20	41 253.41	48 225.01
Bonificaciones		34 049.20	41 253.41	48 225.01

\*\*\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 3

PROYECTO : \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15-01  
 CODIGO : 021110

Division :  
 CORRIBA BASE  
 OCT 8, 1983

REPORTE DE INFORMACION BASE

	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	
***** COSTOS FIJOS DE MANUFAC.									
M.O. Dir. y Supervision	MILES \$	.00	7 119.95	9 398.33	12 217.83	15 983.17	24 648.13	26 842.56	34 895.33
Mantenimiento	MILES \$	.00	65 882.52	83 670.89	108 772.43	139 229.19	174 835.25	215 883.72	265 438.56
Almacenamiento	MILES \$	.00	19 103.10	24 280.94	31 539.22	49 378.28	58 462.74	62 573.88	76 965.78
Otros Indirectos Planta	MILES \$	.00	3 946.35	5 011.06	6 515.42	8 339.74	10 424.67	12 926.68	15 899.21
***** GASTOS F. DE OPERACION									
No hay G.F.O.	MILES \$	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
***** GASTOS NO DED. (INC. EXCD.)									
No hay G.N.D. (I.E.)	MILES \$	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
***** OTROS GASTOS (INGRESOS)									
No hay O.G. (I.)	MILES \$	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
***** OTRA INFORMACION A NIVEL ANUAL									
DIAS DE CUENTAS POR COBRAR		.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00
DIAS DE CUENTAS POR PAGAR		.00	36.00	36.00	36.00	36.00	36.00	36.00	36.00
DIAS DE INVENTARIO M.P.		.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00
INVENT. PROD EN PROC. (Z)		.00	.28	.28	.28	.28	.28	.28	.28
DIAS DE INVENTARIO P.T.		.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
INVENT. REAFACCIONES	MILES \$	.00	20 612.85	26 178.32	34 831.81	43 568.72	54 458.98	67 519.11	83 498.58
I. S. R. A PAGAR EN EL EJ.		25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00
POLITICA DE DIVIDENDOS		.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
INTERES PARA PASIVO N.E.		.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
INTERES PARA PASIVO N.N.		42.00	25.00	21.50	24.00	22.00	19.00	18.00	17.50
INTERES PARA INV. VAL.		45.00	28.00	24.50	27.00	25.00	22.00	21.00	20.50
PARIDAD M.N./D.E.		.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00	.00
DIAS DE CAJA Y BANCOS		15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00	15.00
TASA PARA REEXPRESAR ACTIVOS F		50.00	31.00	27.00	30.00	28.00	25.00	24.00	23.00
***** TASAS PARA ESCALAR RENGLONES									
M.P. - Metanol		35.00	30.00	28.00	18.00	18.00	18.00	18.00	18.00
M.P. - Catalizador		25.00	28.00	28.00	28.00	25.00	25.00	28.00	28.00
Serv. - Vapor		240.00	110.00	80.00	40.00	35.00	38.00	25.00	25.00
Serv. - Agua de enf. y proc.		78.00	40.00	39.00	25.00	28.00	28.00	28.00	28.00
Serv. - Electricidad		165.00	80.00	70.00	32.00	29.00	25.00	24.00	24.00
M.O. y Supervision		51.00	37.00	32.00	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00



\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 4

PROYECTO : \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15.01  
 CODIGO : 021110

Division : Una  
 CORRIDA BASE : N/A  
 OCT 6, 1983

REPORTE: 1.00 INFORMACION BASE

	1992	1993	1994
***** COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA			
M.O. Dir. y Supervision	MILES \$ 45 363.92	58 973.89	76 685.02
Mantenimiento	MILES \$ 326 487.44	488 111.81	581 977.56
Almacenamiento	MILES \$ 94 667.91	118 334.89	145 551.91
Otros Indirectos Planta	MILES \$ 17 536.45	21 435.81	39 068.35
***** GASTOS FIJOS DE OPERACION			
No hay C.F.O.	MILES \$ .00	.00	.00
***** GASTOS NO DED. (ING. EXCEN.)			
No hay C.N.D. (I.E.)	MILES \$ .00	.00	.00
***** OTROS GASTOS (INTERESOS)			
No hay O.G. (I.)	MILES \$ .00	.00	.00
***** OTRA INFORMACION A NIVEL ANUAL			
DIAS DE CUENTAS POR COBRAR	15.00	15.00	15.00
DIAS DE CUENTAS POR PAGAR	30.00	30.00	30.00
DIAS DE INVENTARIO N.P.	15.00	15.00	15.00
INVENT. PROD EN PROC. (Z)	.28	.28	.28
DIAS DE INVENTARIO P.T.	10.00	10.00	10.00
INVENT. REAFACCIONES	MILES \$ 102 149.68	127 687.18	157 855.09
T.S.R. A PAGAR EN EL EJ.	25.00	25.00	25.00
POLITICA DE DIVIDENDOS	.00	.00	.00
INTERES PARA PASIVO K.E.	.00	.00	.00
INTERES PARA PASIVO M.N.	17.50	17.50	17.50
INTERES PARA INV. VAL.	21.50	22.00	20.50
PARIDAD N.M./M.E.	.00	.00	.00
DIAS DE CAJA Y BANCOS	15.00	15.00	15.00
TASA PARA REEXPRESAR ACTIVOS F.	23.10	25.00	23.60
***** TASAS PARA ESCALAR/RENCLONES			
M.P. - Metano	10.00	10.00	10.00
K.P. - Catalizador	20.00	20.00	20.00
Serv. Vapor	25.00	25.00	25.00
Serv. Agua de enf. y proc.	20.00	20.00	20.00
Serv. Electricidad	20.00	20.00	20.00
M.O. y Supervision	30.00	30.00	30.00

\*\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 5

PROYECTO: \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO: 15 01  
 CODIGO: 021110

Division: Uno  
 CORRIDA BASE: MUN. 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE: 1.00 INFORMACION BASE

	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
***** TASAS PARA ESCALAR RENCLONES								
***** PROGRAMA DE INVERSIONES								
INVERSIONES EN A.F. DESELOSE FISCAL								
Inversion Fija Total								
TASA DEP. = 10.000Z	HILES \$ 125 730.36	13 970.04	.00	.00	.00	.00	.00	.00
INVERSIONES EN A.F. DESELOSE CONT.								
Inversion Fija Total								
TASA DEP. = 10.000Z	HILES \$ 125 730.36	13 970.04	.00	.00	.00	.00	.00	.00
INCRTO. AL ACT. DIF.	HILES \$ 36 461.79	4 051.31	.00	.00	.00	.00	.00	.00

\*\*\*\* EMPRESAS TOLECA DE MEXICO \*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 6

PROYECTO : \*\*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15 01  
 CODIGO : 021110

Division : Uno  
 CORRIDA BASE : 12  
 OCT 6, 1983

REPORTE 1.00 INFORMACION BASE

	1992	1993	1994
***** TASAS PARA ESCALAR RENGLONES			
***** PROGRAMA DE INVERSIONES			
INVERSIONES EN A.F. DESCLOSE FISCAL			
Inversion Fija Total			
TASA DEP. = 10.000%	NIILES	.00	.00
INVERSIONES EN A.F. DESCLOSE CONT.			
Inversion Fija Total			
TASA DEP. = 10.000%	NIILES	.00	.00
INCRTO. AL ACT. DIF.	NIILES	.00	.00

\*\*\*\*\* EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO \*\*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG: 7

PROYECTO : \*\*\*\*\* FARKOL \*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15 01  
 CODIGO : 021110

Division : Una  
 CORRIDA BASE : NUM. 12  
 OCT. 6, 1983

REPORTE 1.04 INFORMACION BASE

\*\*\*\*\* RELACIONES FINANCIERAS

PASIVO/CAPITAL INICIAL	.0000	(%)
PASIVO N.E./PASIVO L.P.	.0000	(%)
ACT. CIRC./P. CIRC./NINTHA	150.0000	(%)
PASIVO/CAPITAL MAXIMA	.0000	(%)

\*\*\*\*\* OTRA INFORMACION

FECHA DE INICIACION DEL PROYECTO (PRIMERA EROGACION)	AÑO 1984	MES 01	DIA 03
FECHA DE ARRANQUE (INICIO DE OPERACIONES)	AÑO 1985	MES 08	DIA 03
VIDA DEL PROYECTO (DESDE LA FECHA DE ARRANQUE)	10.0000	AÑOS	
PLAZO PARA EL PAGO DE LA DEUDA EN MONEDA EXTRANJERA	10.0000	SEMES	
PLAZO PARA EL PAGO DE LA DEUDA EN MONEDA NACIONAL	12.0000	SEMES	
PERIODO DE GRACIA PARA PRESTAMOS EN MONEDA EXTRANJERA	6.0000	SEMES	
PERIODO DE GRACIA PARA PRESTAMOS EN MONEDA NACIONAL	5.0000	SEMES	
RENDIMIENTO ESPERADO SOBRE EL CAPITAL PROPIO	21.7000	(%)	

\*\*\*\*\*EMPRESAS TOLTECA DE MEXICO\*\*\*\*\*  
 SISTEMA PARA EVALUACION DE PROYECTOS

PAG. 8

PROYECTO : \*\*\*\*\*FORMOL\*\*\*\*\*  
 NUMERO : 15/01  
 CODIGO : 021116

Division : UNO  
 CORRIDA BASE : NUM. 12  
 OCT. 6, 1983

REPORTE 2.34 ANEXOS DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

\*\*\*\*\* INTEGRACION DE LAS VENTAS \*\*\*\*\*

	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
PRODUCTO								
UNIDAD								
	VENTAS EN UNIDADES							
Formaldehid 37.2 peso	100	4 918.67	11 994.67	11 999.86	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00
VOLUMEN DE VENTAS	100	4 918.67	11 994.67	11 999.86	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00
	VENTAS EN MILES DE \$							
Formaldehid 37.2 peso	100	159 654.19	452 438.88	556 397.63	666 539.88	799 176.25	954 216.25	1 137 432.00
VENTAS TOTALES BRUTAS	100	159 654.19	452 438.88	556 397.63	666 539.88	799 176.25	954 216.25	1 137 432.00
PRECIO PONDERADO	100	32 350.00	37 720.00	45 867.00	55 545.00	66 598.00	79 518.00	94 785.98
INVENTARIO INICIAL	100	323.29	323.29	328.62	328.76	328.76	328.76	328.76
PRODUCCION	100	5 239.96	12 671.58	12 671.58	12 671.58	12 671.58	12 671.58	12 671.58
VENTAS	100	4 918.67	11 994.67	11 999.86	12 000.00	12 000.00	12 000.00	12 000.00
INVENTARIO FINAL	100	323.29	328.62	328.76	328.76	328.76	328.76	328.76

PROYECTO : \*\*\*\* FORMOL \*\*\*\*  
 NUMERO : 115.01  
 CODIGO : 621110

Division : Una  
 CORTEGA BASE : NUM. 12  
 OCT. 6, 1983

REPORTE 2094 ANEXOS DE LOS ESTADOS FINANCIEROS

\*\*\*\*\* INTEGRACION DE LAS VENTAS \*\*\*\*\*

	1992	1993	1994
PRODUCTO			VENTAS EN UNIDADES
Formaldehido 37 % peso	12 000.00	12 000.00	12 000.00
VOLUMEN DE VENTAS	12 000.00	12 000.00	12 000.00
			VENTAS EN MILES DE \$
Formaldehido 37 % peso	1 360 368.25	650 120.25	929 800.25
VENTAS TOTALES ERUTAS	1 360 368.25	650 120.25	929 800.25
PRECIO PONDERADO	113 364.00	137 510.00	169 750.00
INVENTARIO INICIAL	328.75	328.75	328.75
PRODUCCION	12 000.00	12 000.00	12 000.00
VENTAS	12 000.00	12 000.00	12 000.00
INVENTARIO FINAL	328.75	328.75	328.75