



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"

DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE
UNA PLANTA DE PRODUCCION DE ACETONA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE;
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N

ASTORGA ZUÑIGA JORGE ALBERTO

MENDOZA MARTINEZ NORMA

OLIVARES SANCHEZ RUBEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1990





UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICES

	Pags.
Introducción	1
I. Generalidades	4
II. Estudio de Mercado	10
II.1 Mercado Nacional	15
II.2 Mercado Estadounidense	26
II.3 Disponibilidad de Materias Primas	51
II.4 Situación Mundial	70
II.5 Proyección de la Demanda	74
III. Análisis y Selección del Proceso	118
III.1 Análisis de Proceso	118
III.2 Selección del Proceso	130
IV. Localización	141
IV.1 Factores que Influyen en la Selección del Lugar	141
IV.2 Selección del Lugar	159
V. Ingeniería Básica	201
V.1 Bases de Diseño	203
V.2 Descripción del Proceso	218
V.3 Balance de Masa y Energía	225
V.3.a Distribución de Servicios Auxiliares	238
V.4 Criterios de Diseño de Equipo	242
V.5 Lista de Equipo Principal	258
V.6 Lista de Líneas	289
V.7 Diagrama de Tubería e Instrumentación (P&ID)	295

	Pags.
V.8 Plano de Localización General	298
V.9 Diagrama de Instrumentación	302
V.10 Estimado de la Inversión Fija	309
VI. Conclusiones	316
VII. Bibliografía	318
Apendice A	327
A.1 Memorias de Cálculo del Balance de Masa	328
A.2 Listado de los Programas de la Ecuación de Matías, UNQUAC y Propiedades de -- Transporte.	351
Apendice B	355
B.1 Desarrollo de las Ecuaciones para el Diseño del Reactor.	356
B.2 Listado del Programa y Resultados de la Simulación del Reactor.	361
B.3 Resultados del Diseño de las Torres de Destilación, Mediante el Modelo - de Naphtali.	363
B.4 Memorias de Cálculo y Resultados del Diseño de los Platos, Diámetro de -- las Torres.	386
B.5 Memoria de Cálculo y Resultados del Diseño del Absorbedor.	390
B.6 Listado del Programa y Resultados - del Diseño de los Intercambiadores de Calor.	399

	Pags.
B.7 Memoria de Cálculo y Resultados del Diseño Térmico del Calentador a --- Fuego Directo.	409
B.8 Listado del Programa y Resultados - del Dimensionamiento de Recipientes de Proceso.	418
B.9 Memoria de Cálculo y Resultados del Dimensionamiento de Tanques de alma cenamiento.	422
Apendice C	424
C.1 Resultados del Programa para la eva luación de Costos Fijos por el Méto do Modular de Gutrhie.	425

INDICE DE TABLAS

Tabla	Descripción
II.1	Balance Global Mundial de Acetona 1986
II.2	Consumo y Producción de Acetona en México
II.3	Importaciones y Exportaciones de Acetona en México
II.4	Consumo de Acetona en U.S.A.
II.5	Porcentaje de Consumo de Acetona por Sector en U.S.A.
II.6	Importaciones y Exportaciones de Acetona en U.S.A.
II.7	Exportación de Acetona en U.S.A. hacia País de Destino
II.8	Importación de Acetona en U.S.A. por Países de Origen
II.9	Consumo y Producción de Alcohol Isopropílico en México
II.10	Importación y Exportación de Alcohol Isopropílico en México
II.11	Consumo y Producción de Cumeno en México
II.12	Importación y Exportación de Cumeno en México
II.13	Balance Global Mundial de Fenol 1986
II.14	Consumo y Producción de Fenol en México
II.15	Importación y Exportación de Fenol en México
II.16	Consumo de Fenol en U.S.A. por Aplicación
II.17	Países Productores de Acetona (Capacidad Instalada 1986)
II.18	Proyección de la Demanda de Acetona en México
II.19	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Metacrilato en U.S.A.
II.20	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de otros Metacrilatos en U.S.A.

Tabla	Descripción
II.21	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Cetona en U.S.A.
II.22	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Bisfenol A en U.S.A.
II.23	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Carbinol en U.S.A.
II.24	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Químicos Aldólicos en U.S.A.
II.25	Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Solventes en U.S.A.
II.26	Proyección de la Demanda de Acetona para Otros Usos
II.27	Proyección de la Demanda de Acetona en U.S.A.
III.1	Revisión de Patentes de los Procesos de Producción de Acetona
III.2	Principales Características de los Procesos
III.3	Características Técnicas de los Procesos Seleccionados
III.4	Costos de Servicios Auxiliares
IV.1	Estímulos Fiscales a la Industria
IV.2	Comunicación entre Puertos Mexicanos y al Extranjero
IV.3	Población por Ciudad en Orden Decreciente 1987
IV.4	Algunas Características de las 80 Ciudades Principales
IV.5	Población por Edades 1987
IV.6	Principales Parques y Ciudades Industriales
IV.7	Características de los Principales Puertos Mexicanos
IV.8	Instalaciones Especializadas de los Principales Puertos Mexicanos
IV.9	Distancias entre Puertos del Golfo de México y Mar Caribe

INDICE DE GRAFICAS

Grafica	Descripción
II.1	Consumo y Producción de Acetona en México
II.2	Consumo, Producción y Capacidad Instalada de Acetona en México
II.3	Importación y Exportación de Acetona, México
II.4a	Consumo de Acetona para Metil Metacrilato U.S.A.
II.4b	Consumo de Acetona para Otros Metacrilatos, U.S.A.
II.5	Consumo de Acetona para Metil Isobutil Cetona, U.S.A.
II.6	Consumo de Acetona para Bisfenol-A, U.S.A.
II.7	Consumo de Acetona para Metil Isobutil Carbinol, U.S.A.
II.8	Consumo de Acetona para Químicos Aldólicos, U.S.A.
II.9	Consumo de Acetona para Solventes, U.S.A.
II.10	Consumo de Acetona para Otros Usos, U.S.A.
II.11	Consumo, Producción y Capacidad Instalada de Acetona en U.S.A.
II.12	Importación y Exportación de Acetona, U.S.A.
II.13	Consumo y Producción de Alcohol Isopropílico, México
II.14	Importación y Exportación de Alcohol Isopropílico, México
II.15	Consumo y Producción de Cumeno, México
II.16	Importación y Exportación de Cumeno, México
II.17	Consumo y Producción de Fenol, México
II.18	Importación y Exportación de Fenol, México
II.19	Proyección de la Demanda de Acetona para México
II.20	Proyección de la Demanda de Acetona para México (Compuesta)

Gráfica**Descripción**

- II.21** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Metacrilato, U.S.A.
- II.22** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Métill Metacrilato (Compuesta), U.S.A.
- II.23** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Otros Metacrilatos, U.S.A.
- II.24** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Otros Metacrilatos, U.S.A. (Compuesta)
- II.25** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Cetona, U.S.A.
- II.26** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Cetona, U.S.A. (Compuesta)
- II.27** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Bisfenol-A, U.S.A.
- II.28** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Bisfenol-A, U.S.A. (Compuesta)
- II.29** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Carbinol, U.S.A.
- II.30** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Carbinol, U.S.A. (Compuesta)
- II.31** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Químicos Aldólicos, U.S.A.
- II.32** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Químicos Aldólicos, U.S.A. (Compuesta)

INDICE DE MAPAS

Mapa	Descripción
IV.1	Zona I de estímulos Preferenciales
IV.2	Centros Matrices para el Desarrollo Industrial
IV.3	Centros Matrices para el Desarrollo Industrial (b)
IV.4	• Corredores y Puertos Industriales (Veracruz)
IV.5	Centros Matrices para el Desarrollo Industrial
IV.6	Zona III de Ordenamiento y Regulación
IV.7	Gasoductos
IV.8	Oleoductos
IV.9	Poliductos
IV.10	Centros de Refinación
IV.11	Centros Productores y Terminales de Productos Petroquímicos

Gráfica**Descripción**

- II.33** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Sol--
ventes, U.S.A.
- II.34** Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Sol--
ventes, U.S.A. (compuesta)
- II.35** Proyección de la Demanda de Acetona para Otros Usos, U.S.A.
- II.36** Proyección de la Demanda de Acetona para Otros Usos, U.S.A. ---
(compuesta)
- II.37** Proyección de la Demanda de Acetona para U.S.A. Global.

INDICE DE FIGURAS

Figura	Descripción
I.1	Cadena Productiva de Acetona
II.1	Distribución del Mercado de Acetona en México
II.2	Distribución del Mercado de Acetona en Estados Unidos
III.1	Diagrama del Proceso de Deshidrogenación de AIP
III.2	Diagrama del Proceso de oxidación de Cumeno
V.1	Conjunto de Cortes
V.2	Diagrama de Distribución de Agua de Enfriamiento
V.3	Diagrama de Distribución de Vapor
V.4	Diagrama de Distribución de Vapor
V.5	Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Flujo y Nivel
V.6	Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Presión
V.7	Diagrama de Instrumentos, Indicador de Temperatura
V.8	Diagrama de Instrumentos, Controlador de Nivel
V.9	Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Nivel
V.10	Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Nivel

Introducción

La acetona en México como también en muchos otros países constituye un producto petroquímico importante, debido a sus varias aplicaciones, ya sea como disolvente o auxiliar en la fabricación de películas, pinturas, barnices, lacas, cementos, cuero artificial y diversos productos similares. En los últimos años la importancia de la acetona como materia prima en la síntesis química ha aumentado.

En México actualmente existen dos compañías productoras de acetona, las cuales satisfacen la demanda nacional de este producto. Una de estas es Celanese Mexicana, con una capacidad total de 60,000 Toneladas/año y que tiene a su cargo la comercialización y distribución de la producción total a nivel nacional. La otra es Fenocimía que obtiene acetona como subproducto en su planta para producción de fenol y delega la comercialización de su acetona a Celanese.

El presente proyecto tiene como objetivo principal el desarrollo de la ingeniería básica de una planta para producir acetona.

Toda actividad interdisciplinaria como lo es el desarrollo de un proyecto debe reconocer que el logro de los objetivos depende de una buena planeación y organización de todas las fases que integran el proyecto, es por esta razón que en este trabajo, se toman en cuenta algunas de las fases prelimina-

res que fundamentan el desarrollo de la ingeniería básica, como lo es el -- estudio de mercado, el análisis y selección del proceso y la localización -- de la planta, cada uno de estos puntos es tocado con el fin de respaldar -- el posterior desarrollo de la Ingeniería básica.

Así el proyecto inicia con un estudio técnico de mercado a nivel nacional y mundial, presentando también las proyecciones del mercado a mediano y largo plazo, estableciendo e identificando los mercados de oportunidad y cuantifi- cando su déficit para con esto establecer la capacidad competitiva que se -- tomará como base para el desarrollo de la ingeniería básica.

El proceso continúa con el análisis y selección del proceso, donde se con- tratan los procesos más importantes utilizados en la elaboración de aceto- na. Este análisis permite establecer el proceso que mejor satisface las -- necesidades económicas y disponibilidad de materias primas.

Posteriormente se realiza la ingeniería básica, tema principal de este pro- yecto, iniciando está con las bases de diseño y descripción del proceso.

Con base a la capacidad establecida se realiza el balance de masa y energía, cuyo resultado es útil para el diseño de los equipos principales involucra- dos en el proceso.

Finalmente y con el propósito de proporcionar un estimado de la inversión - fija total de la planta, aún cuando esta no está contemplada dentro de la -

ingeniería básica, es de gran importancia ya que da una idea del costo total de la misma.

Así mismo se establece una serie de conclusiones obtenidas del estudio.

Se incluye también en la sección de anexos, los algoritmos y memorias de cálculo que dan lugar a los resultados reportados en el cuerpo principal del estudio.

RESUMEN

Generalidades

Antecedentes Históricos.

La acetona fué obtenida por Labavius en 1595 por destilación seca del azúcar de plomo (acetato de plomo). En 1805 Trommsdorff dijo que destilando el "acetato de potasa ó de sosa" obtuvo un líquido intermedio entre el alcohol y el etér. Liebig y Dumas, en 1832, determinaron la composición exacta de la acetona. Algunos años después, Williamson determinó la constitución de las cetonas y consideró a la acetona como metilacetilo; la síntesis de esta sustancia por reacción del dimetil-zinc (dimetiluro de zinc) con el cloruro de acetilo confirmó esta opinión.

Algunos nombres genéricos que se usan para llamar este producto son: dimetilcetona, 2-propanona, metilacetilo, y eter piroacético aunque el más usado es el de la acetona.

Propiedades Físicas.

Formula Química	CH_3COCH_3
Peso Molecular (lb/lb mol)	58.08
Punto de Fusión (°F)	-138.28
Punto de Ebullición (14.7 lb/in ² , °F)	133.70
Punto de Inflamación (°F)	12.02

Densidad relativa (68°F/39.2°F)	0.7896
Índice de Refracción	1.3591
Presión de Vapor (68°F, lb/in ²)	3.4909
Calor Específico (68°F, BTU/lb°F)	0.5176
Conductividad Térmica (BTU/hr ft ² (°F/ft), 68°F)	0.0065
Densidad (lb/ft ³ a 68°F)	49.2900
Tensión Superficial (Poundal/ft, 68°F)	0.5132
Calor de Vaporización (BTU/lb)	220.0000
Calor de Combustión (BTU/lb)	13,230.0000
Constante Dieléctrica (68°F)	21.4000
Solubilidad en agua (% en peso)	infinita
Viscosidad (50°F, lbm/ft seg)	2.27E-4

Características: Líquido incoloro de olor característico, flamable, miscible en todas proporciones con el agua y en numerosos compuestos orgánicos, alcohol, eter, cloroformo y con la mayoría de los aceites.

Propiedades Químicas.

La acetona da las reacciones químicas de las cetonas. Forma compuestos cristalizados con los bisulfitos alcalinos.

Los reductores convierten a la acetona en alcohol isopropílico y pinacol. No se oxida fácilmente ni se altera con el ácido nítrico a la temperatura ordinaria y es estable con el permanganato neutro. Los oxidantes más poten

tes, como el permanganato alcalino y el ácido crómico, la descomponen en ácidos acético y fórmico, y éste se descompone en bióxido de carbono y agua.

La acetona no reduce la solución de plata amoniacal ni la solución de Fehling. Los límites de explosividad de las mezclas de acetona y aire son 2.55 y 12.5% de acetona a la temperatura ordinaria.

Usos.

La acetona se utiliza principalmente en la producción de anhídrido acético, la cual se emplea en su mayoría para la fabricación de acetato de celulosa para la manufactura de seda artificial, películas fotográficas y plásticos.

La acetona se usa mucho como disolvente del acetato de celulosa para convertirlo en productos útiles, la industria del acetato de celulosa es la que consume mayor cantidad de acetona, ya sea en esta forma o en la de anhídrido acético de ella obtenido. La acetona es también un buen disolvente de la nitrocelulosa y se usa para hacer películas, cementos, cuero artificial y productos similares.

Debido a que disuelve grandes volúmenes de acetilo, se emplea para saturar el relleno absorbente que se pone en los cilindros para este gas, con lo que se evita la presión excesiva.

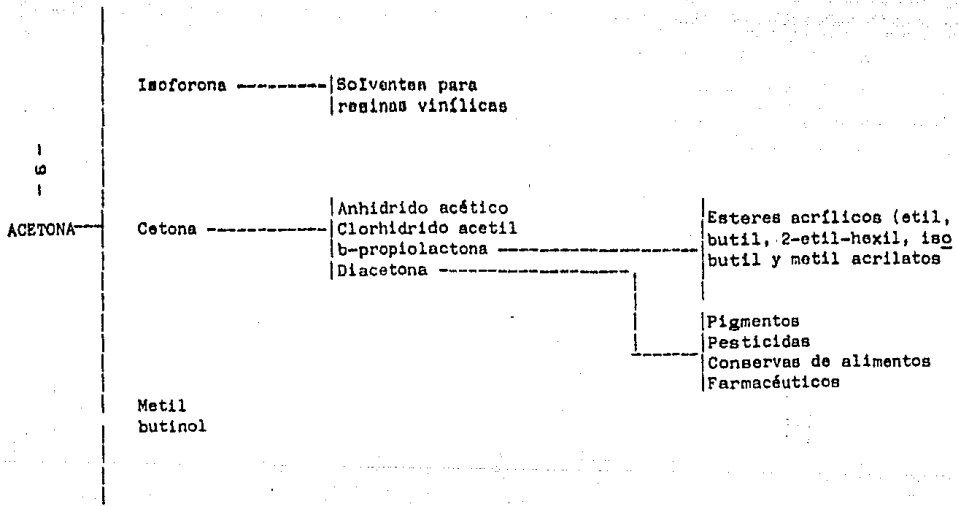
Cada día aumenta más la importancia de la acetona, como materia prima para

la síntesis química. Además de su utilización para producir anhídrido acético, es la materia prima del cual derivan el alcohol diacético, el óxido de mesitilo, la metil-isobutil-cetona, la isoforona, el metil-pentanodiol, etc.

Se emplea también en gran cantidad para producir ácido hidroxí-isobutírico por tratamiento con ácido cianhídrico, seguido de hidrólisis ácida este producto se convierte en ácido metil acrílico con el cual se obtienen importantes materiales plásticos.

Algunos derivados halogenados de la acetona, como la monocloroacetona, y la dicloroacetona (los dos isómeros de ésta) y la bromoacetona son gases lacrimógenos.

También se utiliza como disolvente de aceites, ceras, resinas y hule. En la manufactura de pigmentos y adhesivos. En relación con la producción nacional de hormonas, aumentó el consumo de acetona, el cual se emplea como vehículo de reacción en algunas síntesis orgánicas, en este caso se requiere la acetona en un alto grado de pureza.



Isoforona ----- Solventes para resinas vinílicas

ACETONA

Cetona ----- Anhidrido acético
Clorhidrido acetil
b-propiolactona
Diacetona

Esteres acrílicos (etil, butil, 2-etil-hexil, iso butil y metil acrilatos)

Pigmentos
Pesticidas
Conservas de alimentos
Farmacéuticos

Metil butinol

SECRET

Cualquier proyecto o desarrollo de ingeniería requiere de un estudio preliminar que puede ser tan minucioso y extenso como general y simple dependiendo de la importancia del proyecto, este estudio debe determinar la factibilidad del mismo y determinar la anulación o continuidad del proyecto, también debe dejar ver la magnitud de la futura inversión. Así, el desarrollo de la ingeniería básica que se realiza en este trabajo está soportado con el siguiente estudio de mercado con el fin de establecer tanto una capacidad base que sirva de patrón de diseño, como el tipo de disponibilidad de materias primas para determinar el proceso más apropiado.

En base a lo anterior en este capítulo se realiza un estudio de mercado, el cual podemos definir como una caracterización de los usos y aplicaciones de un producto, su integración en la cadena productiva y la factibilidad de colocación en el mercado.

En esta sección se estudia la disponibilidad de las materias primas que se utilizan en los distintos procesos comerciales.

Hasta la primera guerra mundial, la acetona fue fabricada por destilación seca del acetato de calcio. Cuando la guerra inició se empezaron a explorar nuevos métodos de fabricación. El acetato de calcio podría ser obtenido a partir de ácido acético el cual había sido producido por fermentación de alcohol a partir de acetileno. Sin embargo este método no podía competir -

con el proceso de fermentación para la conversión de acetatos a acetona y alcohol butílico. Posteriormente este método se hizo incompatible en la parte final de los 50's debido a la producción de fenol a partir de hidropéroxido de cumeno y de la deshidrogenación de alcohol isopropílico, a partir de los cuales es obtenida la acetona como subproducto y producto principal respectivamente.

Actualmente los procesos comerciales para la producción de acetona son a partir de la deshidrogenación de alcohol isopropílico y a partir de la hidroperoxidación de cumeno.

En lo referente a la producción mundial de acetona, se encuentra que más del 70 % de la que se produjo en 1986 fué obtenida como subproductos del fenol, tal como se muestra en la tabla II.1. El resurgimiento de la demanda de fenol especialmente en Estados Unidos, incrementó la oferta del subproducto acetona, reduciendo así la necesidad de esta producida a través de alcohol isopropílico (AIP). La acetona es consumida como una materia prima para obtener metil metacrilato (MMA), bisfenol A, en varias aplicaciones como solvente y directa o indirectamente como un intermediario para solventes aldólicos. El metil metacrilato ha consumido la mayor parte de la acetona producida desde 1983 hasta 1986 manteniendo un consumo promedio de 30% del total a nivel mundial.

Es muy probable que un incremento en la producción de fenol en los Estados Unidos aumente significativamente la oferta de acetona abatiendo con esto -

los precios del subproducto y reduciendo así el uso de un proceso a partir de AIP. Sin embargo la acetona continuará abasteciendo cerca del 85% del consumo doméstico, con la acetona obtenida por medio de AIP utilizado para cubrir la demanda. Fuera de los Estados Unidos, las fuentes de acetona que no son vía cumeno incrementarán su parte en la oferta.

El vencimiento del mercado y las nuevas tecnologías se espera retrasen el crecimiento de la demanda de acetona en las naciones industrializadas para fines de los 80's, ya que estas ponen más énfasis en el desarrollo de innovaciones tecnológicas. La tabla II.1 resume la oferta y la demanda para acetona en Norte-América, Oeste de Europa y Japón.

Tabla II.1 Balance Global Mundial de Acetona 1966.

	Estados Unidos		Canadá		México		Total de Norte America	
	Millones de lb.	Miles de Ton Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.
Capacidad (fin de año)	2,137	969	95	43	267	94	2,439	1,105
Producción								
A partir de Cumeno	1,612	731	24	11	33	15	1,669	757
A partir de AIP	374	147	31	14	66	30	421	191
Otros	--	--	--	--	--	--	--	--
Producción Total	1,936	878	55	25	99	45	2,090	948
Exportación	37	39.5	2	1	10	4.5	99	45
Importación	114	51.3	--	--	1	0.5	115	52.3
Consumo								
Metil Metacrilato	578	262	0	0	19	8.6	597	270.6
Bisfenol A	143	63	0	0	15	7	198	90
Químicos Aldólicos a	379	172	22	10	9	4	410	186
Solventes	431	191	31	14	47	21.4	499	226.4
Otros	432	182.3	0	0	0	0	402	182.3
Consumo Total	1,953	890.3	53	24	80	41	2,106	955.3

Tabla II.1 Balance Global Mundial de Acetona 1986.

	Estados Unidos		Canadá		México		Total de Norte America	
	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.
Capacidad (fin de año)	2,137	969	95	43	207	94	2,439	1,106
Producción								
A partir de Cumeno	1,612	731	24	11	33	15	1,669	757
A partir de AIP	324	147	31	14	66	30	421	191
Otros	--	--	--	--	--	--	--	--
Producción Total	1,936	878	55	25	99	45	2,090	948
Exportación	87	39.5	2	1	10	4.5	99	45
Importación	114	51.5	--	--	1	0.5	115	52.3
Consumo								
Metil Metacrilato	578	262	0	0	19	8.6	597	270.6
Bisfenol A	183	83	0	0	15	7	198	90
Químicos Alifáticos	379	172	22	10	9	4	410	186
Solventes	421	191	31	14	47	21.4	499	226.4
Otros	402	182.3	0	0	0	0	402	182.3
Consumo Total	1,963	890.3	53	24	80	41	2,106	965.3

Tabla II.1 Balance Global Mundial de Acetona 1986.

(Continuación)

	Oeste de Europa		Japón		Total	
	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.
Capacidad (fin de año)	2,397	1,087	688	312	5,524	2,505
Producción						
A partir de Cumeno	1,067	484	305	138	3,041	1,379
A partir de AIP	366	166	---	---	787	357
Otros	66	30	198	90	264	120
Producción Total	1,499	680	503	228	4,092	1,856
Exportación	48	21	49	22	196	89
Importación	---	---	64	29	179	81.3
Consumo						
Metil Metacrilato	423	192	714	97	1,234	559.6
Bisfenol A	137	62	44	20	379	172
Químicos Aldólicos ^a	192	87	123	56	725	329
Solventes	551	250	137	62	1,187	538.4
Otros	148	67	---	---	550	249.3
Consumo Total	1,451	658	518	235	4,075	1,848.3

a. Incluye acetona para producir Metil Isobutil Cetona, Metil Isobutil Carbinol, Oxido de Mesitilo y Hexilen glicol.

II.1 MERCADO NACIONAL

Consumo de Acetona en México.

Es oportuno hacer notar que todos los consumos que se manejan en este estudio están referidos a consumos aparentes.

La acetona se consume en el país antes de 1960 y hasta 1974 se utilizó exclusivamente como disolvente.

Actualmente debido a las crecientes y variadas aplicaciones, los principales sectores que consumen acetona son:

Disolventes para Pinturas y Adelgazadores.— La aplicación principal de la acetona es en la formulación de adelgazadores; por sus propiedades físicas y como disolvente presenta ciertas ventajas sobre otros productos. En 1986 las aplicaciones de la acetona como disolvente en México fué alrededor del 52.22% del total producido.

Farmacéutico. Se emplea como vehículo de reacción en alguna síntesis orgánicas para hormonas en este caso se requiere la acetona con un alto grado de pureza; se usa también como vehículo de extracción. Varias empresas utilizan acetona de alta calidad como solvente especial en algunos procesos. Aproximadamente el 10% de la producción en 1986 fué destinada a este sector.

Metil Metacrilato. Está tomando auge dentro de los consumidores ya que en 1985 contó con el 19% de la demanda de la acetona, teniendo una producción

de 28.414 Millones de lb (12.9 Miles de Toneladas), consumiendo 22.73 Millones de lb (10.32 Miles de Toneladas) de acetona para la producción de metil metacrilato. En 1986 consumió un 21.11% del total de la producción.

La creciente fabricación del monómero de metil metacrilato producirá un aumento en el consumo de acetona, ya que se necesitan 800 Kg de acetona por cada tonelada del monómero.

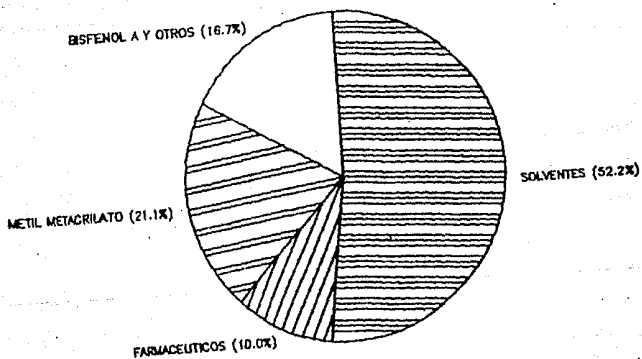
Debido a las crecientes aplicaciones del metil metacrilato, ese puede convertirse en el más importante para el consumo de acetona, en un futuro cercano.

Bisfenol A y Otros Usos. Si bien la demanda del bisfenol A es fuerte, este junto con otros consumidores de acetona (como la industria hulera) utilizan aproximadamente el 16.67% de la producción total de acetona en 1986.

En la figura II.1 se muestra esquemáticamente la distribución del mercado de consumo por sector, en la tabla II.2 se muestra el perfil de consumo y producción de la acetona en México. Como puede observarse en la gráfica -- II.1 el consumo es casi idéntico a la producción hasta 1981, posteriormente la producción de acetona aumenta considerablemente. Esto es debido a que en 1981 Celanese Mexicana puso en operación su planta con una capacidad de 132.158 Millones de lb (60 Mil Toneladas) anuales, alcanzando una producción total 83.700 Millones de lb (38 Mil Toneladas) de acetona en 1982. El consumo de acetona ha seguido una tendencia creciente de manera regular hasta

Fig. II.1 Distribución del Mercado Nacional de Acetona

SEGMENTACION DEL MERCADO
MEXICO (1980)



1985, ya que en 1986 se registra una disminución en el consumo aparente debido principalmente a la disminución de disolventes y farmacéutica en este año.

Producción de Acetona en México.

La producción de acetona en México apartir de isopropanol data desde 1963, año en que se inició la fabricación de la empresa Química General S.A. La producción ha tenido un crecimiento irregular hasta 1974, marcando un incremento notable en 1976 año en que la empresa Fenofina S.A. puso en operación su planta de fenol, con la obtención de acetona como su producto. En este mismo año se inició otro uso de la acetona como materia prima para producir acetocianhidrina, y con ella el metil metacrilato. En 1983 la producción fué de 109.47 Millones de lb (49.7 Mil Toneladas), superior al 20% con respecto a los años anteriores, esto debido como ya se mencionó al arranque en 1981 de la nueva planta de Celanese, por lo tanto México duplicó las exportaciones. La acetona obtenida apartir del alcohol isopropílico cuenta con el 70% de las producciones. Los dos productores de la acetona en México tienen una capacidad instalada total de 196.035 Millones de lb (98 Mil Ton) contando la capacidad instalada de la planta de Celaya la cuál no está en operación y cuenta con un total de 27.533 Millones de lb (12,500 Ton/año) de donde el 80% de la capacidad trabaja el proceso de alcohol isopropílico. La gráfica II.2 muestra el comportamiento de la producción de acetona en comparación con el consumo aparente y la capacidad instalada, puede observarse que en los años 70's la demanda de acetona se incrementa debido prin-

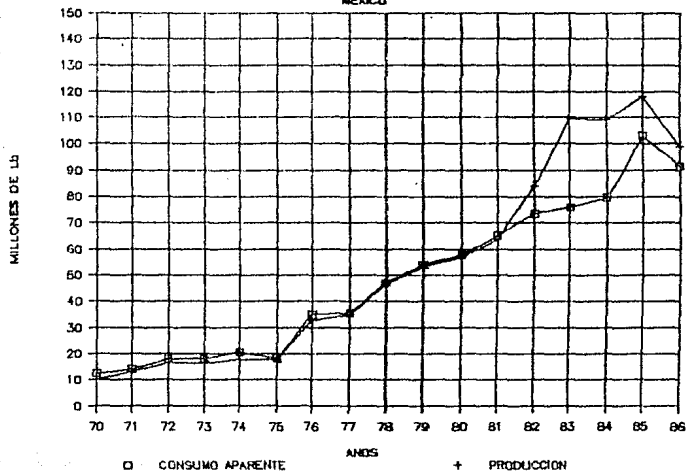
Tabla II.2 Consumo y Producción Real de Acetona en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Consumo	Producción	Consumo	Producción
1968	10.800	10.800	4.900	4.900
1969	10.628	10.400	4.820	4.750
1970	12.470	10.013	5.655	4.541
1971	14.164	13.201	6.424	5.987
1972	18.081	16.568	8.200	7.514
1973	18.019	16.378	8.172	7.428
1974	20.632	17.860	9.357	8.100
1975	18.206	17.897	8.257	8.117
1976	35.035	32.940	15.889	14.939
1977	35.518	34.927	16.107	15.840
1978	47.231	46.666	21.420	21.154
1979	54.040	53.316	24.508	24.180
1980	57.898	56.895	26.258	25.803
1981	65.166	63.746	29.554	28.910
1982	73.285	83.906	33.236	38.053
1983	75.805	109.551	34.379	49.683
1984	79.554	109.191	36.079	49.520
1985	103.187	118.331	46.797	53.665
1986	91.697	98.852	41.586	44.831

GRAFICA II.1

CONSUMO Y PRODUCCION DE ACETONA

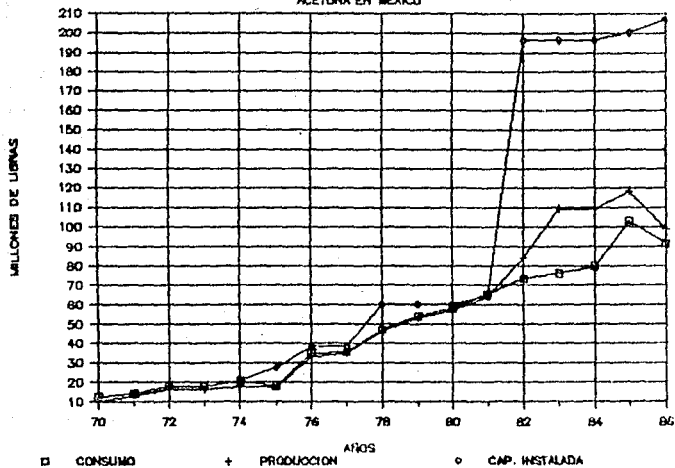
MEXICO



GRAFICA II.2

CONSUMO, PRODUCCION Y CAP. INSTALADA

ACETONA EN MEXICO



principalmente al gran auge que tuvo la acetona como disolvente, adelgazador de pinturas y en recubrimientos, además de los metacrilatos y ésteres que empezaban a consumir acetona.

Durante los años 80's la producción de acetona se ha incrementado previendo principalmente el consumo cada vez mayor en la manufactura de acetato de celulosa, mezclas disolventes, metil metacrilato y bisfenol A, además de que en México a partir de 1983 se ha convertido en un exportador potencial de acetona.

Exportación e Importación de la Acetona en México.

Desde que se regularizó la exportación se habían suprimido las importaciones; sin embargo en 1970 se reanudaron, habiendo alcanzado en 1974 la cantidad de 2.770 Millones de lb (1,257 Toneladas), lo cual representa el 13.6% del consumo, mismas que disminuyeron a partir de 1975.

México inició la exportación de acetona a partir de 1978 en forma no regular alcanzando su mayor volumen en 1983 con un total de 34.460 Millones de lb. (15,645 Toneladas).

Las exportaciones en 1986 disminuyeron en un 50.76% aproximadamente con respecto a 1985, mientras que las importaciones se incrementaron en un 2.13% con respecto al mismo año, estas estuvieron dirigidas principalmente a la industria farmacéutica, por los altos requerimientos de pureza, condición -

que no cumple la acetona producida en México. En la tabla II.3 se señalan exportaciones e importaciones de acetona en México y el comportamiento de estos datos se muestran en la gráfica II.3.

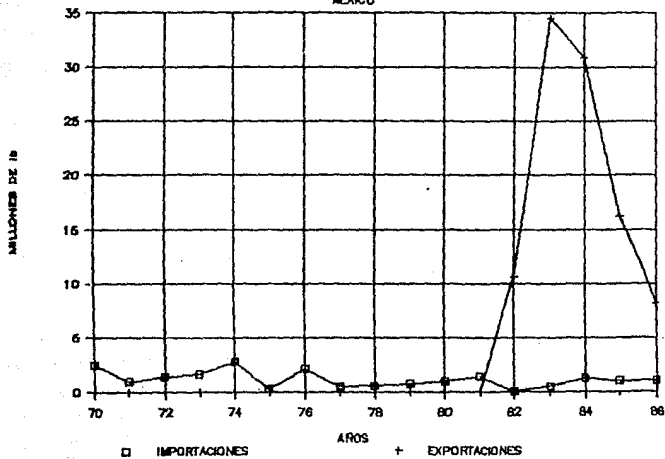
Tabla II.3 Importaciones y Exportaciones de Acetona en México.

Año	Millones de lb		Miles de Toneladas Métricas	
	Importaciones	Exportaciones	Importaciones	Exportaciones
1968	---	---	---	---
1969	0.153	---	0.070	---
1970	2.450	---	1.112	---
1971	0.964	---	0.437	---
1972	1.414	---	0.641	---
1973	1.641	---	0.744	---
1974	2.770	---	1.257	---
1975	0.311	0.002	0.141	0.001
1976	2.096	0.002	0.951	0.001
1977	0.536	0.009	0.243	0.004
1978	0.598	0.033	0.271	0.015
1979	0.761	0.037	0.345	0.017
1980	1.012	0.009	0.459	0.004
1981	1.420	---	0.644	---
1982	0.037	10.659	0.017	4.834
1983	0.531	34.460	0.241	15.645
1984	1.259	30.896	0.571	14.012
1985	1.036	16.180	0.470	7.338
1986	1.058	8.213	0.480	3.725

GRAFICA II.3

IMPORTACION Y EXPORTACION DE ACETONA

MEXICO



II.2 MERCADO ESTADOUNIDENSE

Consumo de Acetona en U.S.A.

El consumo de acetona en Estados Unidos declinó por encima del 27% desde la máxima demanda en 1979 hasta la mínima depresión en 1982; la demanda se recuperó alrededor del 15% durante los años siguientes. El mercado de acetona se expandió a una velocidad anual del 5% a partir de la mitad de los -- 60's hasta 1979. En los últimos años el consumo de acetona ha crecido lenta pero sostenidamente desde su caída en 1980, en la cual hubo una disminución del 17.5% del mercado. Actualmente, el consumo de esta materia prima aumentó en 1986 en un 8.7% y para el segundo cuarto de 1987 ya se habían producido 1039.64 Millones de lb, más de la mitad de la producida el año anterior.

El MMA y bisfenol A han sido el objeto de mayor crecimiento del mercado con una porción combinada del 38% en el mercado doméstico.

En la tabla II.A se presenta el consumo de acetona por producto en los Estados Unidos.

A continuación se desarrolla un análisis de los principales sectores consumidores de acetona en el país vecino:

a) **Acidos Metacrílicos y Esteres.**— El ácido metacrílico y los ésteres son producidos a partir de acetona vía aceto-cianhidrina. La acetona y el ácido cianhídrico reaccionan para formar cianhidrina, la cual es tratada con H_2SO_4 concentrado para formar sulfato metacrilamida. El sulfato entonces -

GRAFICA II.4a

CONSUMO DE ACETONA PARA MMA

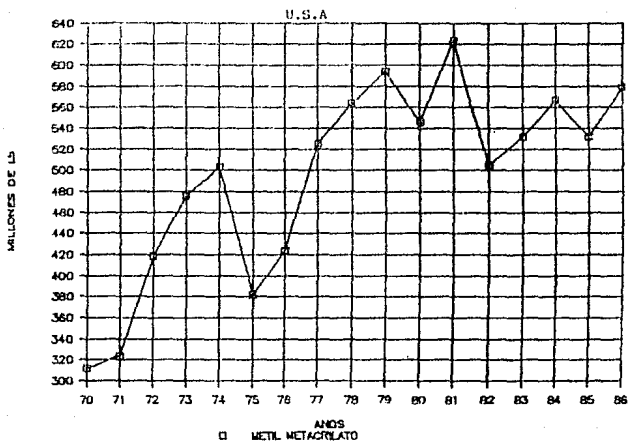


Tabla II.4 Consumo de Acetona en U.S.A. (Millones de lb).

año	Acido Metacrilico y Esteres		Metil Isobutil Cetona	Bisfenol A	Metil Isobutil Carbinol	Químicas Aldólicas	Solventes	Otros Usos	Consumo Global
	Metil Metacrilato	Otros Metacrilato							
1965	182	---	211	27	53	107	---	560	1,140
1966	220	---	248	35	59	115	---	702	1,379
1967	212	43	249	37	59	118	---	616	1,324
1968	283	55	228	40	55	118	---	631	1,410
1969	303	74	251	51	55	126	---	728	1,588
1970	312	75	249	57	55	145	---	754	1,647
1971	324	---	240	52	54	137	---	878	1,685
1972	419	---	260	71	50	166	---	788	1,754
1973	476	70	263	90	44	179	---	814	1,936
1974	503	---	259	104	58	195	---	827	1,946
1975	382	---	188	82	48	142	---	737	1,579
1976	424	---	198	118	54	161	---	910	1,865
1977	525	70	241	127	60	173	450	502	2,148
1978	564	81	232	132	62	184	450	346	2,051
1979	594	85	238	161	63	154	455	496	2,250
1980	546	109	210	148	45	121	427	230	1,836
1981	624	138	188	155	44	107	395	307	1,958
1982	505	131	164	134	44	86	364	205	1,633
1983	532	137	180	180	50	120	425	253	1,877

Table II.4 Consumo de Acetona en U.S.A. (Millones de lb).

año	Acido Metacri- lico y ésteres		Metil Isobutil Cetona	Bisfe- nol A	Metil Isobutil Carbinol	Químicas Aldólicas	Solven- tes	Otros Usos	Consumo Global
	Metil Meta- crilato	Otros Meta- crilatos							
1984	567	130	193	183	48	131	414	260	1,926
1985	532	125	180	171	45	122	390	243	1,808
1986	579	137	197	182	50	133	422	265	1,965

puede reaccionar con el alcohol apropiado para formar el ester deseado. El ester de mayor demanda es el MMA, la producción de éste se incrementó a una velocidad promedio anual de 11.8% a partir de 1968 hasta 1973. La escasez de metanol para producir MMA al inicio de 1974 y hasta mediados del año --- (cuando las materias primas estaban disponibles), atrasó el trabajo y cambió el resultado de la producción por la acumulación de materia. La producción de MMA en 1974 se incrementó solo por 2% sobre años previos y en 1975 declinó 24% debido a la resección, la producción de MMA aumenta en un promedio de 11% anualmente hasta 1979. A partir de ese año hasta 1983 la producción de MMA cayó en un 10%, aún cuando alcanzó un máximo en 1981 de 890 Millones de lb, consumiendo 624 Millones de lb de acetona. Como se puede observar en la gráfica II.4 el consumo de acetona a través de este sector, en los últimos años ha tenido una tasa de crecimiento anual de 15%, alcanzando en 1986 un consumo de acetona de 579 Millones de lb para su producción.

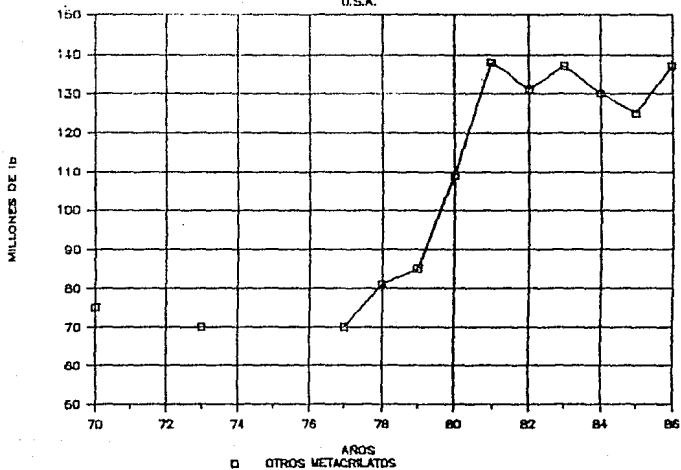
b) **Metil Isobutil Cetona (MIBC).**.- La metil isobutil cetona es producida por condensación de dos moléculas de acetona a alcohol diacetónico, deshidrogenación a óxido de mesitilo e hidrogenación a MIBC. Se obtiene típicamente el 93% del valor teórico según su estequiometría, requiriendo 1.25 unidades de acetona por cada unidad de MIBC producida.

Se experimentaron pequeños cambios en la producción de MIBC a partir de --- 1960 hasta 1979. La única excepción fué el atraso económico de 1975 cuando la producción de MIBC cayó un 28% del nivel de 1974. La producción de MIBC se redujo un 25% desde 1979 hasta 1986, cuando un estimado

GRAFICA 11.4b

CONSUMO DE ACETONA PARA OTROS METACRIL.

U.S.A.



de 158 Millones de lb de MIBC fueron producidas usando 197 Millones de lb de acetona. Estos cambios en la producción de MIBC también repercutieron en su consumo de acetona, aún cuando últimamente ha mejorado y crecido la producción del mismo, aumentando con esto el consumo de materia prima, como puede verse en la gráfica II.5.

c) Bisfenol A.- El bisfenol A es producido por la reacción de acetona y fenol en presencia de un catalizador ácido. La condensación de la fase líquida es catalizada por ácido clorhídrico, el cual es recuperado del efluente como una solución acuosa. Se requieren 0.28 unidades de acetona por unidad de bisfenol A.

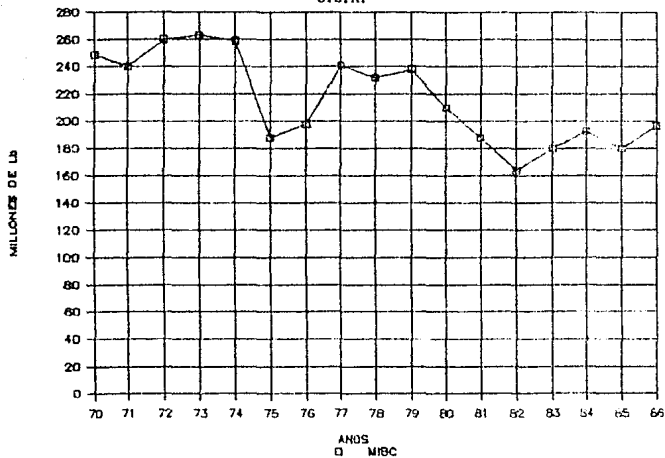
A partir de 1966 a 1979 la producción en Estados Unidos de bisfenol A creció a una velocidad anual de 12% sin interrupción (y por tanto el consumo de acetona para este sector). Con los ciclos de reprocesamiento cerca de los 80's, la producción cayó un 17% desde 1979 hasta 1982. Posteriormente aumentó su producción a 643 Millones de lb en 1983 en las que se consumieron 180 Millones de lb de acetona, a partir de esta fecha el crecimiento del mercado de bisfenol A ha sido favorable, aumentando con esto la demanda de acetona para este sector tal como se observa en la gráfica II.6.

d) Metil Isobutil Carbinol (MIC).- El metil isobutil carbinol puede ser co-producido con MIBC o producido por medio de una hidrogenación.

Los datos de producción de MIC no están publicados, pero estimados ~~industria~~

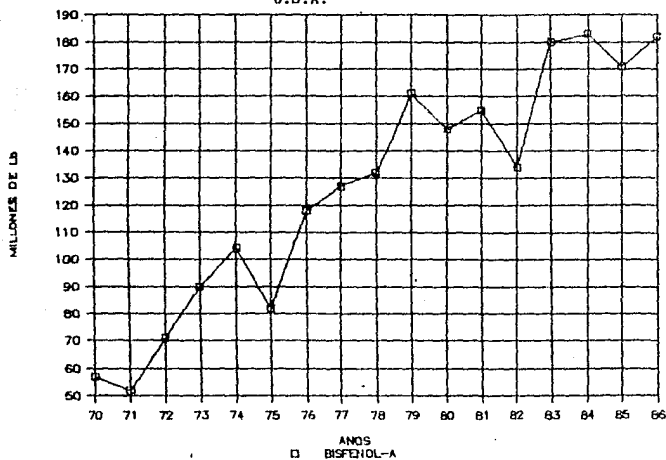
GRAFICA II.5

CONSUMO DE ACETONA PARA MIBC
U.S.A.



GRAFICA II.6

CONSUMO DE ACETONA PARA BISFENOL-A
U.S.A.



les indican que durante los pasados 15 años la producción de MIC ha ido aumentando alrededor de 35 a 45 Millones de lb anualmente sin crecimiento aparente.

Basado en un uso de aproximadamente 1.25 lb de acetona por lb de MIC. En la gráfica II.7 se puede observar el consumo de acetona por este sector, en el cual se notan fluctuaciones en el mercado hasta 1980 año en el que el -- mercado empieza a estabilizarse.

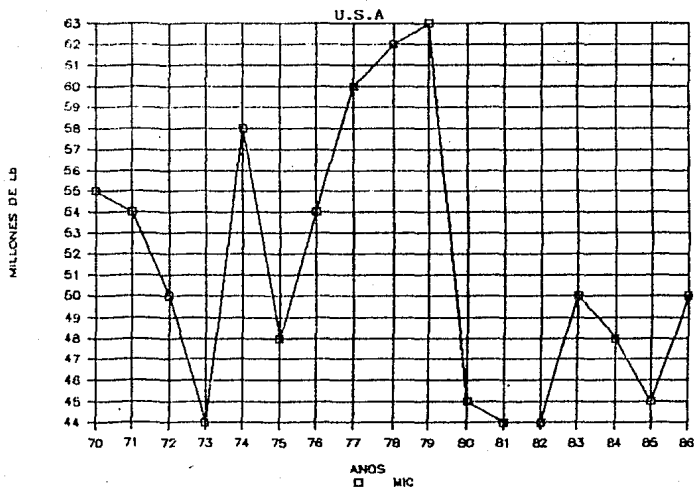
e) Químicos Aldólicos.- Los químicos aldólicos son producidos por condensación de acetona de forma similar a las reacciones involucradas en la producción de MIBC. Los cuatro químicos de mayor volumen en este grupo son alcohol diacetónico, hexilen-glicol, óxido de mesitilo e isoforona.

Se requieren condensar dos moléculas de acetona para dar el alcohol diacetónico, el cual subsecuentemente puede ser hidrogenado para producir hexilen-glicol o deshidratado para formar óxido de mesitilo. La isoforona es producida por condensación alquímica de acetona.

Un estimado de 120 Millones de lb de acetona fueron consumidas en 1983 para la producción de químicos aldólicos, más que las lb consumidas por MIC. De acuerdo a la gráfica II.8 el consumo de acetona para los químicos aldólicos va aumentando paulatinamente hasta 1974 donde el consumo disminuye debido -- principalmente a que las ventas de óxido de mesitilo cayeron hasta 8 Millones de lb, a partir de 1976 el consumo se comporta de una manera regular --

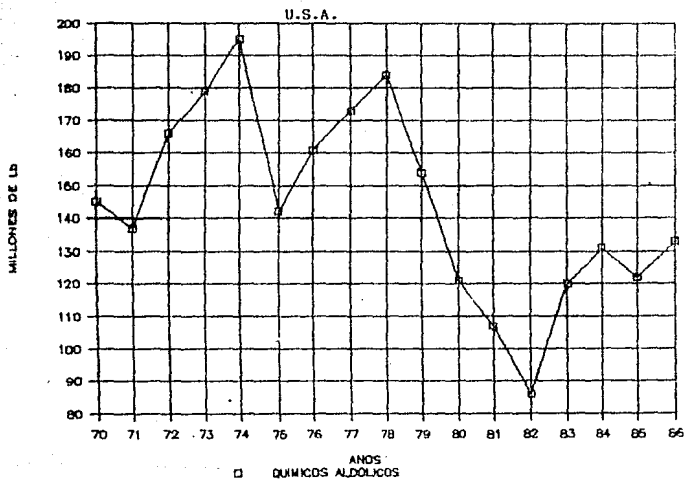
GRAFICA II.7

CONSUMO DE ACETONA PARA MIC



GRAFICA II.8

CONSUMO DE ACETONA PARA QUIM. ALDOLICOS



hasta principios de 1980 donde las ventas de alcohol diacetónico cayeron a 20.3 Millones de lb, consumiendo alrededor de 24 Millones de lb de acetona, reduciéndose también las ventas de óxido de mesitilo. El mercado de químicos aldólicos se ha visto recuperado en los últimos años, debido principalmente al crecimiento de mercado de isoforona y alcohol diacetónico para -- 1986.

f) Solventes.- La acetona fué utilizada en la aplicación de varios solven-- tes, extendiéndose a recubrimientos. La extensión de solventes termina por la utilización de acetona en la industria del recubrimiento, la cual consu-- mió un estimado de 320 Millones de lb en 1983.

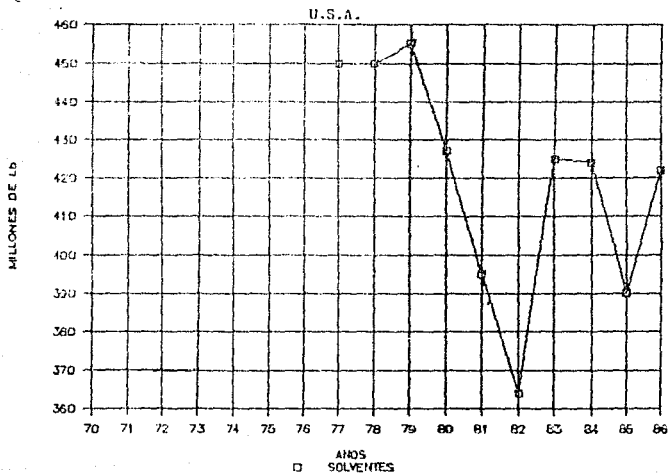
En ese año, cerca de 170 Mil lb de acetona fueron utilizadas en pinturas, - barnices y lacas incluyendo tinher y lavasolventes. Otros 95 Millones de lb utilizados como solventes en otros recubrimientos, protecciones entre -- los más importantes estan las soluciones de resinas de vinilo, acrílicas y adhesivos.

La acetona es utilizada como solvente en las fibras de acetato de celulosa obteniendo en 1986 un consumo de 95 Millones de lb de acetona. El consumo de acetona como solvente se inicia a partir de 1977 manteniéndose un consu-- mo constante durante dos años y posteriormente un comportamiento hacia la - baja, que en los últimos tres años se ha ido recuperando y estabilizando co-- mo se puede observar en la gráfica II.9.

g) Otros Usos.- El consumo de acetona en estos sectores es obtenido por di-

GRAFICA II.9

CONSUMO DE ACETONA PARA SOLVENTES



ferencia entre la oferta y la demanda especificada, se estima que es aproximadamente de 265 Millones de lb en 1986. Se incluye entre la variedad de aplicaciones, el uso de la acetona en la producción de medicinas y farmacéuticos (incluyendo artículos de tocador y cosméticos).

El consumo de acetona en la producción de otros químicos se ha incrementado aproximadamente de 75 Millones de lb en 1970 a 100 Millones en 1983 y a 120 Millones para 1986.

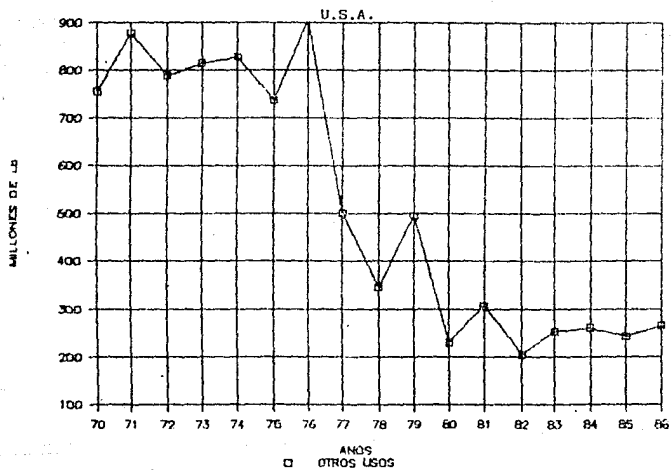
Incluyendo entre estos químicos al metil butinol, difenilamina y formaldehído. En la gráfica II.10 se muestra el consumo de acetona para esta variedad de productos, debido a los diferentes usos que incluye este sector, se puede notar que la participación de la acetona es muy irregular como puede observarse en la gráfica mencionada.

El consumo global de acetona depende directamente de la demanda de cada uno de sus sectores consumidores, por lo que las variaciones en el mercado de estos repercute también al mercado de acetona como se observa en la gráfica,

La gráfica II.11 muestra el comportamiento de la producción de acetona en comparación con el consumo aparente y la capacidad instalada en Estados Unidos, esta última tiende a disminuir, debido principalmente a que muchas de las plantas de Estados Unidos son ya obsoletas y tienen la necesidad de cerrar, ya que es más costoso modernizarlas.

GRAFICA II.10

CONSUMO DE ACETONA PARA OTROS USOS



GRAFICA II.11

CONSUMO, PRODUCCION Y CAP. INSTALADA
 ACETONA EN USA

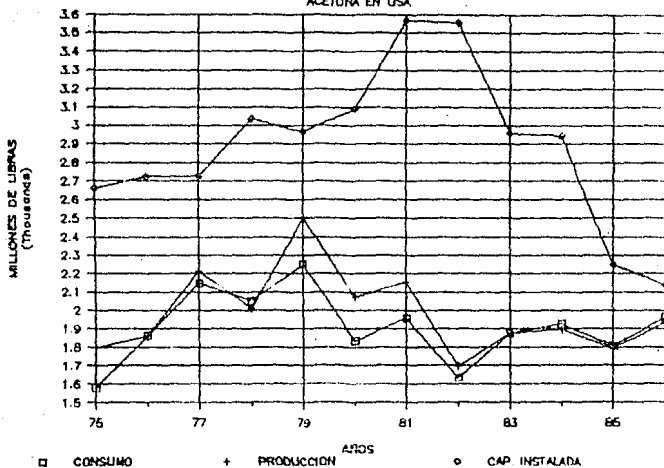
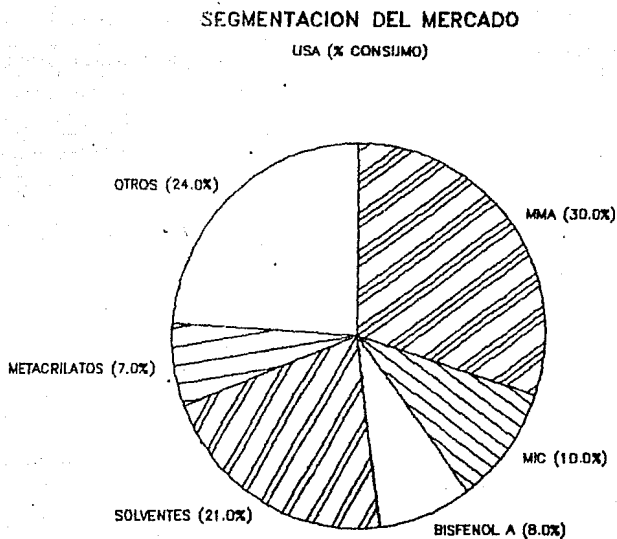


Tabla II.5 % de Consumo de Acetona por Sector en U.S.A.
(promedio de los últimos 5 años)

Producto	Mercado	% Consumo
Acetona	Derivados Químicos	
	Metil Metacrilato	30
	Metil Isobutil Cetona	10
	Acido Metacrílico y Metacrilatos	7
	Bisfenol A	8
	Metil Isobutil Carbinol	2
	Hexilén Glicol	1
	Alcohol Diacetónico	2
	Isoforona	1
	Oxido de Mesitylo	1
	Solventes	21
Otras Aplicaciones	14	
Exportaciones	3	

Fig. II.2 Distribución del Mercado de Acetona en Estados Unidos.



Exportación e Importación de Acetona en U.S.A.

La tabla II.6 muestra las importaciones y exportaciones de acetona en Estados Unidos, dicha información se encuentra representada más elocuentemente en la gráfica II.12. Esta nación exportó una cantidad neta de 265 Millones de lb en 1979, hasta esta fecha fué un exportador neto, pero se hace un importador potencial a partir de 1983 cuando importa casi 85 Millones de lb y en 1986 importa 113.4 Millones de lb. Una serie de situaciones contribuyen a este suceso incluyendo las siguientes:

- La recesión global redujo el nivel general del consumo en todo el mundo; esto ha afectado especialmente el mercado Europeo en relación a la acetona de Estados Unidos.
- La fuerza relativa del dolar Estadounidense incrementó el costo de acetona en este país hacia los consumidores extranjeros.
- Las nuevas capacidades construidas en Japón, donde las exportaciones de los Estados Unidos fueron cortadas en un 50% en cinco años, y la entrada de Africa del Sur al mercado mundial con grandes volúmenes para exportar.
- El equilibrio fenol-acetona fué roto en algunos estados importantes de Estados Unidos (es decir la producción de fenol aumentó más que la demanda de acetona en el Oeste de Europa al inicio de los 80's, resultando un exceso de acetona en 1984 y 1985). Esta situación marcó un cambio del comercio tradicional Europa-Estados Unidos en la distribución de acetona.
- El cierre de algunas plantas productoras de acetona, por ser consideradas obsoletas y el alto costo de modernización-automatización.

GRAFICA II.12

IMPORTACION Y EXPORTACION DE ACETONA

U.S.A.

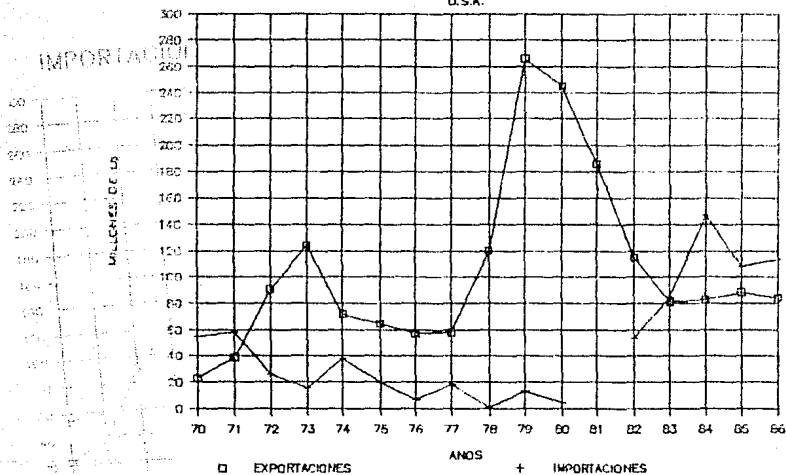


Tabla II.6 Importaciones y Exportaciones de Acetona en U.S.A.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas Métricas	
	Importaciones	Exportaciones	Importaciones	Exportaciones
1965	28.6	14.0	13.0	5.9
1966	57.7	18.7	26.2	4.0
1967	45.1	23.2	28.6	10.5
1968	11.0	21.6	32.3	9.8
1969	66.7	17.0	39.2	7.7
1970	54.5	23.1	24.9	10.5
1971	58.2	38.7	26.4	17.6
1972	26.1	90.5	11.8	41.0
1973	15.6	124.3	7.1	56.4
1974	27.7	71.7	17.1	32.5
1975	19.7	64.6	8.9	29.3
1976	6.8	57.3	3.1	26.0
1977	18.2	58.0	8.3	26.3
1978	1.4	120.4	0.6	54.6
1979	13.3	265.9	6.0	120.6
1980	4.6	245.0	2.1	111.1
1981	---	186.0	---	84.4
1982	53.6	115.0	24.3	52.2
1983	84.7	80.9	38.4	36.7
1984	147.0	82.9	66.7	87.6
1985	108.0	88.1	49.1	40.0
1986	113.4	84.1	51.5	38.1

A continuación se muestra tabulada la información que presenta a Estados Unidos como proveedor de acetona hacia diferentes países consumidores; es decir, en la tabla II.7 se muestra la distribución de las exportaciones de acetona hacia país de destino. La tabla II.8 contiene las importaciones de acetona que realizó Estados Unidos a diferentes países proveedores.

Como se puede observar en esta última tabla, Sudafrica y los países bajos son los mayores proveedores ya que tienen el mayor volumen de ventas en cuanto a importaciones Estadounidenses, aún cuando México tiene ventajas sobre estos países, por su proximidad al país vecino.

En cuanto a las exportaciones, Japón es el país que más consume acetona de Estados Unidos a pesar de que en los últimos años una cantidad significativa de la acetona importada por los nipones es de origen Mexicano.

Algunos países de América Latina, son también importadores potenciales de acetona de Estados Unidos, por lo que se puede analizar la posibilidad de que la acetona producida en México, pueda competir con la de Estados Unidos hacia el mercado Latinoamericano.

Tabla II.7 Exportación de Acetona en U.S.A. hacia País de destino.

País	Cantidad (Millones de lb)					Valor (Millones de dolares)				
	1983	1984	1985	1986	1987*	1983	1984	1985	1986	1987*
Japón	37.20	33.76	31.60	24.24	21.66	6.08	6.62	6.30	4.82	3.60
Taiwan	7.51	4.58	-----	14.80	12.11	1.27	6.42	-----	1.95	1.79
Israel	-----	-----	1.57	1.70	-----	-----	-----	0.30	0.31	-----
Venezuela	6.13	13.00	4.67	4.09	2.29	1.20	3.24	0.95	0.78	0.46
Colombia	5.90	3.90	3.27	3.50	1.35	1.22	0.72	0.80	0.69	0.25
México	3.31	8.13	3.24	2.37	0.84	1.09	2.30	1.07	0.98	0.33
Bahamas	1.84	1.40	1.49	2.12	0.58	0.46	0.31	0.33	0.53	0.12
Panamá	1.62	0.63	1.32	1.11	-----	1.41	0.16	0.33	0.26	-----
Singapur	1.48	-----	0.72	3.27	17.30	0.26	-----	0.14	0.46	2.22
Canadá	1.22	0.28	2.09	1.40	0.56	0.34	0.10	0.55	1.04	0.25
Países Bajos	1.16	-----	18.70	-----	42.10	0.20	-----	3.45	-----	5.75
Ecuador	-----	5.05	5.83	1.95	-----	-----	1.30	1.54	0.44	-----
Italia	-----	-----	2.87	3.36	23.43	-----	-----	0.49	0.50	3.04
Reino Unido	0.06	0.10	-----	0.16	-----	0.07	0.11	-----	0.17	-----
Australia	-----	-----	0.03	0.05	-----	-----	-----	0.07	0.08	-----
Sudáfrica	-----	-----	0.22	-----	-----	-----	-----	0.28	-----	-----
Otros	7.26	12.04	9.79	19.95	-----	2.22	-----	-----	-----	-----
Total	80.90	82.90	88.10	84.10	158.8	15.32	18.29	19.1	18.14	23.75

* Datos reportados hasta Junio de 1987

Tabla II.8 Importaciones de Acetona en U.S.A. por Países de Origen.

País	Cantidad (Millones de lb)				Valor (Millones de Dolares)			
	1979	1980	1982	1983	1979	1980	1982	1983
Sur-Africa	----	----	11.52	42.96	----	----	2.25	8.42
México	----	----	2.92	15.64	----	----	0.09	2.92
Países Bajos	13.18	----	22.60	13.15	2.69	----	5.00	1.41
Canadá	0.12	0.11	3.56	7.02	0.02	0.02	0.25	1.18
Brasil	----	----	1.11	2.30	----	----	0.22	0.27
Reino Unido	0.04	----	5.92	1.11	0.04	----	1.36	0.16
Otros	----	4.59	5.95	1.47	1.84	0.88	1.63	0.31
Total	13.34	4.60	53.58	83.65	4.59	0.90	12.02	11.65

II.3 DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS

Análisis de Mercado de las Materias Primas y los Productos que Intervienen Directamente en la Producción de Acetona.

La disponibilidad de las materias primas en la elaboración de diferentes -- productos es un factor determinante para el análisis de mercado, así como -- también para la localización de la planta y la selección del proceso.

en esta sección se analizarán las principales materias primas necesarias pa -- ra la producción de acetona, las cuales son alcohol isopropílico y cumeno.

Alcohol Isopropílico (AIP).

El AIP es utilizado para la producción de acetona a través de un proceso de deshidrogenación catalítica, por lo que es necesario conocer como se ha com -- portado el mercado de esta materia prima.

En la tabla II.9 se muestra el perfil histórico de la producción y el consu -- mo aparente de AIP, como puede observarse se tiene una demanda insatisfecha -- en el mercado nacional durante toda la última década por lo que es necesaa -- rio importar grandes cantidades de AIP para satisfacer la demanda, ver ta -- bla II.10.

Aún cuando en 1986 el consumo aparente con respecto al año anterior disminuy -- ye 32.311 Millones de lb (14.76 Mil Toneladas), las importaciones siguen --

Tabla II.9 Consumo y Producción de Alcohol Isopropílico (AIP) en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Consumo	Producción	Consumo	Producción
1978	50.477	7.149	22.892	1.428
1979	49.163	1.369	22.296	0.621
1980	67.450	27.684	30.591	12.555
1981	67.078	34.484	30.784	15.639
1982	10.000	24.023	48.237	10.895
1983	118.080	26.275	53.823	11.909
1984	137.131	31.152	62.191	14.128
1985	142.961	31.964	64.835	14.496
1986	110.415	24.421	50.075	11.075

Tabla II.10 Importación y Exportación de AIP en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Exportación	Importación	Exportación	Importación
1978	-----	47.328	-----	21.464
1979	-----	47.793	-----	21.675
1980	-----	39.769	-----	18.035
1981	-----	33.395	-----	15.145
1982	-----	82.339	-----	37.342
1983	-----	92.420	-----	41.914
1984	-----	105.979	-----	48.063
1985	-----	110.997	-----	50.339
1986	-----	85.994	-----	39.000

siendo elevadas con un total de 85.994 Millones de lb (39 Mil Toneladas) -- para dicho año.

En la gráfica II.13 se puede visualizar el consumo aparente y la producción y en la gráfica II.14 las importaciones y exportaciones de esta materia prima.

De acuerdo al comportamiento que se tiene para este mercado, la materia prima para la producción de acetona es importada en su mayor parte, lo cual es una desventaja para el proceso que utiliza esta, debido a la fuerte dependencia del exterior. Actualmente se está construyendo una planta con una capacidad instalada de 165.199 Millones de lb (75 Mil Toneladas) por año en Morelos Veracruz, para la producción de AIP con lo que al arrancar esta --- planta se espera disminuyan las importaciones debido a la creciente producción de AIP de dicha planta.

Cumeno.

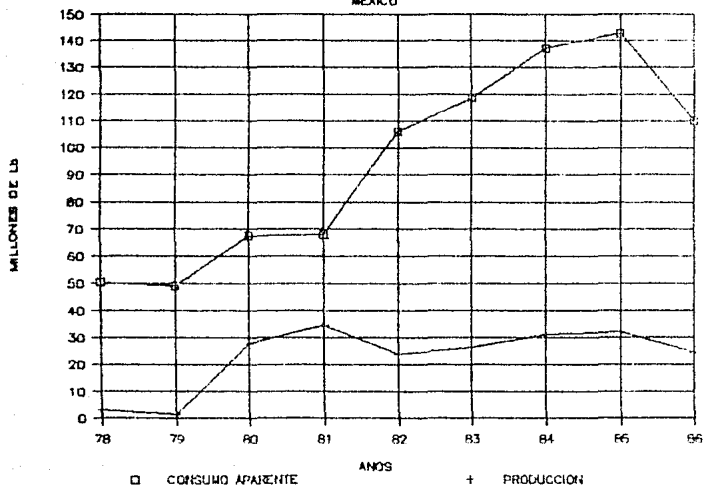
El cumeno es utilizado principalmente para la obtención de fenol a partir -- de la oxidación del cumeno, obteniéndose como subproducto la acetona. Aún cuando la acetona es un subproducto, se encuentra que este es el proceso -- más usado en Estados Unidos y Japón por lo cual es importante analizar el -- mercado de esta materia prima.

Si se analizan los datos de la tabla II.11, se puede observar que durante--

GRAFICA II.13

CONSUMO Y PRODUCCION DE AIP

MEXICO



GRAFICA II.14

IMPORTACION Y EXPORTACION DE AIP

MEXICO

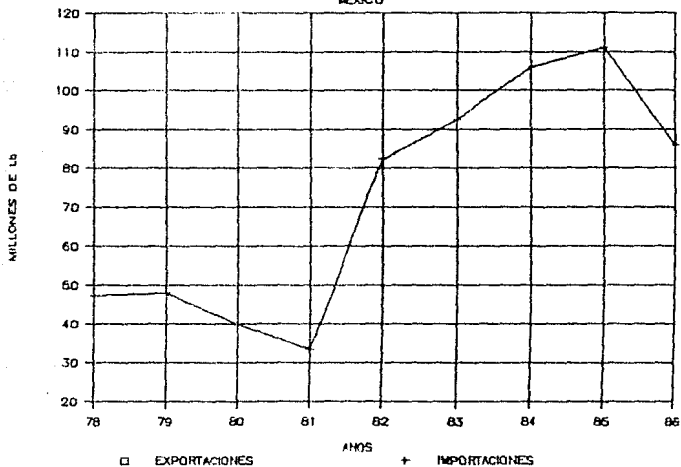


Tabla II.11 Consumo y Producción de Cumeno en México.

años	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Consumo	Producción	Consumo	Producción
1978	56.007	-----	25.400	-----
1979	71.832	-----	32.577	-----
1980	56.203	-----	25.489	-----
1981	64.309	3.588	30.792	16.270
1982	64.722	45.066	26.661	20.438
1983	80.752	80.752	36.622	36.622
1984	67.925	72.271	30.805	32.773
1985	89.197	85.874	40.452	38.945
1986	98.218	92.295	44.997	41.857

Tabla II.12 Importación y Exportación de Cumeno en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Exportación	Importación	Exportación	Importación
1978	-----	56.007	-----	25.400
1979	-----	71.832	-----	32.577
1980	-----	56.203	-----	25.489
1981	-----	64.309	-----	29.165
1982	-----	13.722	-----	6.223
1983	-----	-----	-----	-----
1984	-----	-----	-----	-----
1985	-----	3.323	-----	1.507
1986	-----	6.924	-----	3.140

los últimos años de la década de los 70's no se producía cumeno en México, todo el cumeno que se consumía se importaba, esta situación se prevaleció hasta principios de 1981, cuando PEMEX arrancó su planta de cumeno en el complejo petroquímico la Cangrejera, con una capacidad instalada de 38 000 Millones de lb (40 Mil Toneladas) al año. Empezando a operar al 51% de capacidad y aumentandola al 91.5% para 1983, con esto el mercado es saturado y las importaciones son innecesarias hasta 1984. En 1985 el consumo apenas superó la producción, por lo que fué necesario importar cumeno, aumentando la cantidad importada para 1986 que fué de 6.921 Millones de lb (3140 Toneladas) por año.

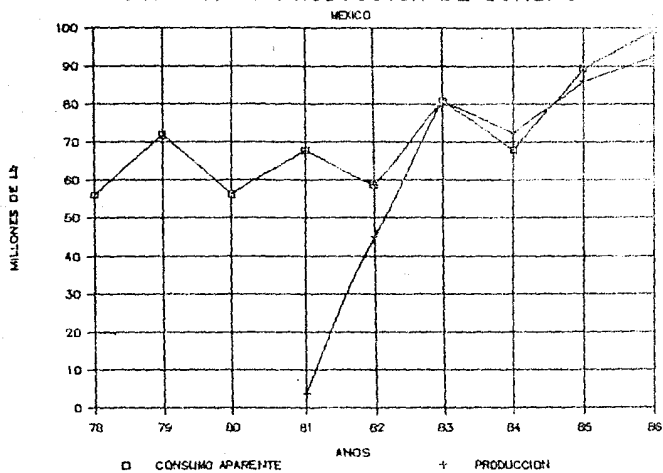
Como puede observarse en la gráfica II.15 el consumo de cumeno tiende a aumentar debido principalmente a que la producción de fenol aumentó en los 2 últimos años, siendo este último el mayor consumidor de cumeno.

La grafica II.16 representa la variación existente entre las exportaciones e importaciones de dicho producto.

De acuerdo a lo anterior el mercado de cumeno se ve afectado directamente por el consumo de fenol en México, por lo que es necesario analizar el mercado de fenol tanto en México como en Estados Unidos, ya que en este país la acetona es obtenida principalmente por la oxidación de cumeno. Es por lo tanto necesario analizar las posibilidades de exportar acetona hacia mercados potenciales tales como Estados Unidos, America Latina y Japón.

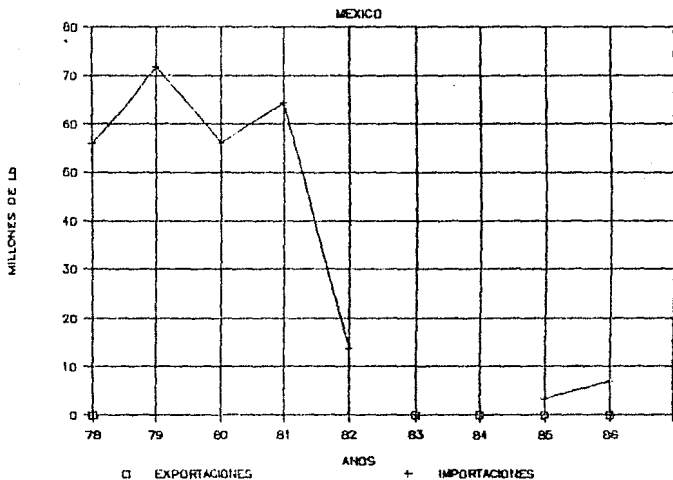
GRAFICA II.15

CONSUMO Y PRODUCCION DE CUMENCO



GRAFICA II.16

IMPORTACION Y EXPORTACION DE CUMENO



Fenol

Debido a que el fenol es el producto principal obtenido en el proceso de -- oxidación de cumeno, es importante analizar el mercado de este producto ya que de acuerdo al comportamiento de este último se verá afectada la oferta y demanda de la acetona, porque al aumentar la demanda de fenol se obtendría con consecuencia una sobreproducción del subproducto, es decir acetona, y - esto probablemente reduciría los precios de la acetona, abatiendo con esto la posibilidad de construir una planta. Si por el contrario la demanda de fenol disminuye, habría menos producción de acetona, aumentando así la de-- manda y por consiguiente el precio de la misma, lo cual haría rentable la - instalación de una planta para la producción de acetona.

Con el propósito de visualizar el mercado internacional de fenol, se presenta en la tabla II.13 un balance mundial para el fenol, en la cual se puede observar que el mayor productor de fenol es Estados Unidos por lo que es - importante analizar el mercado de este país, ya que probablemente éste será nuestro principal consumidor de acetona.

Mercado de Fenol en México.

El único productor de fenol en México es la empresa Fenoquímica S.A. de C.V., la cual cuenta con una capacidad instalada de 72.687 Millones de lb (33 Mil Toneladas), utilizando el proceso de oxidación de cumeno.

Tabla II.13 Balance Global Mundial de Fenol 1986.

	Estados Unidos		Canadá		México		Total de Norte América	
	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.
Capacidad (fin de año)	3,263	1,480	60	27	55	25	3,591	1,532
Producción	2,642	1,198	68	31	48	22	2,758	1,251
Consumo								
Resinas Fenólicas	959	435	101	46	22	10	1,082	491
Bisfenol A	566	257	---	---	7	3	573	260
Ceprolactona/Acido Aléptico	450	204	---	---	---	---	450	204
Alquifenólica	90	41	---	---	2	1	92	42
Acido Salicílico	26	12	---	---	2	1	28	13
Otros	470	213	11	5	4	2	485	220
Consumo Total	2,561	1,162	112	51	37	17	2,710	1,230
Exportación	105	48	---	---	13	6	118	54
Importación	24	11	44	20	0	0	68	31

Tabla II.13 Balance Global Mundial de Fenol 1986.

(Continuación)

	Oeste de Europa		Japón		Total	
	Millones de lb.	Miles de Ton.Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton.Mt.	Millones de lb.	Miles de Ton. Mt.
Capacidad (fin de año)	3,381	1,534	858	389	7,830	3,455
Producción	2,045	928	573	260	5,376	2,439
Consumo						
Resinas Fenólicas	623	282	738	108	1,943	881
Bisfenol A	364	165	112	51	1,049	476
Caprolactama/Acido Adípico	417	189	207	94	1,075	488
Alquifenólica	---	---	---	---	92	42
Acido Salicílico	---	---	---	---	28	13
Otros	407	186	93	42	985	448
Consumo Total	1,811	822	650	295	5,171	2,384
Exportación	232	105	11	5	361	164
Importación	---	---	88	40	156	71

Tabla II.14 Consumo y Producción de Fenol en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Consumo	Producción	Consumo	Producción
1978	33.107	40.138	15.015	18.203
1979	37.515	44.777	17.014	20.976
1980	40.812	46.252	18.509	20.976
1981	46.832	50.766	21.239	23.023
1982	34.193	45.736	15.507	20.742
1983	33.534	48.517	15.208	22.003
1984	44.241	53.934	20.069	24.460
1985	48.750	59.782	22.109	27.112
1986	38.463	66.814	17.444	30.301

Tabla II.15 Importación y Exportación de Fenol en México.

año	Millones de lb		Miles de Toneladas	
	Exportación	Importación	Exportación	Importación
1978	7.056	0.025	3.200	0.012
1979	7.264	0.002	3.295	0.001
1980	5.590	0.002	2.535	0.001
1981	4.108	0.174	1.863	0.079
1982	11.587	0.044	5.255	0.020
1983	14.983	-----	6.795	-----
1984	9.980	0.300	4.526	0.136
1985	11.036	0.004	5.005	0.002
1986	29.741	-----	13.488	-----

En la tabla II.14 se muestran los datos de producción y consumo de fenol en México. Es importante hacer notar que el consumo aparente siempre esta por debajo de la producción, esto se debe principalmente a que en México no se ha desarrollado eficientemente la industria de resinas fenólicas y caprolactama que son los mayores consumidores de fenol, por lo que se hace necesario exportar el excedente, como se muestra en la tabla II.15.

Como puede verse en la gráfica II.17, México incrementó el consumo aparente en un 16% en 1981, para posteriormente caer aproximadamente 1.54 Millones - de lb (7 Toneladas) por año en 1983, a partir de entonces seguir aumentando dicho consumo hasta 1985.

La gráfica II.18 muestra el comercio del fenol, el cual ha sido muy irregular en cuanto a importación. Con respecto a las exportaciones, México realizó un total de 14.967 Millones de lb (6.79 Miles de Toneladas) por año en 1983, de las cuales la mayoría estuvieron dirigidas a América Latina y una mínima parte a los Estados Unidos.

Como puede observarse es muy difícil que en México se pueda arrancar una -- planta nueva de fenol, debido principalmente a la falta de desarrollo de la industria consumidora de éste producto en el mercado nacional, a menos que se piense también exportar, por lo que es necesario analizar un mercado extranjero en el que se encuentre la posibilidad de comercializar el producto. A continuación se analizará el mercado de éste en los Estados Unidos.

Mercado de Fenol en Estados Unidos.

En Estados Unidos cerca del 96% de la capacidad instalada para producir fenol, hasta enero de 1984 estuvo basada en el proceso de cumeno.

De acuerdo a la información disponible se puede observar en la tabla 11.16 que la demanda global de fenol para 1986 fué de 3,121.145 Millones de lb -- (1,417 Miles de Toneladas) por año, siendo los principales sectores consumidores de este producto; las resinas fenólicas, bisfenol A y caprolactama.

En lo referente a las importaciones y exportaciones de Estados Unidos, se observa que su mercado interno prácticamente consume 97% de la producción total.

Es de esperarse que el incremento de la producción de fenol en Estados Unidos puede llegar hasta 3,303,965 Millones de lb (1,500 Miles de Toneladas) para el año 2000, siendo la capacidad instalada para 1986 de 2,134,361 --- Millones de lb (969 Miles de Toneladas), con lo cual puede asegurarse el -- suministro de fenol en los años subsecuentes, obteniendo con esto una producción de acetona como subproducto de 1,280.617 Millones de lb (581.4 Miles de Toneladas) por año para 1986 y un total de 1,982.379 Millones de lb (900 Mil Toneladas) para el año 2000.

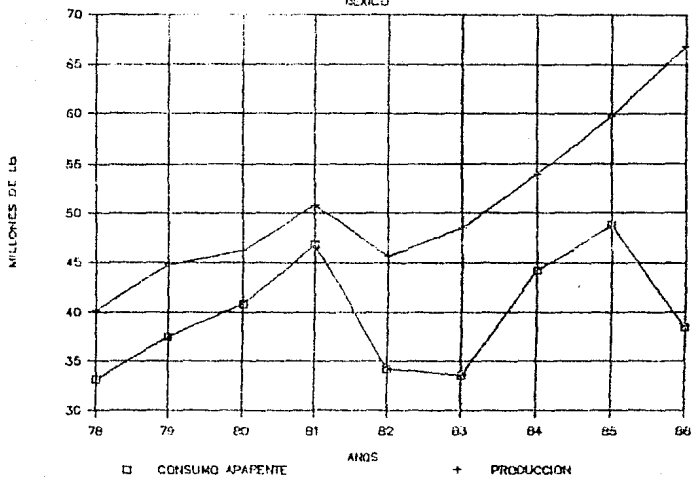
Recientemente ha surgido un proceso para la producción de fenol a partir de tolueno, el cual está tomando auge en Estados Unidos debido principalmente a las restricciones del gobierno Norteamericano en cuanto a la utilización

de componentes tóxicos como lo es la materia prima con que se fabrica el cumeno. Si este proceso para obtener fenol sigue en crecimiento afectará la producción de acetona, con lo cual se tendría mayor posibilidad de exportar este producto.

GRAFICA II.17

CONSUMO Y PRODUCCION DE FENOL

MEXICO



GRAFICA II.18

IMPORTACION Y EXPORTACION DE FENOL

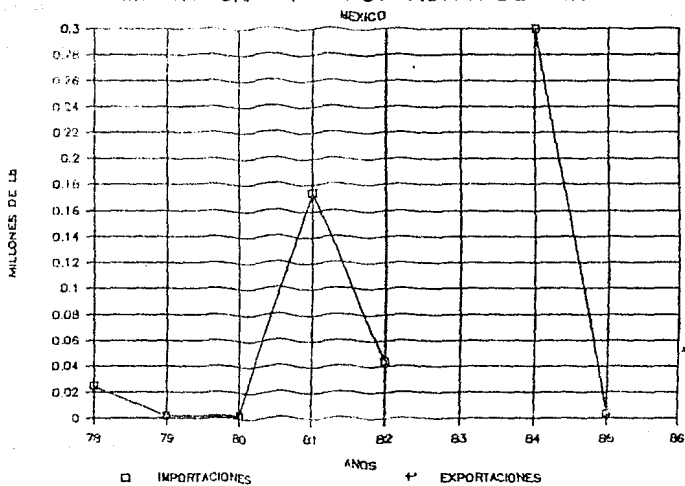


Tabla II.16 Consumo de Fenol en Estados Unidos

1986

	Millones de lb	Miles de Toneladas
Resinas Fenólicas	959	435
Bisfenol A	566	257
Caprolactama	425	193
Xilenos	117	53
Nonilfenol	71	32
Acido Salicílico	26	12
Dedecilfenol	20	9
Acido Adípico	25	11
Otros	352	160
Total	2,561	1,162

II.4 SITUACION MUNDIAL

Producción y Consumo de Acetona de los Principales Países del Mundo.

El consumo de acetona tiene un efecto mundial debido a sus características, en la tabla II.17 se muestra la capacidad instalada hasta 1986 de Canadá, - Estados Unidos, México, Oeste de Europa y Japón. Un análisis del consumo y producción de estos países se da a continuación*:

Canadá.

Cerca de 55.070 Millones de lb (25 Mil Toneladas) de acetona fueron producidas por compañías Canadienses en 1986, un 13% declino a partir de los años anteriores.

El Isopropanol ha sido la fuente principal para la producción de acetona en Canadá. En 1986 el 54% de la acetona producida fué obtenida a partir de -- AIP.

La mayor parte de la acetona consumida en Canadá esta dirigida a la producción de solventes, directa o indirectamente a través de derivados químicos. El uso de acetona en aplicaciones para disolventes se aproxima al 60% de la producción total de 1986. El restante es usado para producir solventes al-dólicos, principalmente metil isobutil cetona. La única planta de bisfenol A en Canadá fué cerrada en 1982, contribuyendo así al 14% del declive de la

* Estados Unidos y México se trataron anteriormente con mayor detalle.

Tabla II.17 Países Productores de Acetona (Capacidad por Proceso)

País	Capacidad Instalada (1986)			Total
	(Miles de Toneladas)			
	Cumeno	AIP	Otras	
Canadá	16	27		43
Estados Unidos	777	192		969
México	33.8	60		93.8
Oeste de Europa				
Francia	90	70		160
R.F.A.	250	36		286
Italia	200	--		200
Holanda	---	100		100
España	---	9		9
Finlandia	30	--		30
Japón	228	--	84	312

demanda de 1982 a 1983.

Se espera que el porcentaje utilizado en la producción de disolventes aumente debido a que este país arrancó una planta para producción de fenol a principios de 1987 con una capacidad de 37.44 Millones de lb (17 Mil Toneladas) de acetona.

Los productores Canadienses exportan alrededor de 4.4 Millones de lb (2 Mil Toneladas) por año las cuales están dirigidas hacia el Oeste de Europa, Este de Asia y Noroeste de Estados Unidos. Solo un pequeño volumen es importada de Estados Unidos.

Oeste de Europa.

A principios de 1986 el Oeste de Europa contaba con 70 plantas de acetona operando en 7 países con una capacidad instalada total superior a 2,202.64 Millones de lb (1,000 Miles de Toneladas) por año.

Cerca del 69% de las 1,497.8 Millones de lb (680 Mil Toneladas) producidas en el Oeste de Europa en 1986 fué a partir del proceso de cumeno, el 26% fué obtenido a partir de AIP y un 5% fué extraído como subproducto de la elaboración de ácido acético. La República Federal de Alemania fué el mayor productor con un 30% del total del Oeste de Europa.

Una gran cantidad, por encima de la mitad de la acetona consumida en el

Oeste de Europa fué usada en aplicaciones de solventes. El MMA fué el producto químico que más consumió acetona, 28% de la demanda de 1980.

Las naciones de mayor producción en el Oeste de Europa fueron la República Federal de Alemania, Francia, Inglaterra e Italia.

Hasta 1981 el Oeste de Europa fué un importador neto de acetona, pasando a ocupar un papel de exportador neto a partir de 1982. En 1983 las exportaciones de estos países alcanzaron las 48.46 Millones de lb (22 Mil Toneladas).

Japón.

La producción Japonesa de acetona en 1986 se aproxima a las 502.20 Millones lb (228 Mil Toneladas), ligeramente menor a los años anteriores. La acetona obtenida a partir del cumeno cuenta con el 62% de la producción total. El cierre de las industrias Mitsubishi a fines de 1983 incrementó la importancia de las plantas de cumeno para suministrar acetona. El MMA obtuvo la -- mayor salida de acetona en Japón, consumiendo arriba del 43% de la demanda en 1986. En este año Japón importó 55.06 Millones de lb (25 Mil Toneladas) de acetona, mientras que fueron exportadas cerca de 48.46 Millones de lb -- (22 Mil Toneladas). Los Estados Unidos suministraron la mayor cantidad de acetona, aproximadamente el 80% de las importaciones; México y España splie ron el restante de éstas. Por encima del 48% de las exportaciones Japonesas estuvieron dirigidas a Taiwan y un 17% a la República Popular China.

II.5 PROYECCION DE LA DEMANDA

Proyección de la Demanda de Acetona en México.

La acetona en México es un producto cuyo desarrollo ha ido creciendo en forma paralela al de las industrias consumidoras de ésta; inicialmente la de pinturas y adelgazadores y posteriormente la de las fibras sintéticas y resinas.

Tomando en cuenta que en México los sectores que consumen acetona como derivados inmediatos no están bien definidos, lo cual hace difícil realizar la proyección de su demanda por sector consumidor, esta se hace de los datos históricos del consumo aparente global que se muestran en la tabla II.2. De acuerdo al comportamiento de estos datos se desarrolló un método de proyección compuesta que tiene la forma:

$$D(t) = \sum_{i=1}^{np} w D_i(t)$$

donde

$D(t)$ = Es la demanda proyectada.

w = Es un factor de ponderación.

$D_i(t)$ = Es el valor de la proyección unitaria.

Este método tiene como objetivo reducir la incertidumbre que hay en un número determinado de proyecciones realizadas por métodos diferentes, obteniendo como resultado una proyección compuesta, en la que el factor de ponderación nos dice cuanto crédito se les está dando a las diferentes proyecciones.

Ahora bien los datos históricos de demanda de acetona, al ser ajustados por un método de mínimos cuadrados, presentan un comportamiento de forma exponencial con un coeficiente de correlación 0.9951 , este comportamiento se ajusta de manera satisfactoria a los datos reportados hasta 1986. Debido a la situación económica de México en los años subsiguientes es muy difícil que la demanda de acetona siga presentando dicha tendencia, por lo que se decide tomar un factor de ponderación de 0.2 a los valores obtenidos por esta ecuación exponencial.

Con base a lo anterior es más factible ajustar los datos a una línea recta, la que tiene un coeficiente de correlación de 0.97813, por lo que su factor de ponderación se tomó de 0.8. Aplicando la ecuación general se obtiene una proyección compuesta, obtenida a partir de las dos correlaciones mencionadas.

Los datos obtenidos tanto de los ajustes realizados como de la proyección compuesta se muestra en la tabla II.18 .

Como se puede observar en los datos proyectados que se representan en la gráfica II.19, se espera que México cubra su demanda satisfactoriamente, su poniendo que la producción aumentara hasta su máxima capacidad.

Debido a que no existe un déficit entre el consumo y la capacidad instalada, no sería factible una planta para la producción de acetona que cubriera el consumo nacional, por lo que se decide que analizando más el mercado inter-

nacional, se puede pensar en la exportación hacia aquellos países que tienen déficit en su producción, como los países Centroamericanos, que no producen o aquellos que en la actualidad están importando del país que les ofrece el menor precio, como es el caso de Estados Unidos.

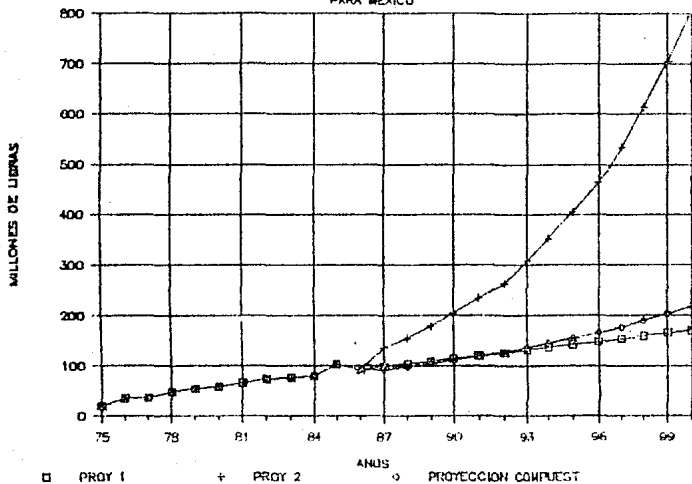
Tabla II.18 Proyección de la Demanda de Acetona en México.

año	Millones de lb		
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección compuesta
1987	98.388	134.650	92.175
1988	103.902	154.556	98.577
1989	109.416	177.406	105.273
1990	114.930	203.633	112.307
1991	120.444	233.738	119.729
1992	125.957	262.293	126.994
1993	131.471	307.957	135.972
1994	136.985	353.485	144.936
1995	142.499	405.744	154.574
1996	148.013	465.728	164.993
1997	153.527	534.581	176.279
1998	159.041	613.613	188.594
1999	164.555	704.328	202.077
2000	170.069	808.455	216.900

Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = m t + b$	$D(2)_i = m e^{bt}$	$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2$
donde:	donde:	donde:
$D(1)_i =$ Demanda (1)	$D(2)_i =$ Demanda (2)	$DC_i =$ Demanda Final
$m = 5.712$	$m = 0.1378$	$w_1 = 0.8$
$b = -11250.051$	$b = -269.066$	$w_2 = 0.2$
$r = 0.97813$	$r = 0.9951$	

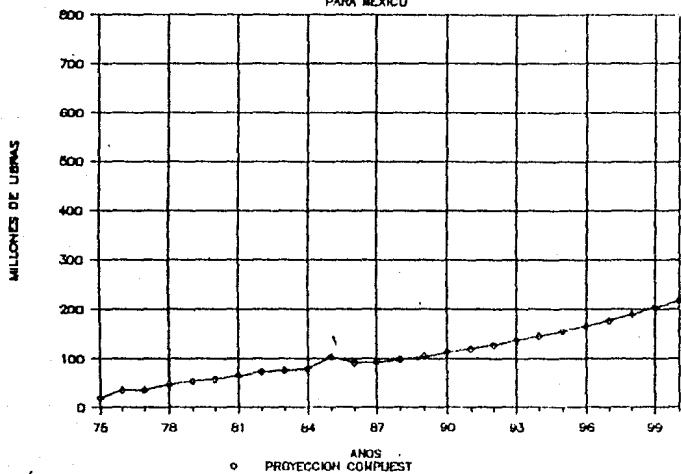
GRAFICA II.19

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA MEXICO



GRAFICA II.20

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA MEXICO



Proyección de la Demanda de Acetona en U.S.A.

Es obvio que la demanda de cualquier producto o materia prima se vea afectada en forma significativa por el estado o comportamiento del mercado de sus consumidores inmediatos. De esta manera, para poder realizar predicciones confiables de algún material es necesario hacer un análisis de lo que ocurrirá en el mercado de sus consumidores.

La demanda de acetona en Estados Unidos es afectada significativamente por el mercado de sus consumidores potenciales, como ya se mencionó, teniendo como consecuencia que en la proporción en que aumente o disminuya la demanda de los diferentes productos consumidores de ésta, también aumentará o disminuirá la demanda de acetona en forma similar a la de aquellos.

De acuerdo a lo anterior es necesario realizar la proyección de la demanda de acetona tomando en cuenta el mercado de los materiales o productos que la consumen, indicando con esto el efecto que tienen estos últimos en el consumo futuro de nuestro producto, de esta manera podemos expresar la demanda futura de acetona de la siguiente forma:

$$D_A(t) = \sum_{i=1}^{n.p.} P_i(t)$$

donde

D_A = Es la demanda global proyectada de acetona.

P_i = Es el valor de la proyección del consumo de acetona por sector

n.p. = Número de sectores consumidores.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

A continuación se realiza el análisis y proyecciones de los principales sectores que consumen acetona, esto se hace tomando en cuenta varias proyecciones, con el fin de hacer una proyección compuesta ponderada, como en el caso de México.

Acido Metacrílico y Esteres.- El principal consumo de acetona dentro de este sector está dirigido a la producción de MMA, el cual se puede obtener también a partir de una oxidación en dos etapas de isobutileno, pero éste último se utiliza en Estados Unidos como octano para mejorar la gasolina, como materia prima para alquilación y para producir eter terbutílico, esto ha incrementado los precios del isobutileno y materiales C_4 , haciendo que la producción MMA basada en estos materiales sea muy cuestionable. Esta situación prevalecerá a través de los siguientes años. No se esperan cambios significativos en el consumo de acetona para este sector, por lo que se puede asegurar la misma tendencia que hasta el momento ha tenido.

De acuerdo a los datos históricos de la demanda de MMA y otros metacrilatos, se encontró que ambos se ajustan a líneas rectas, mediante correlaciones -- por mínimos cuadrados. Así mismo y en base a lo expuesto en el párrafo anterior, se decidió tomar la tasa de crecimiento promedio anual y ponderar estas proyecciones para obtener la proyección compuesta. Los resultados obtenidos por estos métodos se reportan en la tabla II.19 .

Resulta lógico que en ambos sectores (MMA y otros metacrilatos) el crédito que se le da a la tasa de crecimiento promedio anual (tcpa) sea mayor que -

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Tabla II.19 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Metacrilato.

año	Millones de lb		
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección Compuesta
1987	622.684	600.430	669.370
1988	636.917	627.840	694.254
1989	651.149	656.500	720.009
1990	665.382	686.470	746.686
1991	679.615	717.800	774.306
1992	693.848	750.576	802.942
1993	708.081	784.840	832.620
1994	722.314	820.668	863.393
1995	736.547	858.131	895.310
1996	750.780	897.304	928.424
1997	765.012	938.267	962.791
1998	779.245	981.098	998.466
1999	793.478	1025.885	1035.510
2000	807.711	1072.716	1074.000

Proyección (1)

$$D(1)_i = m t + b$$

donde:

$$D(1)_i = \text{Demanda (1)}$$

$$m = 14.23284$$

$$t = \text{año}$$

$$b = -27657.97$$

$$r^2 = 0.88208$$

Proyección (2)

$$D(2)_i = D_{i-1}(1 + tcpa)$$

donde:

$$D(2)_i = \text{Demanda (2)}$$

$$D_{i-1} = \text{Demanda del año anterior}$$

$$tcpa = 0.04565$$

Proyección Compuesta

$$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2$$

donde:

$$DC_i = \text{Demanda final}$$

$$w_1 = 0.75$$

$$w_2 = 0.25$$

el de los ajustes, los cuales tienen un coeficiente de correlación de 0.88206 y 0.97813 respectivamente. De esta forma los valores de ponderación fueron, para la tcap de MMA de 0.75 y para otros metacrilatos de 0.7, con respecto al ajuste lineal los factores de ponderación fueron de 0.25 para MMA y 0.3 para otros metacrilatos. En las gráficas II.22 y II.24 se muestran las proyecciones de estos sectores junto con su historia.

Metil Isobutil Cetona.— Hasta enero de 1986 cuatro compañías producían MIBC; la capacidad total fué elevada a 215 Millones de lb, requiriendo 269 Millones de lb de acetona ⁽¹⁾. El MIBC se usa para elaborar nitrocelulosa, resinas acrílicas, para revestimientos, así como antioxidantes y como solvente.

Las restricciones que en los últimos años ha puesto la EPA (Environmental -- Pollution Agency) en cuanto al uso de revestimientos ha afectado significativamente el mercado de este sector. No obstante, los estudios realizados por el Stanford Research Institute (SRI), declaran un crecimiento constante y anual para este sector del 2% ⁽²⁾.

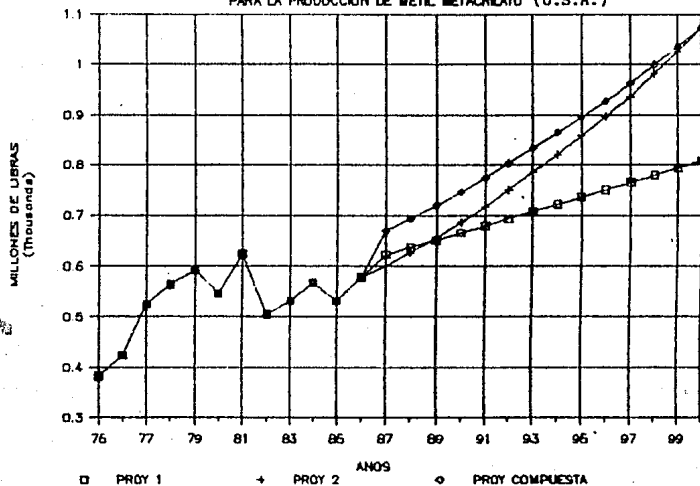
De acuerdo con la historia de la demanda de acetona para éste sector, puede observarse que ésta presenta un comportamiento bastante irregular. Los datos se trataron a través de regresiones por mínimos cuadrados, realizando ajustes de regresión lineal, exponencial y polinomial, siendo la ecuación

(1) Chemical Industry Notes vol. 15 N° 3, 1986.

(2) Chemical Economic Handbook Review May 1987.

GRAFICA II.21

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE METIL METACRILATO (U.S.A.)



GRAFICA II.21

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA LA PRODUCCION DE METIL METACRILATO (U.S.A)

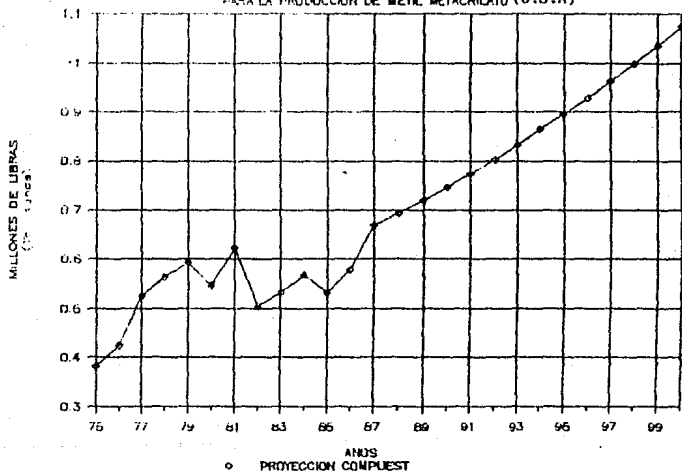


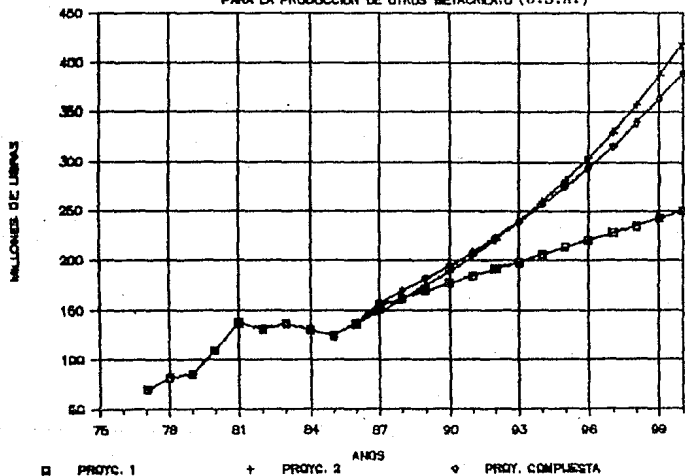
Tabla II.20 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Otros Metacrilatos.

año	Millones de lb		
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección Compuesta
1987	154.733	148.405	157.723
1988	162.084	160.760	169.195
1989	169.436	174.143	181.438
1990	176.788	188.640	194.516
1991	184.140	204.344	208.500
1992	191.500	221.355	223.466
1993	198.842	239.782	239.490
1994	206.194	259.743	256.665
1995	213.545	281.366	275.088
1996	220.897	304.789	294.860
1997	228.248	330.162	316.096
1998	235.600	357.648	338.916
1999	242.951	387.422	363.451
2000	250.303	419.675	389.847

Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = m t + b$	$D(2)_i = D(2)_{i-1}(1+tcpa)$	$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2$
donde	donde:	donde:
$D(1)_i = \text{Demanda (1)}$	$D(2)_i = \text{Demanda (2)}$	$DC_i = \text{Demanda final}$
$m = 0.13788$	$D(2)_{i-1} = \text{Demanda del año anterior.}$	$w_1 = 0.3$
$b = -269.0661$	$tcpa = 0.08325$	$w_2 = 0.7$
$r^2 = 0.97813$		

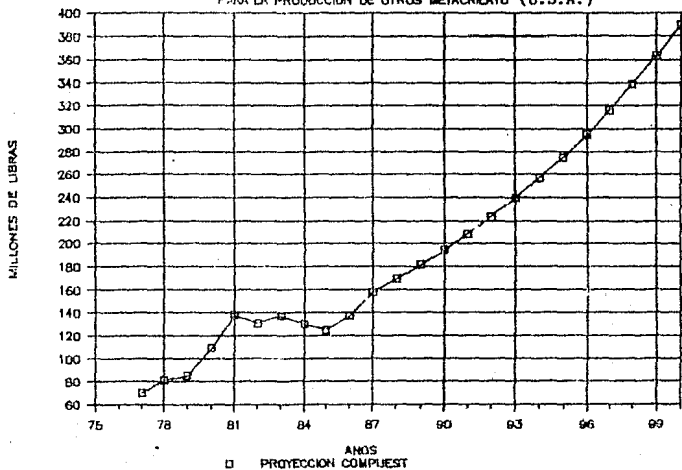
GRAFICA II.23

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE OTROS METACRILATO (U.S.A.)



GRAFICA 11.24

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA LA PRODUCCION DE OTROS METACRILATO (U.S.A.)



de un polinomio de 3^{er} grado el más adecuado para estos datos, con un coeficiente de correlación de 0.76197.

Tomando en cuenta que el marco histórico presenta oscilaciones muy marcadas, y que estas se mueven entre rangos de 180 y 250 Millones de lb en los últimos años, se decidió retomar estos rangos para generar variaciones en los periodos siguientes, a través de un generador de números aleatorios, con el fin de tomar en cuenta los picos tan marcados que presentan los datos. De esta forma, con las proyecciones obtenidas por el polinomio, tomando los datos proyectados del generador de aleatorios y la tasa anual promedio reportada por el SRI, se realizó una proyección compuesta con factores de ponderación de 0.3, 0.2 y 0.5 respectivamente, estos últimos se fijaron tomando en cuenta el coeficiente de correlación, considerando que las publicaciones del SRI son serias y reconocidas mundialmente y que su proyección puede ser más acertada y creible que las dos anteriores.

Los resultados de estas proyecciones se reportan en la tabla II.21 y en las gráficas II.25 y II.26.

Bisfenol A.— Para enero de 1986 ya operaban cuatro plantas de bisfenol A en Estados Unidos con una capacidad instalada de 860 Millones de lb⁽³⁾.

El mercado potencial para bisfenol A se encuentra en la producción de resinas policarbonatadas, las cuales consumieron un estimado de 180 Millones de lb de Bisfenol A en 1986 correspondiente a 78 Millones de lb de acetona, el

(3) PROMT vol. N° 3, 1986.

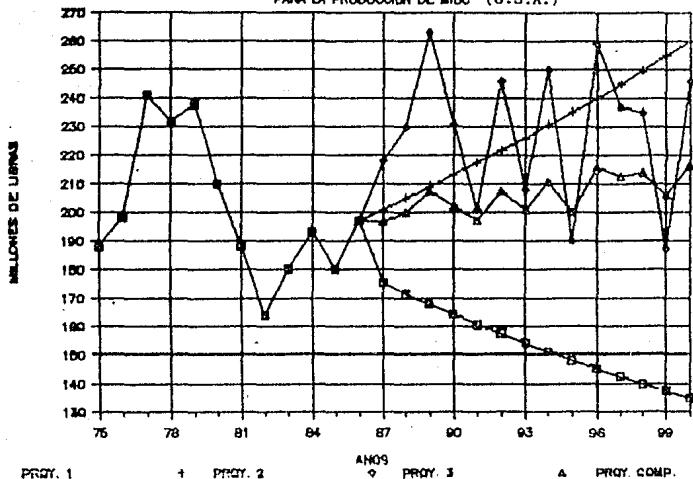
Tabla II.21 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Cetona (MIBC).

año	Millones de lb			
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
1987	175.920	200.940	218.000	196.690
1988	171.600	204.958	230.000	199.960
1989	167.900	209.057	263.000	207.498
1990	164.32	213.238	231.000	202.115
1991	160.850	217.502	201.000	197.206
1992	157.500	221.852	246.000	207.376
1993	154.270	226.289	208.000	201.025
1994	151.160	230.814	250.000	210.785
1995	148.170	235.430	190.000	200.166
1996	145.300	240.138	259.000	215.459
1997	142.540	244.940	237.000	212.632
1998	139.910	249.900	235.000	213.873
1999	137.380	254.796	187.000	206.012
2000	134.980	259.900	246.000	216.644

Proyección(1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = C + A_1 t + A_2 t^2 + A_3 t^3$ donde: $C = 102614.8155$ $A_1 = - 30.0340$ $A_2 = - 0.0457$ $A_3 = 1.7526E-5$ $t = \text{año}$ $r^2 = 0.77197$	$D(2)_i = D(2)_{i-1} (1+tc)$ donde: $D(2)_i = \text{Demanda (2)}$ $D(2)_{i-1} = \text{Demanda del año anterior}$ $tc = 0.02$ tomada del SRI	$D(3)_i = \text{Generador de números aleatorios entre 180 y 250.}$	$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2 + D(3)_i w_3$ donde: $w_1 = 0.3$ $w_2 = 0.5$ $w_3 = 0.2$

GRAFICA II.25

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE MBO (U.S.A.)



otro gran consumidor de bisfenol A son las resinas epóxicas. Es de esperar que el crecimiento acelerado que tiene este sector siga en su misma tendencia. Los datos históricos reportados fueron ajustados mediante el método de mínimos cuadrados para obtener las proyecciones hasta el año 2000, dando como resultado dos ecuaciones que se ajustan adecuadamente al marco histórico de este sector; una de estas tiene la forma de una línea recta y la otra es la de una curva exponencial. Aún cuando la primera tiene un coeficiente de correlación mayor ($r^2=0.9476$), es más factible que la curva exponencial describa más acertadamente el comportamiento futuro de la demanda de acetona para este sector, esto debido a la gran capacidad instalada que tiene este, además de que se considera como un producto "joven", por lo que tomando en cuenta el comportamiento general de la curva de vida de los productos, en su etapa inicial, estos toman la forma de una curva exponencial.

Con base a lo anterior y tomando la tcapa que arrojan los datos históricos, se tomaron los siguientes factores de ponderación; para la línea recta de 0.25, para la exponencial 0.4 y para la tcapa de 0.35.

Nótese que la proyección basada en la tcapa es muy similar a la obtenida por la ecuación exponencial. Sin embargo, se tomó en cuenta la ecuación de la línea recta debido a que ningún producto puede continuar un crecimiento tan acelerado como el que predice una función exponencial, ya que todo producto llega a su "madurez", es decir a un punto en que la demanda empieza a estabilizarse.

Los resultados obtenidos por cada proyección, así como la proyección com---
puesta se reportan en la tabla II.22 y en las gráficas II.27 y II.28 .

Metil Isobutil Carbinol.- La función principal de éste es la de solvente en
lacas de nitrocelulosa, en la manufactura de aceite aditivo y es usado como
espumante en la flotación de algunos minerales.

Las fluctuaciones en su mercado han sido muy marcadas, lo que hace difícil
aplicar una correlación que ajuste el marco histórico, en consecuencia su
consumo de acetona es muy variado y para realizar la proyección se probaron
varios modelos, tales como regresión lineal, exponencial y polinomial, de
los cuales no se encontró alguno que ajustara satisfactoriamente los datos
disponibles, ya que sus coeficientes de correlación fueron extremadamente
pequeños. Sin embargo se tomó como medio de proyección la tasa de creci---
miento que reporta Chemical Economic Handbook (CEH), que es del 2% y la obte
nida a partir de los datos históricos la cual fué de 1.31%. Con el fin de
tener mayor número de proyecciones y reducir la incertidumbre de la proyec
ción final, se retomó el último rango de oscilación que presentan los datos
para reproducir éstas en el periodo siguiente mediante un generador de núme
ros aleatorios.

La proyección final fue obtenida mediante la sumatoria de cada proyección
realizada multiplicada por los siguientes factores de ponderación: para la
tasa de crecimiento anual de CEH 0.3; para la generada por números aleato--
rios de 0.25 y la obtenida con la tcpa de 0.45.

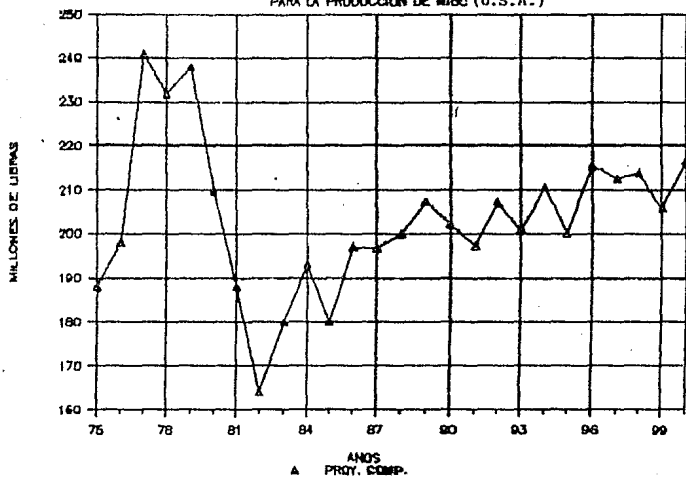
Tabla II.22 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Bisfenol A.

año	Millones de lb			
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
1987	246.761	201.030	198.471	218.426
1988	267.287	209.333	216.432	235.000
1989	289.450	217.637	236.020	252.798
1990	313.451	225.941	257.380	271.948
1991	339.442	234.245	280.672	292.573
1992	367.588	242.549	306.073	314.797
1993	398.068	250.853	333.771	338.760
1994	431.075	259.156	363.977	364.610
1995	466.820	267.460	396.917	392.514
1996	505.528	275.764	432.838	422.645
1997	547.446	284.068	472.009	455.198
1998	592.840	292.372	514.725	490.382
1999	642.000	300.676	561.307	528.426
2000	695.231	308.980	612.105	569.574

Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = A e^{mt}$	$D(2)_i = m t + b$	$D(3)_i = D(3)_{i-1} (1 + tcpa)$	$DC_i = D(1)_i w_1 +$
donde:	donde:	donde	$D(2)_i w_2 +$
$D(1)_i = \text{Demanda (1)}$	$D(2)_i = \text{Demanda (2)}$	$D(3)_i = \text{Demanda (3)}$	$D(3)_i w_3$
$A = 4.47E-67$	$m = 8.304$	$D(3)_{i-1} = \text{Demanda del}$	donde:
$m = 0.07966$	$b = -16298.866$	año anterior	$w_1 = 0.4$
$t = \text{año}$	$t = \text{año}$	$tcpa = 0.0905$	$w_2 = 0.25$
$r^2 = 0.9000$	$r^2 = 0.9476$		$w_3 = 0.35$

GRAFICA II.26

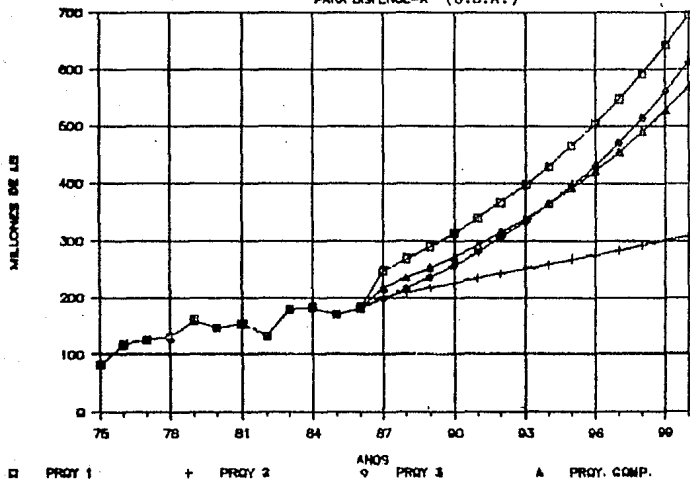
PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE MIBB (U.S.A.)



GRAFICA II.27

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA

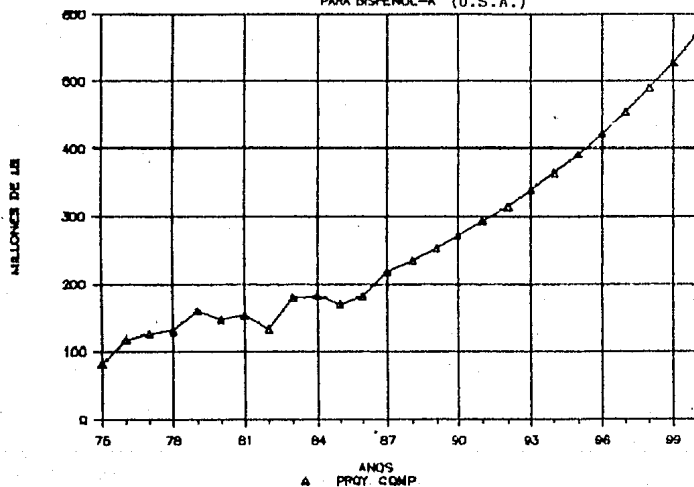
PARA BISFENOL-A (U.S.A.)



GRAFICA II.28

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA

PARA BISFENOL-A (U.S.A.)



Los resultados obtenidos se presentan en la tabla II.23 y en las gráficas II.29 y II.30.

Químicos Aldólicos.- Existen cuatro compañías que fabrican químicos aldólicos en Estados Unidos de las cuales tres fabrican alcohol diacetónico, dos hexilenglicol, tres óxido de mesitilo y dos isoforona ⁽⁴⁾.

El hexilenglicol es usado en líquido de frenos hidráulicos, como aceite aditivo.

La isoforona es usada principalmente para resinas vínicas aplicada al revestimiento de ruedas y como sistema de solventes en agricultura. El óxido de mesitilo es usado como solvente para la producción de ésteres de celulosa, resinas y otros aceites; en removedores de barniz y tinta.

El régimen gubernamental que afecta el uso de revestimientos, afectará también el mercado de óxido de mesitilo como solvente.

El alcohol diacetónico es un intermediario en la producción de químicos aldólicos. El uso de estos solventes en revestimientos de superficie ha sido regulado por el gobierno del estado, de acuerdo a la guía EPA de Estados Unidos.

La demanda de acetona a través de este sector es muy variada, debido a que

(4) PROMT Vol. 78 N° 5, 1986.

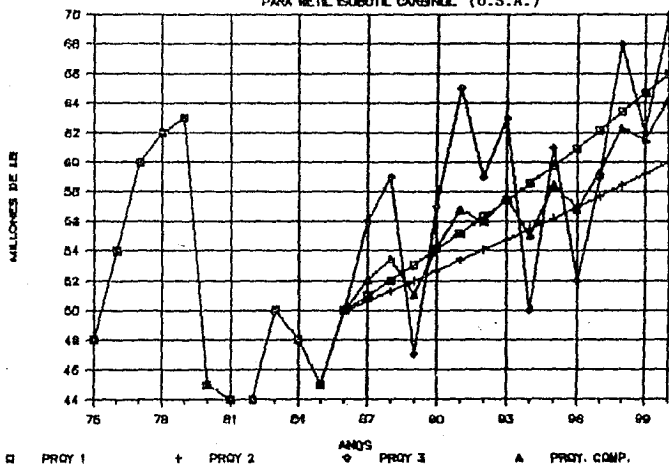
Tabla II.23 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Metil Isobutil Carbinol (MIC).

año	Millones de lb			
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
1987	51.000	50.655	56.000	52.094
1988	52.020	51.318	59.000	53.440
1989	53.060	52.000	47.000	51.668
1990	54.121	52.681	57.000	54.192
1991	55.203	53.371	65.000	56.527
1992	56.307	54.070	59.000	55.973
1993	57.433	54.778	63.000	57.630
1994	58.581	55.495	50.000	55.047
1995	59.752	56.222	61.000	58.475
1996	60.947	56.958	52.000	56.915
1997	62.166	57.704	59.000	59.366
1998	63.409	58.460	68.000	62.330
1999	64.677	59.225	62.000	61.554
2000	65.970	60.000	70.000	64.293

Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = D(1)_{i-1}(1-tc)$	$D(2)_i = D(2)_{i-1}(1+tcpa)$	$D(3)_i =$ Generador de números aleatorios entre 45 y 70.	$DC_i = D(1)w_1 + D(2)_i w_2 + D(3)_i w_3$
donde	donde:		donde:
$D(1)_i$ = Demanda (1)	$D(2)_i$ = Demanda (2)		DC_i = Demanda final
$D(1)_{i-1}$ = Demanda del año anterior	$D(2)_{i-1}$ = Demanda del año anterior		
$tc = 0.02$ tonada del SRI	$tcpa = 0.0131$		$w_1 = 0.3$
			$w_2 = 0.45$
			$w_3 = 0.25$

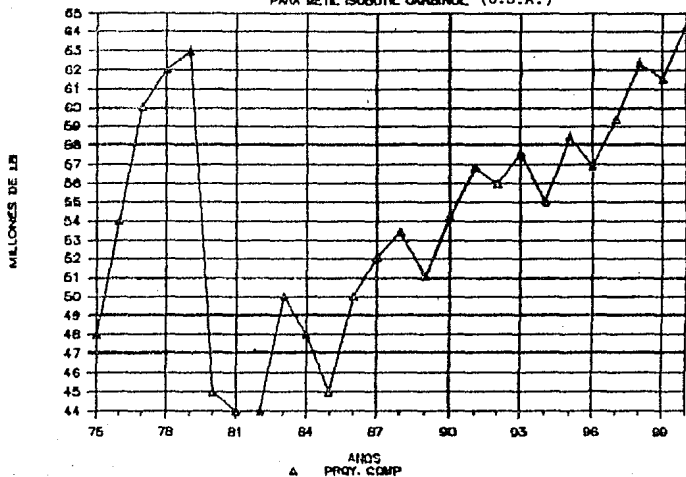
GRAFICA II.29

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA METIL ISOBUTIL CARBINOL (U.S.A.)



GRAFICA II.30

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA METIL ISOBUTIL CARBINOL (U.S.A.)



algunos químicos aldólicos dejan de producir en ciertas épocas, así como el efecto que últimamente ha tenido la restricción del gobierno con relación a éstos.

Los datos históricos se trataron de ajustar a varios modelos de mínimos cuadrados, como los mencionados anteriormente, obteniéndose escasa confiabilidad en los ajustes, de acuerdo a sus bajos coeficientes de correlación. No obstante, y con el fin de tener más criterios de proyección se tomó el ajuste que presentó el coeficiente de correlación mayor, siendo ésta una ecuación polinomial de 3^{er} orden con una $r^2 = 0.32$.

Al igual que en MIC se tomó un rango de variación para generar puntos al azar, así como la tpa de los datos históricos. Tomando en cuenta que de éstas proyecciones, la más confiable es la última, se le dio un peso de 0.6, a la obtenida por el polinomio, se le dio un factor de peso de 0.15 y el factor de ponderación para los números aleatorios fué de 0.25.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla II.24 y sus gráficas de proyección son II.31 y II.32.

Solventes.— El principal consumo de acetona en éste sector se encuentra en la industria de revestimientos industriales y acetato de celulosa, pero se espera que el mercado de los revestimientos sea afectado por las restricciones del gobierno en este campo.

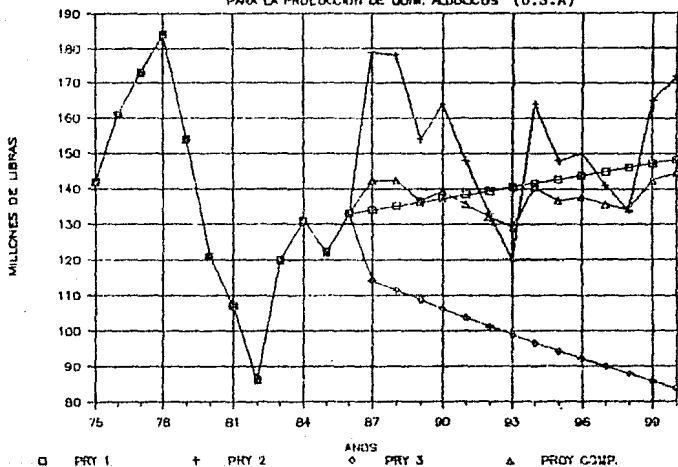
Tabla II.24 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Químicos Aldólicos.

año	Millones de lb			
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
1987	134.042	179.000	114.170	142.390
1988	135.092	178.000	111.490	142.277
1989	136.151	154.000	108.850	136.518
1990	137.218	164.000	106.290	139.274
1991	138.293	148.000	103.780	135.542
1992	139.377	133.000	101.330	132.075
1993	140.470	120.000	98.950	129.124
1994	141.571	164.000	96.610	140.430
1995	142.680	148.000	94.330	136.757
1996	143.798	150.000	92.110	137.595
1997	144.925	141.000	89.940	135.696
1998	146.061	134.000	87.820	134.309
1999	147.206	165.000	85.740	142.434
2000	148.360	172.000	83.730	144.575

Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección Compuesta
$D(1)_i = D(1)_{i-1} (1 + tcap)$ donde: $D(1)_i$ = Demanda (1) $D(1)_{i-1}$ = Demanda del año anterior $tcap = 0.00784$	$D(2)_i$ = Generador de n° aleatorios entre 100 y 180.	$D(3)_i = A e^{mt}$ donde: $A = 4.4249822$ $m = -0.102$ $t = año$ $e^x = 2.71828$	$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2 + D(3)_i w_3$ donde: DC_i = Demanda final $w_1 = 0.5$ $w_2 = 0.25$ $w_3 = 0.15$

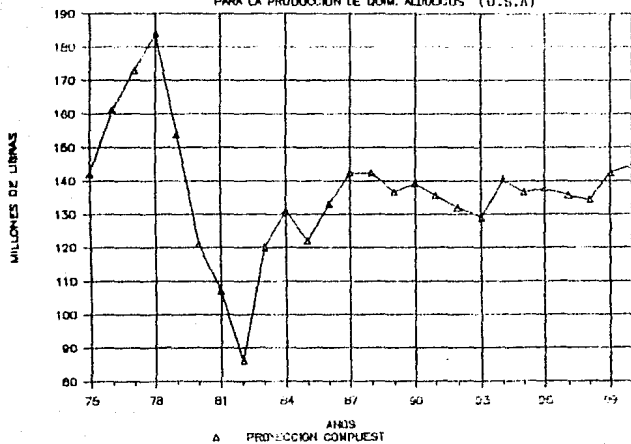
GRAFICA II.31

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE QUIM. ALCOLICOS (U.S.A)



GRAFICA II.32

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
PARA LA PRODUCCION DE QUIM. ALCOHOLICOS (U.S.A)



De acuerdo a los datos históricos, el comportamiento futuro del consumo de acetona para usarla como solvente, no tiende a ajustarse a los modelos de correlación aplicados a otros sectores. Sin embargo se ha tomado un polinomio de 3^{er} grado, el cual tiene el coeficiente de correlación más alto ($r^2 = 0.72549$), así mismo se tomó la tasa, aún cuando ésta es negativa, la tasa de crecimiento reportada por el CEH. Debido a las variaciones en éste sector, también se generan puntos al azar para seguir presentando dichas variaciones en el periodo siguiente.

Es obvio, por el valor que toma las proyecciones obtenidas con el polinomio, que éstas no sean confiables, por lo que se decidió darles un factor de peso de 0.1, como la generación de puntos aleatorios tampoco describe el comportamiento real del mercado, se le asignó un factor de ponderación de 0.2. En lo referente a la tasa de los datos históricos la cual es negativa (-0.4%) se le dió un peso de 0.3, ya que los valores de ésta no se alejan mucho de los obtenidos por la tasa de crecimiento reportada por el CEH, a la que se le dió un peso de 0.4, tomando en cuenta que el valor que arroja para el año de 1995 es muy similar al que reporta el Predicast⁽⁵⁾.

Los resultados son mostrados en la tabla II.25 y en las gráficas II.33 y II.34.

Otros Usos. De acuerdo al comportamiento de los datos históricos reportados, se probaron varias proyecciones para los diferentes sectores consumidores de acetona que no fueron contempladas anteriormente, los ajustes realizados no fueron satisfactorios, aún cuando se aplicaron ajustes multivaria-

(5) Predicast Forecast julio 20, 1987, apartado 286-86.

Tabla II.25 Proyección de la Demanda de Acetona para la Producción de Solventes.

Millones de lb					
año	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección (3)	Proyección (4)	Proyección Compuesta
1987	420.227	381.000	427.057	426.220	415.461
1988	418.462	375.000	442.935	430.480	416.974
1989	416.784	315.000	451.306	434.787	408.080
1990	414.954	323.000	463.672	439.135	413.107
1991	413.211	415.000	509.534	443.526	435.327
1992	411.476	379.000	538.893	447.962	432.316
1993	409.747	357.000	571.753	452.441	430.475
1994	408.027	366.000	608.114	456.966	439.205
1995	406.313	390.000	647.978	461.535	449.305
1996	404.606	415.000	691.347	466.151	459.977
1997	402.907	424.000	738.222	470.812	467.819
1998	401.215	421.000	788.606	475.520	473.633
1999	399.530	385.000	842.499	480.275	473.218
2000	397.852	393.000	899.904	485.078	481.977

Proyección (1)

$$D(1)_i = D(1)_{i-1} (1 + tcpa)$$

donde:

$$D(1)_i = \text{Demanda (1)}$$

$$D(1)_{i-1} = \text{Demanda del año anterior}$$

$$tcpa = -0.0042$$

Proyección (2)

$D(2)_i$ = Generador de números aleatorios entre 364 y 425.

Proyección (3)

$$D(3)_i = C + A_1 t + A_2 t^2 + A_3 t^3$$

donde

$$D(3)_i = \text{Demanda (3)}$$

$$t = \text{año}$$

$$C = 4638546.388$$

$$A_1 = -3561.467$$

$$A_2 = 0.05365$$

$$A_3 = 2.838E-4$$

$$r^2 = 0.72549$$

Proyección (4)

$$D(4)_i = D(4)_{i-1} (1 - tc)$$

donde:

$D(4)_i$ = Demanda (4)

$D(4)_{i-1}$ = Demanda del
año anterior

tc = 0.21 tomada del
SRI

**Proyección
Compuesta**

$$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2 + D(3)_i w_3 + D(4)_i w_4$$

donde:

DC_i = Demanda final

$w_1 = 0.3$

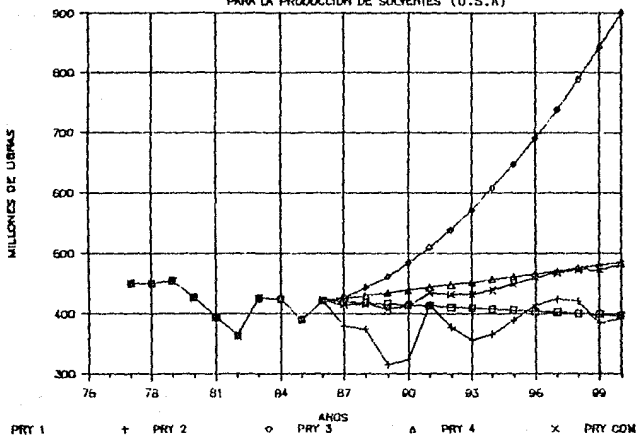
$w_2 = 0.2$

$w_3 = 0.1$

$w_4 = 0.4$

GRAFICA 11.33

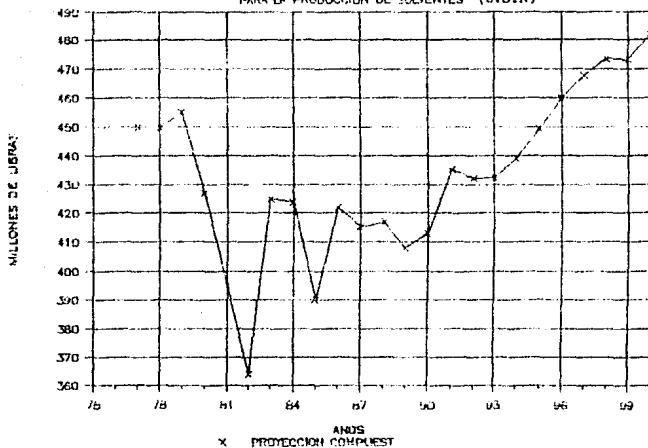
PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE SOLVENTES (U.S.A)



GRAFICA II.34

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA

PARA LA PRODUCCION DE SOLVENTES (U.S.A)



bles.

En vista de que ninguna correlación ajustó los datos del marco histórico se decidió tomar la tpa que arrojan éstos, así como una serie de puntos tomados al azar por medio de un generador de números aleatorios, que toman en cuenta las variaciones en los últimos años, las cuales tienden a estabilizarse, dando los primeros un peso de 0.7 y a los obtenidos por el segundo método de 0.3. Estos datos se ponderaron para obtener la proyección compuesta. Esta última se espera muestre satisfactoriamente la demanda futura de acetona para los varios productos que no han sido analizados.

Los resultados se presentan en la tabla II.26 y en las gráficas II.35 y II.36.

Así mismo se enlista en la tabla II.27 un resumen de los resultados de las proyecciones obtenidas para cada sector consumidor de acetona y la proyección global en Estados Unidos, la gráfica II.37 muestra la proyección global del consumo de acetona en este país hasta el año 2000.

Tabla II.26 Proyección de la Demanda de Acetona para Otros Usos.

año	Millones de lb		
	Proyección (1)	Proyección (2)	Proyección Compuesta
1987	270.000	271.175	285.281
1988	290.000	277.493	295.119
1989	304.000	283.958	304.168
1990	308.000	290.575	328.331
1991	272.000	297.345	304.608
1992	301.000	304.273	318.504
1993	347.000	311.363	337.622
1994	338.000	318.618	340.363
1995	306.000	326.041	336.330
1996	325.000	333.638	347.728
1997	322.000	341.412	352.659
1998	402.000	349.367	382.625
1999	364.000	357.507	377.330
2000	480.000	365.837	418.377

Proyección (1)

$D(1)_i =$
 Generador de
 números alea-
 torios, en-
 tre 489 y --
 260.

Proyección (2)

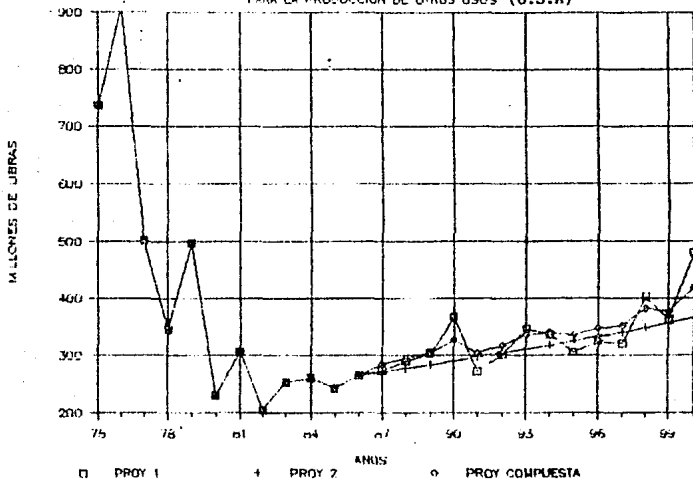
$D(2)_i = D(2)_{i-1}(1+tcpa)$
 donde:
 $D(2)_i =$ Demanda (2)
 $D(2)_{i-1} =$ Demanda del
 año anterior
 $tcpa = 0.0233$

Proyección
 Compuesta

$DC_i = D(1)_i w_1 + D(2)_i w_2$
 donde:
 $DC_i =$ Demanda final
 $w_1 = 0.3$
 $w_2 = 0.7$

GRAFICA II.35

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA
 PARA LA PRODUCCION DE OTROS USOS (U.S.A)



GRAFICA 11.36

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA PARA LA PRODUCCION DE QUESOS USOS (U.S.A)

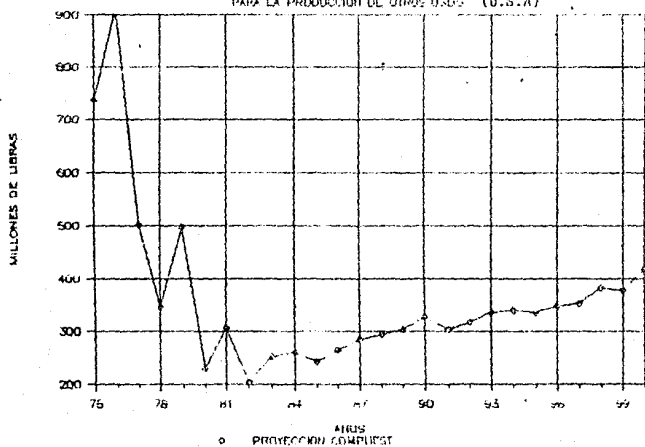


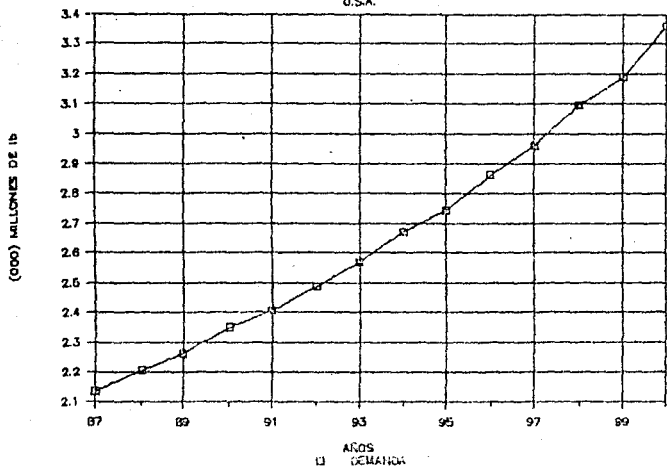
Tabla II.27 Proyección de la Demanda de Acetona en U.S.A. (Millones de lb).

año	Acido Metacrílico y ésteres		Metil Isobutil Cetona	Bisfenol A	Metil Isobutil Carbinol	Químicas Aldólicas	Solventes.	Otros Usos	Consumo Global
	Metil Metacrilato	Otros Metacrilatos							
1987	669.370	157.723	196.696	218.426	52.034	142.300	415.461	285.281	2137.351
1988	694.254	169.195	199.960	235.000	53.440	142.277	416.974	295.110	2206.219
1989	720.009	181.438	207.498	252.796	51.068	136.518	408.080	304.168	2261.575
1990	746.686	194.516	202.115	271.948	54.192	139.274	413.107	328.331	2350.169
1991	774.306	208.500	197.206	292.573	56.827	135.542	435.327	304.608	2494.269
1992	802.942	225.466	207.376	314.797	59.973	132.075	432.316	318.504	2487.449
1993	832.620	239.490	201.025	338.760	57.630	129.124	432.475	337.622	2568.746
1994	865.393	256.665	210.785	364.610	55.047	140.430	439.205	340.363	2672.498
1995	895.310	275.088	206.166	392.514	58.475	136.757	449.305	336.330	2743.945
1996	928.424	294.860	215.459	422.645	56.915	137.595	459.977	347.728	2863.603
1997	962.791	316.096	212.632	455.198	59.356	135.696	467.819	352.659	2962.257
1998	998.466	338.916	213.873	490.392	62.330	134.309	473.633	382.625	3094.534
1999	1035.510	363.451	206.012	528.426	61.554	142.434	473.218	377.330	3187.935
2000	1074.000	389.817	216.644	569.574	64.293	144.575	481.977	418.377	3359.287

GRAFICA II.37

PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACETONA

U.S.A.



Conclusiones

De acuerdo al estudio realizado en este capítulo y con toda la información, disponible, se pueden obtener las siguientes conclusiones.

- 1.- El primer punto importante es el hecho de haber identificado plenamente el mercado nacional; es decir, el mercado potencial de acetona en México, el cual hasta el momento es totalmente autosuficiente. De acuerdo a los resultados obtenidos conforme a la proyección de la demanda de acetona la cual esta basada en sus datos históricos, ésta muestra notablemente que la capacidad instalada en México 206.61 Millones de lb -- (93,800 Toneladas) por año, es suficiente para cubrir la demanda nacional hasta el año 2000.
- 2.- De acuerdo con el punto anterior y analizando también los mercados internacionales, se encontró la posibilidad de instalar una planta para la producción de acetona, la cual cubrirá las necesidades de países que la requieran; es decir, la producción de esta planta estará destinada a la exportación casi exclusivamente.
- 3.- Del estudio de mercado Estadounidense, y de acuerdo a que el crecimiento de la demanda de acetona obtenido a partir de las proyecciones, es bastante alta, aproximadamente 2,137 Millones de lb en 1987 y con un incremento aproximado anual de 4.5%, entonces se puede visualizar a Estados Unidos como el más cercano y principal mercado consumidor de ace-

tona. Teniendo la ventaja con relación a otros países que quisieran -- también exportar a Estados Unidos, los cuales no tienen la cercanía ni las facilidades de transporte.

4.- De acuerdo al déficit en la demanda de acetona proyectada para Estados Unidos que se de 1,224.69 Millones de lb (556.1 Miles de Toneladas) para el año 2000 y las capacidades promedio que se trabajan en las diferentes partes del mundo que es alrededor de 181.59 Millones de lb (82.44 Miles de Toneladas). Motivo por el cual se establece una planta con -- una capacidad instalada de 176.21 Millones de lb (80,000 Toneladas) al año y suponiendo que se arrancará dentro de 3 años, es decir en 1991.

5.- Resumiendo de los puntos anteriores, se concluye que la capacidad instalada sera de 176.21 Millones de lb (80,000 Toneladas) al año de acetona. Terminando su construcción en Enero de 1992 y operar a un 60% de su capacidad, alcanzando el 80% en 1993 y el 100% para 1994. Con la posibilidad de exportar también hacia América Latina, Canadá y el mercado --- Japones.

CAPITULO III

ANALISIS Y SELECCION DEL PROCESO

III.1 ANALISIS DE PROCESOS

El análisis y selección de cualquier proceso implica una revisión de las diferentes tecnologías que existen para obtener el producto de interés. Debido a la información tan débil que ofrecen los diferentes tecnólogos en la literatura se hace difícil una selección óptima de la tecnología del proceso.

Una revisión de las patentes de procesos para la obtención de acetona, demuestra la variedad de tecnólogos o firmas de ingeniería que poseen procesos patentados con capacidades instaladas en diferentes partes del mundo.

En la tabla III.1 se muestra un cuadro sinóptico de los diferentes procesos que ofrecen los tecnólogos para poder elegir el proceso adecuado y su tecnología sería necesario realizar un estudio de competitividad tecnológica para cada una de estas tecnologías, lo cual no es el objetivo de este estudio. Sin embargo, observese que todos estos procesos se pueden agrupar o clasificar de acuerdo a la materia prima que utilizan para la obtención de acetona, en tres procesos principales:

- Acetona a partir de Alcohol Isopropílico.

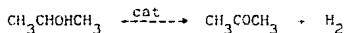
- Acetona a partir de cumeno.
- Acetona a partir de benceno y propileno.

Anteriormente a estos procesos la acetona era obtenida por fermentación y cultivo de bacterias (*Clostridium acetobutylicum*), con la cual se obtenía también metanol, pero éste proceso fué perdiendo fuerza al aparecer los procedimientos sintéticos industriales ya mencionados.

De acuerdo a la clasificación hecha para los procesos, se encuentra que este tipo de procedimientos son los más comunes en el mercado y por ende se cuenta con fuentes de información al respecto. A continuación se describen éstos procesos:

Acetona a partir de Alcohol Isopropílico (AIP).

En este proceso la acetona es producida por la deshidrogenación catalítica del isopropanol en fase vapor. La reacción es endotérmica y puede representarse de la siguiente forma:



El equilibrio de esta reacción es desplazado hacia la formación de acetona incrementando la temperatura.

Se pueden proponer un gran número de catalizadores para la reacción, estos

Tabla III.1 Revisión de Patentes
Proceso de deshidrogenación de AIP

Tecnólogo	Año	Observaciones
Instituto Frances del Petroleo	1960	Reacción llevada a cabo en fase líquida. El catalizador se suspende en un solvente de alto punto de ebullición.
Shell Research	1959	Reacción en fase vapor. El catalizador se trata con una solución de acetato de zinc y AIP.
Mitsubishi Chemical	1967	El catalizador se trata con H_2 a 900-1000°C y se radia - antes de usar para incrementar la conversión.
Toyo Rayon	1958	El AIP se vaporiza y se diluye con N_2 .
Shell International Research	1963	La deshidrogenación es en fase vapor y se lleva en 2 <u>eta</u> pas: 1.- En un reactor tubular con horno y 2.- En un reac tor de lecho empacado sin calentamiento.
Imperial Chemical	1967	El AIP se trata con una mezcla de $RhCl_3$, $LiCl$ y HCl .
Les Usines de Melle	1968	El catalizador contiene de 0.4 a 2% de óxido de cromo, - basado en peso total de óxido de cobre y zinc.

Tabla III.1 Revisión de Patentes
(continuación)

Tecnólogo	Año	Observaciones
Standar Oil Developmen	1952	Reacción en fase vapor. La velocidad de alimentación es de 1.5 volúmen de alcohol/volúmen de catalizador/hr.
Celanese	1953	Reacciona en fase vapor se adiciona alcohol con una relación en mol de 1 a 2 inhibiendo la deshidratación del AIP.

Proceso de Oxidación Benceno-Propileno.

Consortium for Elektrochemische	1961	Una solución acuosa de catalizador se esprea en una torre que contiene propileno. El efluente del reactor se separa por destilación en producto y solución, la cual se recircula al reactor.
Dow Chemical	1963	Antes de iniciar, el propileno se alimenta a una solución de catalizador, el oxígeno se pasa por ella a 55 psig y 120°C.
Farbwerke Hoechst	1963	El propileno es hidrogenado sobre un catalizador de paladio a 15 atm y 120°C para eliminar el propadieno y butadieno, que desactivan el catalizador de oxidación.

Tabla III.1 Revisión de Patentes
(continuación)

Tecnólogo	Año	Observaciones
Imperial Chemical	1966	Se adiciona hidrógeno para mejorar la absorción de propileno en la solución de catalizador.
Idemitsu Petrochemical	1969	Las selectividades para subproductos como: acetaldehído, ácido acético y CO ₂ fueron 5.5, 30 y 30.5% en mol respectivamente.
Lummus	1970	Se adiciona una amina para incrementar la velocidad de carboxilación.
Stamicarbon	1970	No disponible.
Union Carbide	1968	El propileno fué oxidado con fósforo de bismuto hidratado.
Proceso de Oxidación de Cumeno.		
Hercules	1947	Operación a vacío con promotor alquílico en forma acuosa
Monsanto	1948	La reacción es en fase líquida con catalizador en suspensión.
Rhône-Poulenc	1955	La reacción es en fase homogénea, la introducción de vapor previene la explosión.

Tabla III.1 Revisión de Patentes
(continuación)

Tecnólogo	Año	Observaciones
Kureha Chemical Ind.	1961	No disponible
Scholven Chemie	1964	La reacción es en fase homogénea con un promotor alcali.
Societa Italiana Resine	1964	En la etapa de reacción la selectividad es de 98-99% y hay reducción en la temperatura y presión.
Allied Chemical	1965	La reacción es en fase líquida con suspensión. El catalizador que no reacciona se lava con una solución de menos del 3% de concentración de NaOH y se recicla al reactor.
URSS	1965	No disponible
Universal Oil Products	1967	La reacción se lleva a cabo en fase líquida, pasándola por un lecho catalítico en estado sólido.

incluyen Cu, Pt, Ag y Pd, así como sulfuros de metales de transición de los grupos IV, V y VI de la tabla periódica. Estos catalizadores están hechos de soportes de material inerte y son utilizados a temperaturas entre 400 y 600 °C. A temperaturas de reacción menores 315 a 482 °C se utilizan con mucho éxito, combinaciones de óxido de zinc, óxido de circonio, cobre, óxido de cromo y cobre-dióxido de silicio.

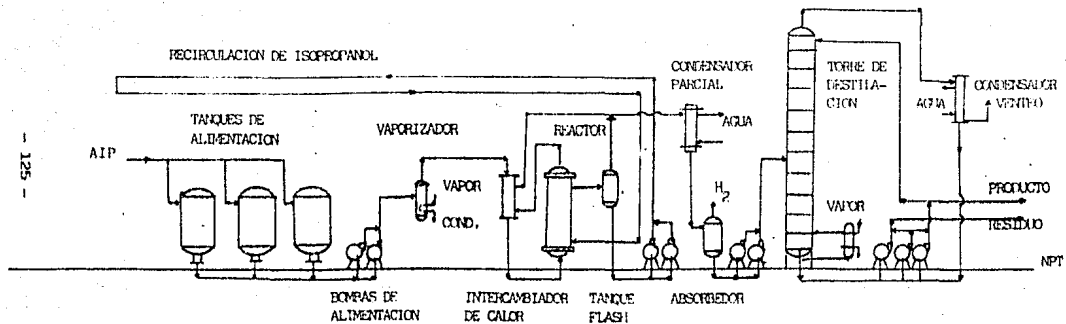
El isopropanol fresco es alimentado a un reactor multitubular. Se suministra calor a la reacción por medio de la fusión de sal. La conversión del isopropanol es de aproximadamente del 93.6% en peso y la selectividad para la acetona es mayor al 95%.

El efluente del reactor se pasa a una torre de absorción para eliminar el hidrógeno que se forma durante la reacción. La solución acuosa de la torre de absorción pasa a un tanque flash para introducirla posteriormente a un tren de fraccionación que consta de 3 torres de destilación, con el fin de purificar la acetona. El isopropanol que no reacciona se recircula al reactor, como se muestra en el diagrama de la Figura III.1.

Dado que los contaminantes en los fondos de la columna fraccionadora de isopropanol tienen concentraciones muy bajas de compuestos orgánicos volátiles, la corriente puede recircularse completamente al absorbedor como medio de absorción.

La corriente de agua de desecho proveniente del tanque flash intermedio, -

FIGURA III.1 DESHIDROGENACION DE ALCOHOL ISOPROPILICO



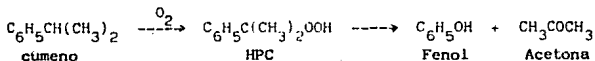
también puede recircularse para reducir el consumo de agua fresca. La concentración de contaminantes en el agua de desecho del flash es función del diseño de la columna. La recirculación de las corrientes antes mencionadas no cambiará las características de la corriente de desecho existente.

Acetona a partir de Cumeno.

Este proceso es el que se usa básicamente para la obtención de fenol, obteniéndose como subproducto la acetona. El proceso está dividido en 4 partes:

1.- Oxidación de Cumeno.— El cumeno se somete a un proceso de oxidación continua con aire a una temperatura de 102 - 112°C y una presión de 80 psig. Convirtiendo cerca del 20% del cumeno en hidroperóxido de cumeno (HPC), el cumeno que no reacciona es recuperado, lavado y recirculado, hasta obtener una solución concentrada de HPC (85%). La reacción de oxidación es exotérmica y debe ser cuidadosamente controlada ya que es muy sensible.

2.- Fraccionamiento de HPC.— Una vez lavado el HPC para eliminar impurezas, es sometido a una descomposición en un reactor especialmente diseñado, para la eliminación del calor de reacción, evitando así descomposiciones y formación de subproductos, obteniéndose fenol y acetona utilizando ácido sulfúrico como catalizador. Las condiciones son de 75°C y 14.7 psia de presión, - las reacciones pueden ser representadas como sigue:



3.- **Purificación de Acetona.**- Los productos de la descomposición son sometidos a un proceso de lavado para eliminar subproductos y posteriormente destilados en torres especiales para obtener acetona con un alto grado de pureza. El promedio industrial esta cercano al 89%.

4.- **Purificación del Fenol.**- El fenol obtenido de la destilación puede ser tratado posteriormente para obtener fenol de mayor pureza, sometiendolo a un proceso catalítico.

El fenol crudo es suficientemente puro para ser utilizado en la producción de resinas y otros derivados.

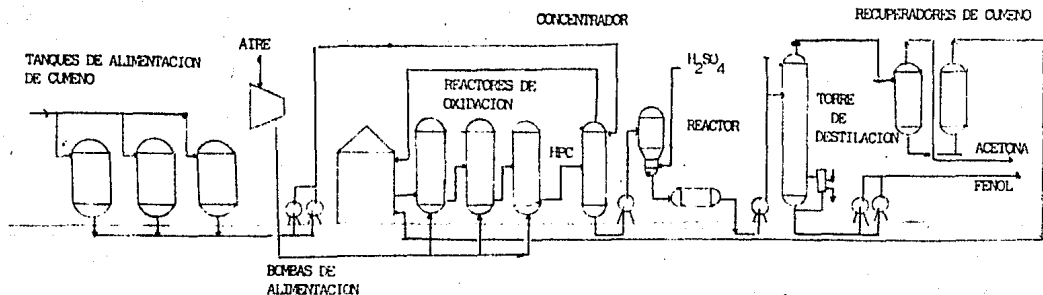
Los residuos de alto punto de ebullición pueden ser destilados para obtener fenol residual y fenol liberado de productos complejos. Al mismo tiempo se obtiene una considerable cantidad de cumeno y alfa-metilestireno; estos productos pueden recircularse para ser modificados después de una operación de hidrogenación, el diagrama de flujo de este proceso se ilustra en la Figura III.2.

Acetona a partir de Benceno y Propileno.

Este proceso esta basado por la integración de los siguientes procesos:

- a) Cumeno a partir de benceno y propileno.
- b) Fenol y acetona a partir de cumeno.

FIGURA III.2 PROCESO DEL CUMENO



El propileno diluido con propano y un exceso de benceno se hacen reaccionar a 130°C y 514.5 psia sobre un catalizador de azufre. La conversión del propileno es casi completa con 93% de selectividad hacia el cumeno. La selectividad del benceno a cumeno es del 97%. Los efluentes que salen del reactor son destilados para recuperar propano y benceno, los cuales son recirculados, finalmente el cumeno es separado de los productos pesados.

El cumeno se oxida con aire a 103 - 113°C y 94 psia para obtener una conversión aproximada del 20% del cumeno a HPC.

El cumeno que no reacciona es recuperado y reciclado, la solución de HPC se concentra y descompone en fenol y acetona utilizando ácido sulfúrico como catalizador. El fenol, acetona y cumeno residual que no reaccionó son separados por destilación. El cumeno es recirculado al reactor. Los productos pesados formados son eliminados para recobrar algo de alcohol. El producto tiene 94.3% mol de pureza teórica.

De acuerdo a la descripción de estos procesos es evidente que un análisis de éstos, de forma cualitativa y cuantitativa, nos proporcionará el proceso adecuado de acuerdo a nuestros intereses técnico-económicos. Por lo que en la siguiente sección se tratarán este tipo de estudios, con los cuales se debe obtener el proceso óptimo. Con esto no se trata de afirmar que el proceso seleccionado sea el mejor de los estudiados, sino que de acuerdo a los intereses particulares de este proyecto, sea el más adecuado conforme a la situación económica que prevalece en el país.

III.2 SELECCION DEL PROCESO

Como se mencionó en la sección anterior, para llevar a cabo una selección adecuada de un proceso, se deben realizar estudios cuidadosos tanto cualitativos como cuantitativos, a fin de esclarecer el panorama y de esta forma contar con un criterio definido y definitivo.

Los siguientes estudios se han formulado con el propósito de obtener el proceso adecuado.

Estudio Cualitativo de Selección.

Como su nombre lo indica, este estudio tiene como fin obtener en forma cualitativa las conveniencias o inconveniencias de cada proceso y nos da la primera tentativa de selección. En la tabla III.2 se dan las principales características de los procesos analizados para su comparación.

El estudio cualitativo de comparación, muestra que el proceso para la obtención de acetona vía benceno-propileno es, en principio el menos conveniente, ya que éste es una fusión de dos procesos, aún cuando con este proceso se abate el precio de materias primas. Técnicamente tiene la desventaja de necesitar de un mayor número de equipo y cuidado para los diferentes tipos de reactores que utiliza, otra desventaja es que el propileno es una materia prima de importación. Además, que la acetona se obtiene como subproducto.

En lo que respecta al proceso de acetona a partir de cumeno, tiene algunas

Tabla III.2 Principales Características de los Procesos.

Nombre del Proceso	Acetona a partir de AIP.	Acetona a partir de Cumeno	Acetona a partir de Propileno-Benceno.
Nº de revoluciones	una	dos	tres
Tipo de reacción	Desidrogenación (endotérmica)	Oxidación (exotérmica)	Oxidación (exotérmica)
Catalizador	Oxido de zinc-Oxido de circonio	Acido sulfúrico	Azufre y ácido sulfúrico
Condiciones de Operación del Proceso	Presión moderada Temperatura Alta	Presión moderada Temperatura moderada	Presión Alta Temperatura moderada
Producto principal	Acetona	Fenol	Fenol
Pureza del producto	Aceptable	Aceptable	Aceptable
Disponibilidad de materia prima	Mala	Buena	Regular
Subproductos	H ₂ , Oxido de mesitilo, orgánicos pesados.	HFC, Alfa metil estireno, acetofenona, hidroxacetona, oxido de mesitilo	HFC, acetofenona, oxido de mesitilo, hidroxacetona.
Efluentes	Agua y cantidades pequeñas de orgánicos pesados.	Acido sulfúrico, agua.	Acido sulfúrico, benceno y agua.

Tabla III.2 Principales Características de los Procesos.
(continuación)

Nombre del Proceso	Acetona a partir de AIP.	Acetona a partir de Cumeno.	Acetona a partir de Propileno-Benzeno.
Ventajas	Se obtiene hidrógeno como subproducto el cual puede utilizarse como combustible o para hidrogenación. El catalizador se puede regenerar.	El catalizador es fácil de obtener y es barato. La pureza obtenida del producto es mayor que en los otros dos.	El calor de reacción es aprovechado para calentar agua. El catalizador es barato y fácil de obtener.
Desventajas	El AIP es importado. Se requiere de dos reactores para regenerar el catalizador.	Mayor obtención de fenol que acetona. La purificación de acetona y fenol implican secuencias de separación, que aumentan la cantidad de equipo.	Se requiere de dos tipos de materia prima, un mayor número de equipos. El propileno no es materia prima de importación.

ventajas con respecto a los otros procesos, ya que el catalizador que utiliza es más fácil de conseguir y es barato aún cuando necesita ser tratado antes de utilizar. Sus condiciones de operación son moderadas y la materia prima es producida por PEMEX. Sin embargo, tiene la desventaja de que la capacidad instalada que existe en el país de materia prima no sería suficiente para este proceso, y se tendría que recurrir a la importación, ya que la capacidad instalada de PEMEX hasta 1987 era de 40,000 Ton/año, y no existen proyectos de ampliación. Otro problema que tiene este proceso es el de obtener como producto principal al fenol, tomando en cuenta que por cada 8.45 gr de acetona se producen 14.098 gr de fenol, por lo tanto si el objetivo es obtener 80,000 Ton/año de acetona, se tendría 133,500 Ton/año de fenol, el cual no posee un mercado nacional potencial.

En cuanto al proceso de alcohol isopropílico, éste tiene la desventaja de que actualmente la materia prima es de importación. Sin embargo tomando en cuenta que PEMEX tiene en etapa de construcción una planta de AIP, esta desventaja quedaría compensada. Además, que la vida media del catalizador puede ser "prolongada" por medio de su regeneración. A diferencia de los otros procesos, este tiene la ventaja de obtener como producto principal a la acetona.

De acuerdo al resultado de este estudio y a lo expuesto anteriormente, se descarta el proceso que utiliza benceno-propileno y se seguirán analizando los dos últimos procesos con mejores alternativas de selección.

Estudio Cuantitativo de Selección.

Para confirmar o descartar la selección de los procesos elegidos en el estudio anterior, es necesario que el procedimiento empleado tenga un carácter más formal, por lo que se requiere de un análisis más profundo, el cual -- obliga a tomar una serie de decisiones que están en relación directa con -- las necesidades y conveniencias de éste proyecto.

Al igual que el estudio de localización, se determinará en este análisis un coeficiente de utilidad para determinar el proceso más adecuado.

Se considerarán a los factores "f" como diferentes características. Cada factor tendrá un peso determinado de acuerdo a su importancia.

Los diferentes factores "f", en base a un criterio lógico y siguiendo la -- proporción en que afecta la elección del proceso serán los siguientes:

- f(1) : Equipo involucrado, excepto reactores, -2.4 unidades/N° de equipo.
- f(2) : Número de reactores, -2.8 unidades/reactor.
- f(3) : Presiones de operación, 0 bajas, -10 moderadas y -20 altas.
- f(4) : Temperaturas de operación, 0 bajas, -10 moderadas y -20 altas.
- f(5) : Planta de materia prima, 0 no hay, 30 en construcción y 50 operando.
- f(6) : Disponibilidad de materia prima, 0 mala, 10 regular y 20 buena.
- f(7) : Pureza de producto, 0 baja, 50 media y 100 alta.
- f(8) : Costos de servicios auxiliares, -0.7 unidades/c U.S.A./Kg.

Para realizar la evaluación de los atributos "A", de los dos procesos, se muestran las tablas III.3 y III.4, en las que se proporciona la información requerida para la evaluación de los procesos.

Los atributos "A" de los procesos seleccionados, manteniendo la secuencia de los factores "f" ya listados son:

Procesos	Acetona a partir de AIP.	Acetona a partir de Cumeno.
A(1)	28	42
A(2)	2	4
A(3)	0	0
A(4)	10	0
A(5)	30	50
A(6)	0	10
A(7)	100	100
A(8)	4.07	5.420

De esta manera los factores que no se pueden considerar proporcionales a los atributos se les dará el valor de 1, así por ejemplo el factor f(5) solo tiene tres opciones, no hay en construcción u operación y su peso ya se considera en el atributo, así para el primer proceso sería:

$$f(5) \cdot A(5) = (1) \cdot (30) = 30 \text{ Unidades}$$

Tabla III.3 Características Técnicas de los Procesos Seleccionados

Proceso	Acetona a partir de AIP.	Acetona a partir de Cumeno.
Equipo principal	3 tanques de almacenamiento 14 bombas 6 intercambiadores 2 reactores 3 torres de destilación 1 torre de absorción 1 tanque flash	3 tanques de almacenamiento. 14 bombas 16 intercambiadores 4 reactores 9 torres de destilación
Condiciones de operación	Presión 14.7 psia Temperatura 400°C	Presión 14.7 psia Temperatura 75°C
Pureza obtenida de producto	99.5% en peso	99.9% en peso
Plantas de materia prima	En construcción	1 planta

Tabla III.4 Costos de Servicios Auxiliares

a) Acetona a partir de AIP, US ¢/Kg.

Servicios	Costo Unitario	Consumo/Ton	¢/Kg
Agua de enfriamiento	1.59 ¢/m ³	153.0 m ³	0.24
Vapor	7.45 ¢/Ton	4.0 Ton	2.97
Agua de proceso	20.60 ¢/m ³	0.42 m ³	0.01
Electricidad	4.00 ¢/Kwh	22.00 Kwh	0.09
Gas natural	0.91 ¢/Ton-Cal	828.00 Ton-Cal	0.76
Total			4.07

b) Acetona a partir de Cumeno, US ¢/Kg.

Agua de enfriamiento	1.59 ¢/m ³	220.00 m ³	0.35
Vapor	7.45 ¢/Ton	4.20 Ton	3.11
Agua de proceso	20.60 ¢/m ³	0.86 m ³	0.02
Electricidad	4.00 ¢/Kwh	328.00 Kwh	1.31
Gas natural	0.63 ¢/Ton-Cal	1.46 Ton-Cal	0.93
Total			5.72

Notese la diferencia para el mismo proceso en el factor $f(1)$ que sería de -2.3 unidades/Nº de equipo.

$$f(1) * A(1) = (-2.3 \text{ Unidades/Nº de equipo}) * (28 \text{ equipos}) = -64.4 \text{ unidades}$$

En este estudio se considera que la mejor opción está dada por el valor mayor del índice de utilidad "U", el cual se determina de la siguiente manera:

$$U_{AIP} = f * A_{AIP}$$

$$U_{Cum.} = f * A_{Cum.}$$

Desarrollando, se tiene:

$$U_{AIP} = (f(1), f(2), \dots, f(8)) * \begin{bmatrix} A(1) \\ A(2) \\ \vdots \\ A(8) \end{bmatrix}$$

Sustituyendo valores:

$$U_{AIP} = (-2.4, -2.2, -1, -1, 1, 1, 1, -0.7) * \begin{bmatrix} 28 \\ 2 \\ 0 \\ 10 \\ 30 \\ 0 \\ 100 \\ 4.07 \end{bmatrix}$$

$$U_{AIP} = 44.351 \text{ unidades}$$

$$U_{Cum.} = 44.206 \text{ unidades}$$

Se puede observar claramente que dentro de los factores de mayor peso se encuentran relacionados con la cantidad de equipo involucrado, ya que un mayor número de equipo, como en el caso del proceso vía cumeno ocasiona un incremento en costos directos, provocando así un mayor desembolso de recursos económico.

En conformidad con el resultado obtenido del coeficiente de utilidad, la alternativa a elegir es el proceso de obtención de acetona vía AIP. Sin embargo, por la pequeña diferencia entre los coeficientes de utilidad, podría pensarse que por el hecho de que el AIP es una materia prima de importación ocasione serios problemas de dependencia y un alto costo a nuestro presupuesto. No obstante como ya se mencionó, actualmente se construye una planta con capacidad de 75,000 Ton/año y posibilidades de ampliación de ésta, con lo cual podemos contar con un suministro permanente o al menos seguro para la planta de acetona y de esta manera reducir los costos que implica las importaciones de materia prima considerablemente.

En cuanto al proceso vía cumeno, no solo el gran número de equipos involucrados le provoca serios problemas. También el obtener una enorme cantidad de fenol, que como ya se dijo no posee un mercado nacional bien estructurado y la posibilidad de exportarlo a Estados Unidos es poco acertada, ya que actualmente dicho país ha desarrollado nueva tecnología para producir fenol a través de tolueno sin tener subproductos. Este proceso ha tenido un gran auge, ya que está apoyado por la EPA, no así el proceso convencional. Con lo que respecta a América Latina y otros Países, su importación de fenol es

Pequeña (ver tabla II.14), esto se debe principalmente al desarrollo tan pobre que han tenido los países latinos en cuanto a resinas fenólicas y sus aplicaciones se refiere.

De acuerdo con lo expuesto en el párrafo anterior y a los resultados obtenidos con estos estudios se puede concluir que el proceso que más se apega a los intereses y economía nacional, es el proceso de acetona a partir de AIP, por lo que el desarrollo de este proyecto se basará en este último proceso.

CAPITULO I

LOCALIZACION DE LA PLANTA

Estudio de Localización

Dada la diversidad de factores que se manifiestan en una región, los cuales afectan el desenvolvimiento económico de las mercancías que se distribuyen en las zona o en lugares aledaños, es de suma importancia considerar con -- todo cuidado, todas las implicaciones que la selección del lugar para la -- ubicación de la planta representa. Una adecuada estrategia para la conside-- ración de este apartado, podrán darle todo el impulso mercadotécnico que un producto, resultado de la mano de obra más calificada, así como de la mejor tecnología, necesita y que de lo contrario ni aún con estas características triunfaría económicamente dicho producto.

IV.1 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA SELECCION DEL LUGAR.

A menos que se trate de ampliar y/o mejorar instalaciones existentes, la -- ubicación de una planta industrial no es decisión fácil, ya que se debe to-- mar en cuenta una amplia gama de factores, la importancia relativa entre es-- tos varía para cada proyecto en particular.

A continuación se describen los factores involucrados para la localización de plantas industriales y la interpretación de los mismos, para posterior--

mente escoger y dar los criterios considerados para seleccionar este lugar.

a) Mercado.- Se deben considerar las características del producto, tomando en cuenta los siguientes factores:

- Localización de industrias consumidoras y las tendencias de los nuevos -- usuarios.
- Competencia presente y futura (su localización en la República Mexicana).
- Aspectos relacionados con exportaciones.

b) Materias Primas.- Debe haber un suministro estable y continuo, considerando los siguientes puntos:

- Fuentes de materia prima.
- Disponibilidad presente y futura.
- Logística de distribución, costo, fletes, inventarios, etc.
- Aspectos relacionados con importaciones.
- Sustitutos para materias primas.

c) Aspectos Fiscales.- En este punto, es necesario establecer un esbozo general al respecto, dado por el Plan Nacional de Desarrollo Industrial.

Este plan, pretende descentralizar territorialmente la actividad económica, encaminando las inversiones hacia las costas, fronteras y otras localidades que pueden convertirse en alternativas viables a los grandes centros indus-

triales del país (México, Guadalajara, Monterrey), por lo que se encuentran regiones prioritarias.

En la actualidad se ha fijado un esquema regional para la ejecución de programas de estímulos, para la descentralización territorial de las actividades industriales establecido en el Plan Nacional de Desarrollo Urbano, donde se señalan las zonas consideradas como prioritarias.

Las siguientes zonas presentan un apoyo adicional en infraestructura económica y en servicios urbanos por parte del gobierno:

- Zona (I).- Están en primer plano. fronteras y costas (la finalidad es exportar y quedar lo suficientemente fuera del mercado interno). Esta zona tiene los estímulos preferenciales. Comprende cuatro puertos y un centro motriz (Coahuacoalcos, Lazaro Cardenas, Las truchas, Salina Cruz, Tampico y Matamoros) que tienen las principales ventajas, prioridad zona I-A y 11 -- ciudades (localidades distribuidas a lo largo de la red nacional de gas natural) tiene menos ventajas fiscales que los puertos, prioridad zona I-E.
- Zona (II).- De prioridades estatales, no tienen ventajas fiscales.
- Zona (III).- Zona de crecimiento controlado: D.F.

En la tabla 3.1 se muestran los estímulos fiscales, los cuales los podemos resumir de la siguiente manera:

Incentivos para la zona I-A: Descuento de un 30% en los siguientes produc--

tos básicos: energía eléctrica, combustóleo, gas natural y petroquímicos -- básicos.

Incentivos para la zona I-B: Descuento de un 10% en los productos mencionados anteriormente.

Este tipo de medidas se llaman de precios diferenciales, en el caso de los energéticos tienen un ámbito de aplicación exclusivamente regional. Existen otros tipos de estímulos que aparecen en la tabla IV.1, no obstante alguno de estos no influyen en la localización de la planta, pero que si es importante considerarlos para el desarrollo de ésta.

Todas la zona prioritaria I-A cuenta con agua tanto superficial como subterránea, vías de comunicación e infraestructura urbana, centros de educación, mercados, parques, cines, iglesias, etc. Es decir tienen una población tipo Urbano - Industrial. En éstos centros de población se puede asegurar una oferta local de mano de obra.

Como se observará en los mapas mostrados posteriormente, en su mayoría las áreas prioritarias, se encuentran localizadas en torno a la red nacional de gasoductos, oleoductos, poliductos, centro de refinación como centros productores y terminales de productos petroquímicos, agencias de ventas y bodegas foráneas, que se emplean también en la selección del lugar donde se --- instalara la planta productora de acetona.

Tabla IV.1 Entulmos Fiscales a la Industria.

Localización geográfica de las inversiones	Prioridades Sectoriales					Todas las actividades - Industriales	
	Micro-Industria	Pequeña Industria	Actividades Prioritarias Categoría 1	Actividades Prioritarias Categoría 2	Actividades - no prioritarias.	Compra de maquinaria y equipo de fabricación nacional.	Empleo generado por turno adicional.
	Crédito Fiscal **						
Zona I. De máxima prioridad nacional.	40%/Inversión	30%/Inversión	30%/Inversión 20%/Empleo	20%/Inversión 20%/Empleo	Nada	10%	20%/Empleo adicional
Zona II. De máxima prioridad estatal.	40%/Inversión	30%/Inversión	20%/Inversión 20%/Empleo	15%/Inversión 20%/Empleo	Nada	10%	20%/Empleo adicional
Zona III. De ordenamiento y Regulación							
A. Área de crecimiento controlado.	Nada	Nada	Nada	Nada	Nada	10%	Nada
B. Área de consolidación	30%/Inversión	20%/Inversión ****	Nada 20%/Empleo ***	Nada 20%/Empleo ***	Nada	10%	20%/Empleo adicional
Fuero del País	30%/Inversión	20%/Inversión ***	15%/Inversión 20%/Empleo	10%/Inversión *** 20%/Empleo	Nada	10%	20%/Empleo adicional

* Empresas con activos fijos no superiores a 200 veces el salario mínimo anual del Distrito Federal.

**Sustituye las exenciones vigentes sobre diversos impuestos-Importación, timbre, ingresos mercantiles y rentas de las empresas y deducciones tributarias con la depreciación acelerada. Puede utilizarse para el pago de cualquier impuesto federal no destinado a un fin específico.

***Se aplica únicamente a ampliaciones de la capacidad productiva dentro de la misma actividad industrial.

****Se concede el beneficio únicamente en parques y corredores industriales específicos.

Nota:

El porcentaje se aplica sobre la inversión para la construcción de edificios e instalaciones y la adquisición de maquinaria y equipo nuevo, directamente relacionados con el proceso productivo. Se otorga en el momento de ejercerse la inversión. En el caso del empleo, el porcentaje se aplica, por un periodo de dos años, sobre la nómina valorada al nivel del salario mínimo anual.

Todo lo anterior se utiliza como criterios de selección del lugar.

Como ya se menciona el país se divide en tres zonas, con los siguientes municipios por estado:

Zona I .- De Maxima Prioridad Nacional.

Zona I-A.- De prioridad para el desarrollo portuario industrial.

Michoacan:	Lazaro Cárdenas, La Unión.
Oaxaca:	Juchitán de Zaragoza, Salina Cruz, San Blas Atempa, San Mateo del Mar, San Pedro Comitancillo, San Pedro Huilotepec, Santa María Mixtequilla, Santa María Xadani, Santo Domingo Tehuantepec.
Tamaulipas:	Altamira, Cd. Madero, Pánuco, Pueblo Viejo, Tampico, -- Tampico Alto.
Veracruz:	Coatzacoalcos, Cosoleacaque, Ixhuatlán del Sureste, Jalitlán de Morelos, Minatitlán, Moloacán, Zaragoza.

Zona I-B.- De prioridad para el desarrollo Urbano - Industrial.

Aguascalientes:	Aguascalientes, Jesus María, Pabellón de Arteaga y Rincón de Romos.
Baja C. Norte:	Ensenada, Mexicali, Tecate y Tijuana.
Baja C. Sur:	La Paz.

Campeche: Campeche.
Coahuila: Acuña, Monclova, Piedras Negras, Ramos Arizpe, Saltillo y Torreón.
Colima: Colima, Coquimatlán, Manzanillo, Tecoman y Villa de Alvarez.
Chiapas: Bochil, Chiapa de Corzo, Ixtacomitán, Ixtapa, Juárez, - Jitotol, Pichucalco, Pueblo Nuevo Solistahuacan, Reforma, Solosuchiapa, Soyoló, Tapachula, Terán y Tuxtla.
Chihuahua: Chihuahua, Juárez.
Durango: Durango, Gómez Placio y Lerdo.
Guanajuato: Apaseo el Grande, Celaya, Irapuato, León, Salamanca, -- San Francisco del Rincón, Silao y Villagrán.
Guerrero: Chilpancingo de los Bravos e Iguala de la Independencia.
Hidalgo: Huejutla.
Jalisco: Cd. Guzman, Encarnación de Díaz, Lagos de Moreno y San Juan de los Lagos.
Nayarit: Jalisco, Tepic.
Nuevo Leon: Anahuac, Bustamante, Cerralvo, Lampazos de Naranjo, Linares, Sabinas Hidalgo y Villaldama.
Oaxaca: Asunción Ixtaltepec, El Barrio, Cd. Ixtepec, El Espinal, Matías Romero, San Juan Guichicovi, Santa María Petapa, Santo Domingo Petapa, Teotitlan del Valle y Tlacoachagua de Morelos.
Puebla: Tehuacán, Tepango de López.
Queretaro: El Marqués (parcial), Querétaro, Pedro Escobedo (parcial) y San Juan del Rio.

Quintana Roo: Othon P. Blanco, Payo Obispo.
 San Luis Potosí: Cd. Valles, Ebano, San Luis Potosí, Soledad Díaz Gutiérrez y Tamaulín.
 Sinaloa: Ahome, Culiacán, Guasave y Mazatlán.
 Sonora: Agua Prieta, Cajeme, Cananea, Emplame, Guaymas, Hermosillo, Huatabampo, Naco, Navojca, Nogales y Santa Cruz.
 Tabasco: Cárdenas, Centro, Comalcalco, Cuanducán, Huimanguillo, Macuspana y Paraiso.
 Tamaulipas: González, Gustavo Díaz Ordaz, Mante, Matamoros, Nuevo Laredo, Reynosa, Rio Bravo y Valle Hermoso.
 Veracruz: Amatlán de los Reyes, Acayucán, Alvarado, Boca del Rio, Córdoba, Chinameca, Coatzacoahuila, Jesús Carranza, Oluta, Orizaba, Oteapan, Pánuco, Poza Rica de Hidalgo, Pueblo Viejo, Sayula, Soconusco, Tampico Alto, Texistepec, Tuxpan y Veracruz.
 Yucatán: Mérida, Progreso y Umán.
 Zacatecas: Calera, Fresnillo, Guadalupe y Zacatecas.

Zona II .- De Máxima Prioridad Estatal.

Integrada por aquellos municipios que los Ejecutivos Estatales señalen como prioritarios para la ubicación de actividades industriales.

Municipios Ubicados en la Zona II

Aguascalientes: Asientos, Calvillo y Cosío.

Baja California: Ensenada y Tecate.

Baja California Sur: Comondú y Mulegé.

Campeche: Carmen, Champotón y Palizada.

Coahuila: Allende, Frontera, Parras, San Juan Sabinas y San Pedro de las Colonias.

Colima: Armería, Cuahuatémoc y Minatitlán.

Chiapas: Arriaga, Cintalapa, Huixtla, Motozintla, Ocosingo (a excepción de la zona de la selva) y Pichucalco.

Chihuahua: Camargo, Cuahuatémoc, Delicias, Hidalgo del Parral, Jiménez y Nuevo Casas Grandes.

Durango: Canatlán, Cuencamé, Guadalupe Victoria, Pueblo Nuevo, Santiago Papasquiaro y Vicente Guerrero.

Guanajuato: Acámbaro, Moreleón, San José Iturbide, San Luis de la Paz y Uriangato.

Guerrero: Acapulco, Coyuca de Catalán, Leonardo Bravo, Pungarabato, Tecpan de Galeana y Zumpango del Río.

Hidalgo: Huichapan, Ixmiquilpan, San Felipe Orizatlan, Tulancingo y Zacualtipán.

Jalisco: Acatlán de Juárez, Ameca, Atotonilco El Alto, Ixtlahuacán de los Membrillos, Ocotlán, Poncitlán, San Miguel El Alto, Tepatitlán de Morelos, Tuxpan, Villa Hidalgo, Zacoalco de Torres, Zapotiltic y Zapotlanejo.

México: Atlacomulco, El Oro, Tejupilco, Temascalcingo, Tenancingo y Villa Victoria.

Michoacán: Apetzingán, Contepec, Ecuandureo, Hidalgo, La Piedad, -
 Sahuayo, Zacapu, Zamora y Zitácuaro.

Morelos: Amacuzac, Ayala, Axochiapan, Jojutla, Jonacatepec, Puen
 te de Ixtla, Tepalcingo y Zacatepec.

Nayarit: Acaponeta, Compostela, Ixtlán del Río y San Blas.

Nuevo Leon: General Bravo, Dr. Arroyo, Galeana, García, Mina, Monte
 morelos y Salinas Victoria.

Oaxaca: Cd. Ixtepec, Huajuapán de León, Loma Bonita, Matías Ro-
 nero, Oaxaca de Juárez, Ocotlán de Morelos, San Agustín
 de las Juntas, San Agustín Etla, San Juan Bautista, Cui
 catlán, San Pedro Mixtepec, San Pedro Pochutla, Santa -
 Lucía del Camino, Santa María del Tule, Santa María Hua
 tulco, Santiago Pinotepa Nacional y Villa de Etla.

Puebla: Chignahuapan, Huauchinango, Izúcar de Matamoros, Nopalú
 can, Oriental, Rafael Lara Grajales, Tecamachalco, Te--
 peaca, Tezuatlán, Tlatlauquitepec y Zacatlán.

Querétaro Cadereyta, Corregidora y Jalpan.

Quintana Roo Benito Juárez y Felipe Carrillo Puerto.

San Luis Potosí: Matehuala, Salinas, Santa María del Río, Tierranueva y
 Zaragoza.

Sinaloa: Angostura, El Fuerte, Escuinapa, Navolato y Salvador --
 Alvarado.

Sonora: Caborca, Cananea, Empalme y San Luis Río Colorado.

Tabasco: Balancán, Cárdenas, Comalcalco y Macuspana.

Tamaulipas: Monte, Miguel Alemán, San Fernando, Valle Hermoso y Vic
 toria.

Tlaxcala: Apizaco, Atlangatepec, Cuapixtla, El Carmen, Huamontla, Tetla, Tzompantepec y Xalostoc.

Veracruz: Acayucan, Alvarado, Coatepec, Cosamaloapan, Fortín, Jalapa, Martínez de la Torre, Río Blanco, San Andrés Tuxtla, Temapache y Tierra Blanca.

Yucatán: Dzilam de Bravo, Motul y Tekax.

Zacatecas: Jerez, Ojo Caliente y Sombrerete.

Zona III .- De Ordenamiento y Regulación.

Zona III-A.- Area de crecimiento controlado.

Distrito Federal

Hidalgo: Tizayuca

Estado de México: Acolmán, Amecameca, Atenco, Atizapán de Zaragoza, Atlautla, Axapusco, Ayapango, Coacalco, Cocotitlán, Coyotepec, Cuautitlán, Chalco, Chiautla, Chicoloapan, Chiconcuac, Chimalhuacán, Ecatepec, Ecatzingo, Huehuetoca, -- Huixquilucan, Isidro Fabela, Ixtapaluca, Jaltenco, Jilotzingo, Juchitepec, La Paz, Melchor Ocampo, Naucalpan de Juárez, Netzahualcóyotl, Nextlalpan de Juárez, Nicolás Romero, Nopaltepec, Otumba, Ozumba, Papalotla, San Martín de las Pirámides, Tecámac, Temamatla, Temascalapa, Tenango del Aire, Teoloyucan, Teotihuacán, Tepetlaxotoc, Tepetlixpa, Tepotzotlán, Texcoco, Tezoyuca, Tlalnalco, Tlalnepantla, Tultepec, Tultitlán y Zumpango.

Zona III-B.- Area de consolidación.

- Hidalgo:** Ajacuba, Almoloya, Apan, Atitalaquia, Atotonilco de Tula, Cuauhtepic, Emiliano Zapata, Epazoyucan, Mineral de la Reforma, Mineral del Monte, Omitlán de Juárez, Pachuca, San Agustín Tlaxiaca, Singuilucan, Tepeapulco, Tepic de Ocampo, Tepetitlán, Tetepango, Tezontepic de Aldama, Tlahuelilpan, Tlanalapa, Tlaxcoapan, Tolcayuca, Tula de Allende, Villa de Tezontepic, Zapotlán de Juárez y Zempoala.
- Jalisco:** El Salto, Guadalajara, Juanacatlán, Tlajomulco, Tlaquepaque, Tonalá y Zapopan.
- Estado de México:** Almoloya de Juárez, Almoloya del Río, Apaxco, Atizapán, Calimaya, Capulhuac, Chapa de Mota, Chapultepec, Hueyapoxtla, Ixtlahuaca, Jalatlaco, Jilotepec, Jiquipilco, - Jocotitlán, Joquicingo, Lerma, Malinalco, Metepec, Mexicalcingo, Morelos, Ocoyoacac, Ocuilán, Oztolotepec, Rayón, San Antonio la Isla, San Mateo Atenco, Soyaniquilpan de Juárez, Temoaya, Tenango del Valle, Tequixquiac, Texcalyacac, Tianguistenco, Timilpan, Teluca, Villa del Carbón, Xonacatlán y Zinacantepec.
- Morelos:** Atlatlahuacán, Cuatla, Cuernavaca, Emiliano Zapata, - Huitzilac, Jutepec, Miacatlán, Ocuilco, Temixco, Tezotztlán, Tetela del Volcán, Tlalnepantla, Tlayacapan, - Totolapan, Xochitepec, Yautepec, Yecapixtla y Zacualpan.

Nuevo León: Abasalo, Apodaca, Ciénega de Flores, El Carmen, Garza -
 García, General Escobedo, Guadalupe, Juárez, Monterrey,
 Pesquería, San Nicolás de los Garza, Santa Catarina y -
 Santiago.

Puebla: Acteopan, Atlixco, Atzitzihuacán, Calpan, Cohuecan, Co-
 ronango, Cuautlancingo, Chiahutzingo, Chiconcuautla, --
 Domingo Arenas, Huaquechula, Huejotzingo, Juan C. Boni-
 lla, Nealticán, Ocoyucan, Puebla, San Andrés Cholula, -
 San Felipe Teotlalcingo, San Gregorio Atzompa, San Jeró-
 nimo Tecuanipan, San Martín Texmelucan, San Matías Tla-
 lancateca, San Miguel Xoxtla, San Nicolás de los Raa---
 chos, San Pedro Cholula, San Salvador el Verde, Santa -
 Isabel Cholula, Tepemaxalco, Tianguismanalco, Tlahuapan,
 Tlaltenango y Tochimilco.

Tlaxcala: Amaxac de Guerrero, Antonio Carbajal, Calpulapan, Chiau-
 tempan, Domingo Arenas, Espanitas, Hueyotlipan, Ixtaxiux-
 tla, José María Morelos, Juan Cuamatzi, Lardizábal, Lá-
 zaro Cárdenas, Mariano Arista, Miguel Hidalgo, Nativi-
 tas, Panotla, San Pablo del Monte, Santa Cruz Tlaxcala,
 Tenancingo, Teolochoelco, Tepeyanco, Tetlatlahuac, Tlax-
 cala, Totolac, Xaltocan, Xicoténcatl, Xicohtzingo, Yauh-
 quemecan y Zacatelco.

Las empresas que se reubiquen en los parques y zonas industriales de la zona III-B de los estados de Hidalgo, México, Morelos, Puebla y Tlaxcala que fueron objeto de un convenio con el Gobierno Federal, gozarán de un crédito fiscal contra impuestos federales no destinados a un fin específico cuyo monto se determinará considerando los conceptos y porcentajes que se indican en el siguiente cuadro:

Concepto:	Porcentajes de crédito fiscal
1.- Valor neto de reposición de los activos fijos muebles reubicados.	10%
2.- Impuesto sobre la renta causado por la ganancia derivada de la enajenación de bienes inmuebles.	50%
3.- Gastos realizados para la reubicación industrial.	10%

Estos parques y zonas industriales son:

I.- Estado de Hidalgo

- 1.- Parque de Pequeña y Mediana Industria de Cd. Sahagún, en Cd. Sahagún.
- 2.- Parque Industrial de Tepeji del Río, en Tepeji del Río.
- 3.- Parque Industrial de Tula, en Tula.
- 4.- Parque Industrial La Reforma, en Pachuca.

II.- Estado de México.

- 1.- Parque Industrial Exportec Horizonte XXI (antes Canaleja), en Toluca.
- 2.- Parque Industrial El Cerillo, en Lerma.
- 3.- Parque Industrial San Antonio Buenavista.

- 4.- Parque Industrial Jilotepec, en Jilotepec.
- 5.- Parque Industrial Jocotitlán, en Jocotitlán.

III.- Estado de Morelos.

- 1.- Cd. Industrial del Valle de Cuernávaca (CIVAC) en Jiutepec.
- 2.- Parque Industrial de Cuautla, en Cuautla.

IV.- Estado de Puebla.

- 1.- Parque Industrial Puebla 2000, en Puebla.
- 2.- Corredor Industrial Quetzalcóatl, de Huejotzingo a San Martín Texmelucan.

V.- Estado de Tlaxcala.

- 1.- Parque Industrial de Ixtacuixtla, en Villa Mariano Matamoros.
- 2.- Parque Industrial de Calpulapan, en Calpulapan.
- 3.- Parque Industrial Xiloxotla.

d) Agua.- Existe carencia de agua en muchos lugares del país, por lo que ha sido necesario reglamentar el uso del agua, así como la recuperación por medio de cuatro tratamientos adecuados de los efluentes; debe haber suficiente agua de servicios, para uso industrial y doméstico, por lo que este parámetro se ha ampliado como uno de los factores de localización de plantas industriales. Los requerimientos del lugar deberán ser:

- Disponibilidad, cantidad, requisitos legales.
- Calidad, características biológicas y químicas.

- Confiabilidad.

- Costos.

e) Energía Eléctrica y Combustible.— Este es uno de los factores decisivos, sin la disponibilidad de estos es prácticamente imposible establecer una planta; en base a un estudio económico de confiabilidad y optimización de operación, se justifica la dependencia o autosuficiencia o una combinación de ambas, de acuerdo con la disponibilidad de energía con que se cuenta en el lugar, deberá considerarse también, la planeación de futuras fuentes, -- así como la factibilidad de su uso; los requisitos son:

- Disponibilidad, cantidad.

- Características de las fuentes.

- Confiabilidad de fuentes de corrientes eléctricas.

- Necesidad de fuente de emergencia.

- Costos.

El suministro de combustible, deberá estar asegurado con una conveniente -- planeación integral de recepción y almacenamiento.

f) Medios de Transporte.— Las facilidades de comunicación serán un aspecto importante de la selección del lugar, por lo que el lugar deberá contar con los siguientes requisitos:

- Carreteras.

- Ferrocarriles y transportación aérea.

- Vías fluviales y marítimas.

- Características como; costos, confiabilidad, etc.

g) Condiciones Climatológicas.-- En esta parte se consideran aspectos como:

- Altura sobre el nivel del mar.
- Condiciones de temperatura y humedad.
- Frecuencia de temblores, huracanes, etc.

h) Mano de Obra.-- El lugar deberá contar con suficientes recursos humanos, la zona será influenciada por la planta, de donde podrá haber una elevación en el nivel de vida de sus habitantes, en este caso los posibles requisitos son:

- Disponibilidad, calidad.
- Posibles relaciones sindicales en el lugar.
- Posibilidad de entrenamiento.
- Costos, tabuladores.

i) Desarrollo del Lugar.-- En esta etapa, se consideran las características del terreno, resistencia de éste, acceso a ferrocarriles, carreteras, etc. y las consideraciones son:

- Espacio para expansión.
- Provisión y espacio para expansión en plantas existentes, planes futuros en otras líneas.

j) Factores de Comunidad.-- Deberá considerarse, que con la creación de nuevas fuentes de trabajo, en la construcción y la operación de la planta incrementará la población de la localidad, por lo que se requerirán servicios

asistenciales, tanto en las comunidades cercanas como en los centros de trabajo, de esta manera, al disponerse de esta infraestructura se tendrá un mayor estímulo para el desarrollo industrial de la zona, los requisitos en este caso serán:

- Disponibilidad y costos de casas.
- Parques, cines, teatros, bibliotecas, etc.
- Escuelas.
- Hospitales, médicos, servicios de emergencia.
- Servicios municipales en general.
- Instalaciones y actividades recreativas.
- Hoteles y restaurantes.

k) Control Ambiental.- se deberán considerar las leyes y especificaciones que al respecto tenga la localidad, considerar los medios de disposición de efluentes y de desperdicios.

Además de las consideraciones ya mencionadas, se debe conocer que tipos de servicios hay en lugar seleccionado como son: servicio telefónico, telegráficos, de radio y de correo, también se considera la legislación local.

IV.2 SELECCION DEL LUGAR DONDE SE INSTALARA LA PLANTA.

Es evidente y practicamente no es posible que un lugar cumpla con todos los requisitos ya mencionados, y como ya se dijo anteriormente, con algunas consideraciones (de peso) que se cumplan puede ser suficiente para una buena eleccion.

Para seleccionar el lugar adecuado donde se instalará la planta, se hará en base a un estudio cualitativo y otro cuantitativo, este último implica un análisis de decisiones, los cuales se desarrollan por separado en los siguientes dos puntos.

Estudio Cualitativo de Selección.

En el estudio anterior se contemplaron los principales puntos que deben incluirse en la selección del lugar donde se instalará la nueva planta, con esto una primera alternativa de selección serían las zonas ircentivadas por el gobierno.

La Zona I-A que son las de máxima prioridad aparecen localizadas en los mapas IV.1 , IV.2 y IV.3, que se encuentran en los estados de Tamaulipas, Veracruz, Michoacan y Oaxaca.

En esta zona se considera otro factor: las materias primas, ya que se encuentra que estas se producen principalmente en Veracruz, de acuerdo al proyec-

to que se esta realizando en Morelos Veracruz donde se produciran 75 000 --
Ton/año de AIP.

Las condiciones climatológicas son similares en las 4 zonas, aunque en Oaxa
ca hay zonas muy sísmicas y por el otro lado, la zona del golfo es más pro-
pensa a huracanes.

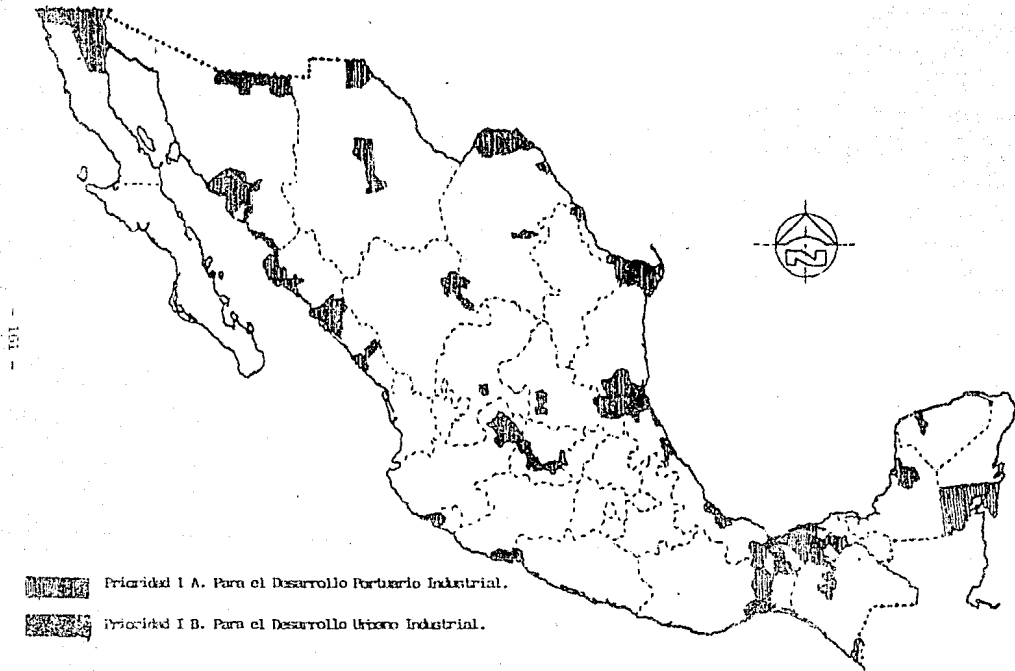
Tomando como base el estudio de mercado nacional e internacional de donde --
se desprende la posibilidad de exportar acetona principalmente a Estados --
Unidos y a Centro América, considerando las zonas que tienen los mejores --
estimulos fiscales, vías de comunicación, mano de obra, etc., se propone --
establecer la planta en alguna zona del golfo de México.

Para determinar la localización específica de la planta, un criterio que --
justifique la selección del lugar es el costo de transportación de materias
primas y/o productos a sus destinos finales.

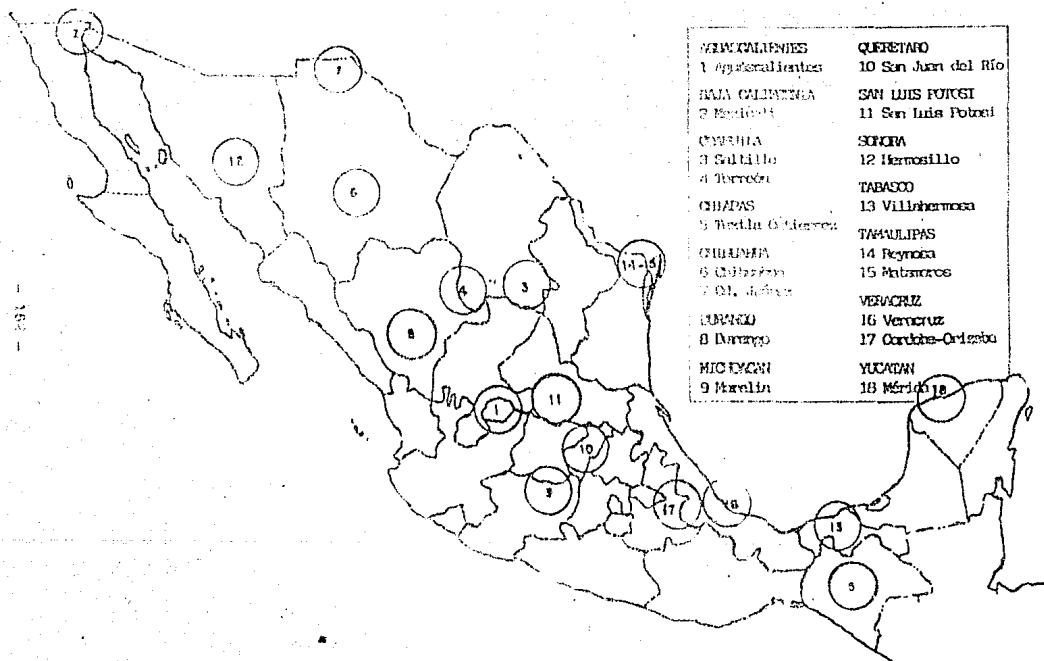
En base a lo anterior, existen cuatro zonas que pueden competir para elegir
la más adecuada a nuestros requerimientos, las zonas a considerar son las -
siguientes (ver mapa IV.4):

Veracruz	(Veracruz)
Coatzacoalcos	(Veracruz)
Tampico	(Tamaulipas)
Matamoros	(Tamaulipas)

Mapa IV .1 Zona I de Estimulos Preferenciales

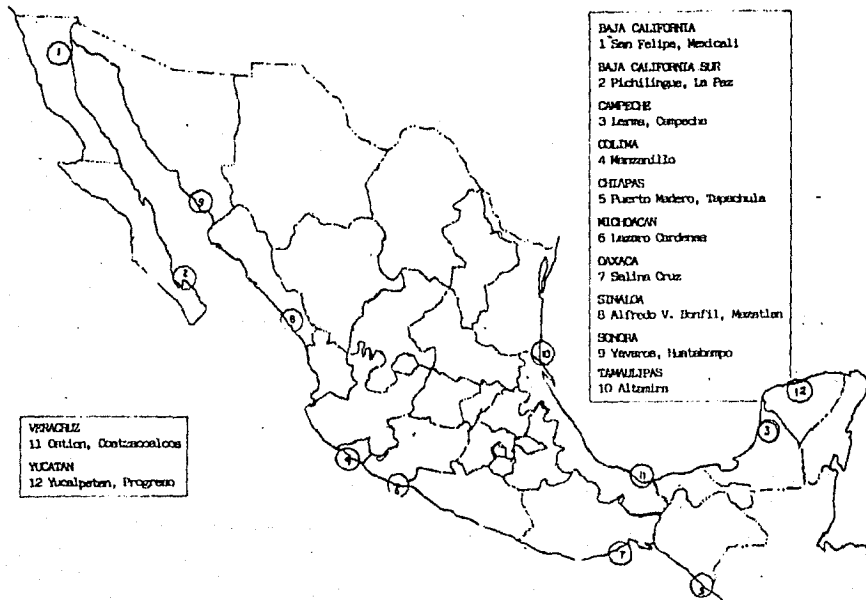


Mapa IV.2. Centros Motrices para el Desarrollo Industrial

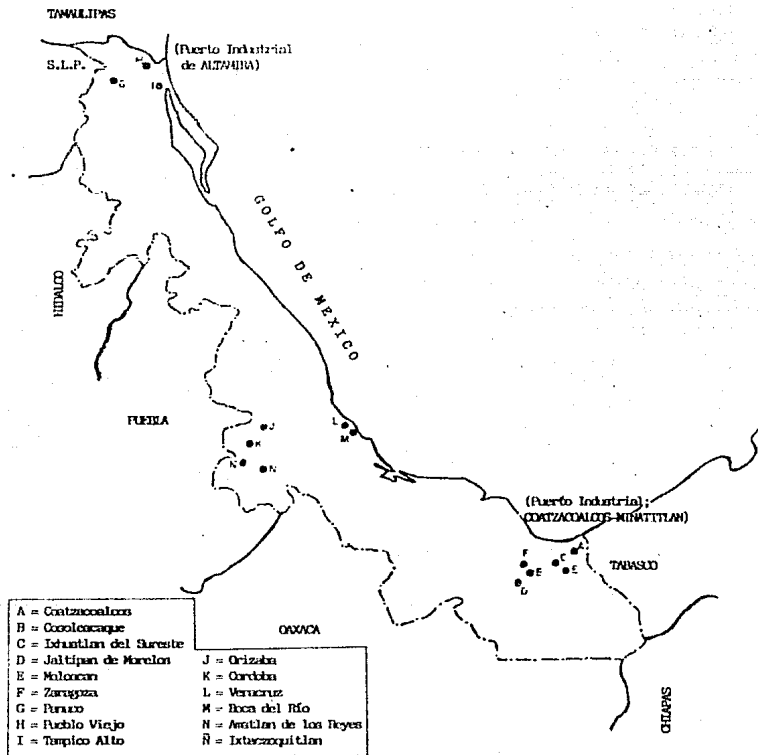


150

Mapa IV.3 Centros Motrices para el Desarrollo Industrial.



Mapa IV.4 Corredores y Puertos Industriales.
VERACRUZ



Los tres primeros se eligieron principalmente por ser zonas que cuentan con puertos que se comunican al extranjero, como se muestra en la tabla IV.2. - Aún cuando Matamoros no cuenta con puertos es un centro motriz para la exportación (ver mapa IV.5), además de estar relativamente cerca al puerto industrial de Altamira y Tampico, aunque tienen la desventaja de que hay que recorrer una gran distancia para transportar la materia prima hasta ese lugar.

En cuanto a Veracruz, éste es el puerto de mayor acceso tanto hacia el extranjero como desde el extranjero, aunado a esto, la cercanía que tiene con Morelos Veracruz, lugar donde se encuentra la planta de AIP.

En lo referente al municipio de Coatzacoalcos, aparentemente esta es la zona que cuenta con mayores ventajas; ya que la distancia de la fuente de materias primas es mínima, además de contar con un puerto que comunica a los principales centros de exportación de interés en este estudio, (ver tabla - IV.2).

Por último se eligió Tampico por ser un puerto, que al igual que los lugares anteriores, cuenta con estímulos fiscales y por ser una zona intermedia entre los ya mencionados.

En lo que se refiere a la disponibilidad de mano de obra, la tabla IV.3 muestra la población por ciudad en la República Mexicana, notese que las que cuentan con mayor número de habitantes son Tampico y Veracruz, siguiéndoles

Mapa IV.5 Centros Motrices para el Desarrollo Industrial.

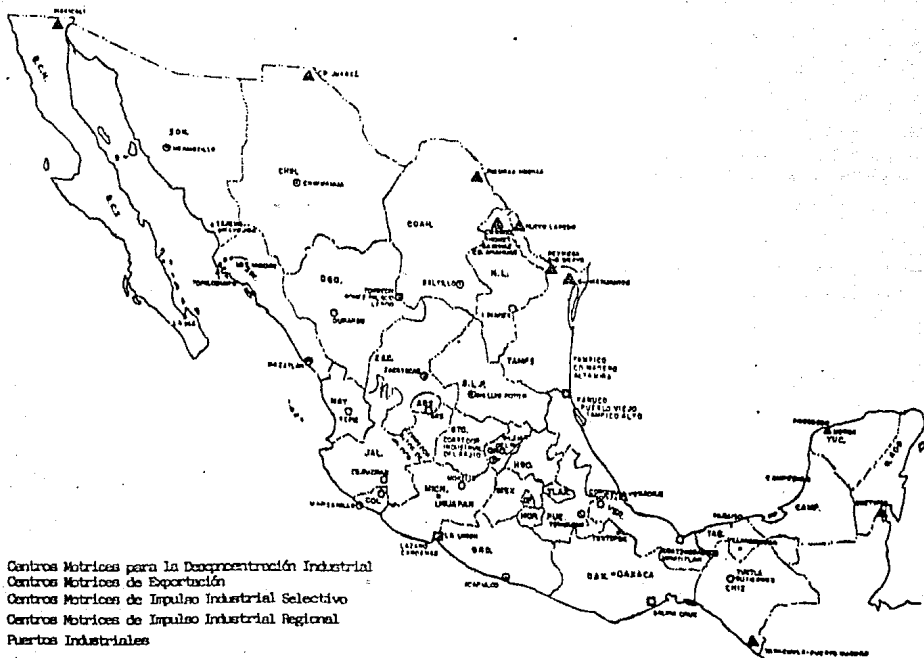


Tabla IV2 Comunicación entre Puertos Mexicanos y el Extranjero.

Puerto	E.E.U.U.		Centro- Sud-		Europa	Asia	Africa	Australia
	(1)	(2)	América	América				
Acapulco			x	x		x		x
Coatzacoalcos	x	x	x	x	x			
Ensenada	x	x	x	x		x		
Guaymas	x	x	x	x		x		
Manzanillo	x	x	x	x		x		x
Mazatlán	x	x	x	x	x	x		x
Progreso	x		x	x				
Puerto Madero	x		x	x		x		
Salina Cruz	x	x	x	x				
Tampico	x	x	x	x	x	x	x	x
Veracruz	x	x	x	x	x	x	x	x

(1) Costa este

(2) Costa Oeste

Fuente: "Puertos Mexicanos". Comisión Nacional Coordinadora de Puertos.

Noviembre de 1976

Tabla IV.3 Población por Ciudad en Orden Decreciente

(miles de habitantes)

1987

1.- Distrito Federal	19,337.9	31.- Matamoros, Tam.	223.5
2.- Guadalajara, Jal.	2,607.0	32.- Irapuato, Gto.	222.9
3.- Monterrey, N.L.	2,375.9	33.- Cuernavaca, Mor.	220.5
4.- Puebla, Pue.	1,854.7	34.- Colima, Gto.	212.2
5.- León, Gto.	881.4	35.- Cd. Obregón, Son.	206.4
6.- Torreón, Coah.	745.1	36.- Tuxtla Gutierrez, Chis.	196.8
7.- San Luis Potosí, S.L.P.	620.7	37.- Poza Rica, Ver.	195.8
8.- Juárez, Chih.	603.9	38.- Tepic, Nay.	195.7
9.- Mérida, Yuc.	600.4	39.- Cd. Victoria, Tam.	190.2
10.- Tijuana, B.C.N.	570.3	40.- Los Mochis, Sin.	180.8
11.- Tampico, Tam.	532.4	41.- Coahuacoalcos, Ver.	180.3
12.- Morelia, Mich.	489.9	42.- Uruapan, Mich.	174.1
13.- Chihuahua, Chih.	485.2	43.- Ensenada, B.C.N.	160.1
14.- Acapulco, Gro.	457.0	44.- Campeche, Cam.	150.9
15.- Culiacán, Sin.	452.1	45.- Monclova, Coah.	147.1
16.- Veracruz, Ver.	445.5	46.- Minatitlán, Ver.	136.2
17.- Hermosillo, Son.	410.7	47.- Salamanca, Gto.	134.2
18.- Saltillo, Coah.	408.4	48.- La Paz, B.C.S.	131.5
19.- Mexicali, B.C.N.	401.5	49.- Pachuca, Hgo.	125.3
20.- Aguascalientes, Ags.	368.7	50.- Zamora, Mich.	124.6
21.- Durango, Dgo.	346.6	51.- Zacatecas, Zac.	111.8
22.- Querétaro, Qro.	308.6	52.- Córdoba, Ver.	110.9
23.- Mazatlán, Sin.	280.1	53.- Chilpancingo, Gro.	107.5
24.- Jalapa, Ver.	273.4	54.- Tehuacán, Pueb.	106.0
25.- Toluca, Mex.	271.1	55.- Solima, Col.	104.0
26.- Orizaba, Ver.	256.6	56.- Tapachula, Chis.	103.1
27.- Villahermosa, Tab.	248.5	57.- San Luis Río Colorado, Son.	99.5
28.- Nuevo Laredo, Tam.	237.0	58.- Cd. del Carmen, Cam.	92.7
29.- Reynosa, Tam.	220.0	59.- Guasave, Sin.	91.8
30.- Oaxaca, Oax.	226.0	60.- Chetumal, Q. Roo	89.4

Tabla IV.3 Población por Ciudad en Orden Decreciente

(miles de habitantes)

(continuación)

1987

61.- Iguala, Gro.	88.6	71.- Rio Bravo, Tam.	66.8
62.- Cd. Mante, Tam.	84.0	72.- Fresnillo, Zac.	66.7
63.- Parral, Chih.	82.8	73.- Tulancingo, Hgo.	66.1
64.- Cd. Valles, S.L.P.	78.5	74.- Cd. Guzmán, Jal.	64.9
65.- Navojoa, Son.	78.0	75.- La Piedad, Mich.	63.1
66.- Piedras Negras, Coah.	75.6	76.- Zitácuaro, Mich.	61.0
67.- Nogales, Son.	74.2	77.- Guanajuato, Gto.	60.4
68.- Tuxpan, Ver.	74.2	78.- Atlixco, Pue.	58.6
69.- Apatzingán, Mich.	69.5	79.- Ocotlán, Jal.	55.4
70.- Delicias, Chih.	69.4	80.- Guaymas, Son.	51.3

zona metropolitana.

en orden decreciente Matamoros y Coatzacoalcos.

Para poder definir en cual de los 4 lugares elegidos se instalará la planta, es necesario aplicar otros factores, los cuales se toman en cuenta en el estudio siguientes.

Estudio Cuantitativo de Selección (Análisis de Decisiones).

Para justificar la selección de los lugares anteriores definidos, es necesario que el procedimiento empleado tenga un carácter más formalizado, por lo que se requiere de un análisis de decisiones.

Dentro de este tipo de estudio, se considera que hay 3 tipos de decisiones.

- 1.- **Bajo Condición de Certeza:** En esta, los beneficios de las opciones se conocen.
- 2.- **Bajo Condición de Riesgo:** En este caso se conoce, la probabilidad de ocurrencias de las opciones.
- 3.- **Bajo Condiciones de Incertidumbre:** En esta última, se desconoce la probabilidad de ocurrencia de las opciones.

Para el estudio que se está realizando, la decisión tomada es bajo condición de certeza, puesto que se conocen los beneficios de las opciones.

Para aplicar dicho método cuantitativamente, se consideran a los factores -

"p" como diferentes características: Cada factor tendrá un determinado peso, dependiendo de la importancia de la característica; dicho peso para cada -- factor, es dado por gente experimentada de manera empírica, aplicando un va lor positivo al peso cuanto éste, de alguna manera es benéfico al sistema y negativo cuando no lo es.

Así que las diferentes características "p", en base a un criterio lógico y siguiendo la secuencia de los factores que afectan la elección de los lugares mencionados anteriormente serán:

- p(1) : Distancia de productores de materia prima, -0.6 unidades/Miles de Millas Nauticas.
- p(2) : Distancia de consumidores del producto, -0.7 Unidades/Miles de Millas Nauticas.
- p(3) : Estímulos fiscales, 0 si no hay, 50 ciertas concesiones, 100 si hay.
- p(4) : Condición de carreteras y vías de ferrocarril, 0 mal estado, 25 regular estado y 50 buen estado.
- p(5) : Comunicación entre puertos del lugar en estudio y los Estados Unidos, Centro-América, Asia y Canadá, 5 no hay, 10 un lugar, 20 dos lugares, 45 tres lugares y 50 los cuatro lugares.
- p(6) : Infraestructura, 0 mala, 40 regular y 80 buena.
- p(7) : Gasoductos, 0 no hay, 30 en construcción y 80 en operación.
- p(8) : Oleoductos, 0 no hay, 10 en construcción y 40 en operación.
- p(9) : Pelductos, 0 no hay, 10 en construcción y 40 en operación.

- p(10) : Terminales de productos petroquímicos, 5 unidades/terminal.
- p(11) : Mano de obra, 0.2 unidades/miles de habitantes entre 18 y 54 --- años.
- p(12) : Bienestar social, 10 medio, 20 bajo y 30 muy bajo.
- p(13) : Accidentes naturales, 0 pocos, -10 zona propensa.
- p(14) : Energía y combustible, -100 precios altos y -50 precios bajos.
- p(15) : Situación ambiental, 0 baja contaminación, -15 regular contaminación y -30 alta contaminación.
- p(16) : Centros de refinación, 50 unidades/centro de refinación.
- p(17) : Bodega Foranea, 0 no hay, 10 suficiente y 20 bastante.
- p(18) : Distancia de productores de materia prima (carretera) -0.1 unidades/Miles de Km.
- p(19) : Distancia de consumidores del producto (carretera) -0.1 unidades/Miles de Km.

Para poder realizar la evaluación "E" de los atributos de las diferentes zonas, se anexan una serie de tablas en las que se proporciona la mayor parte de la información. La información que no se encuentra en las tablas y que se utilizó como factor de selección fue recopilada por entrevistas personales y/o telefónicas con las diferentes fuentes que tienen acceso a tal información, los atributos de las diferentes zonas "E", manteniendo la secuencia del cuadro anterior y los diferentes factores "p" ya listados son:

Zona	Veracruz	Coatzacoalcos	Tampico	Matamoros
E(1)	0.125	0.0	0.327	0.450

Tabla IV.4 Algunas Características de las 80 Ciudades Principales.

Estado	Ciudad	Población (1) (miles de hab)	Salario mínimo (2)	Ferro- carril	Aeropuer- to (3)	Telex	Cd. Ind.	Gos Nat.
Ags.	Agua Calientes	368.7	\$ 7,485	si	si	si	si	si
B.C.	Ensenada	160.1	8,000	no	no	si	no	no
	Mexicali	401.5	8,000	si	si	si	si	si
	Tijuana	570.3	8,000	si	si	si	si	si
B.C.S.	La Paz	131.5	8,000	no	si	si	no	no
Cam.	Campeche	150.9	7,485	si	si	si	no	si
	Cd. del Carmen	92.7	7,485	no	si	no	no	no
Coah.	Monclova	147.1	7,485	si	no	si	no	si
	Piedras Negras	75.6	7,485	si	si	si	si	si
	Saltillo	408.4	7,485	si	si	si	no	si
	Torreón	745.1 (4)	7,485	si	si	si	si	si
Col.	Colima	104.3	7,485	si	si	si	no	proy
Chis.	Tehuacan	163.1	7,485	si	si	si	no	no
	Tuxtla G.	196.8	7,485	no	si	si	no	no
Chih.	Chihuahua	435.2 (4)	7,485	si	si	si	no	si
	Delicias	69.4	7,485	si	no	si	no	si
	Juaréz	663.9	8,000	si	si	si	si	si
	Parral	82.8	7,485	si	si	no	no	no
Distrito Federal		19,337.9 (4)	8,000	si	si	si	si	si
Dgo.	Durango	345.6	7,485	si	si	si	si	proy
Gto.	Colón	212.2	7,485	si	no	si	si	si
	Guanajuato	60.4	7,485	si	si	si	no	no
	Irapuato	222.9	7,485	si	no	si	si	si
	León	961.4 (4)	7,485	si	si	si	si	const
	Salamanca	134.2	7,485	si	no	si	no	si
Gro.	Aapulco	357.0	8,000	no	si	si	no	no
	Chilpancingo	107.5	7,485	no	no	no	no	no
	Iguala	98.6	7,485	si	no	no	si	si
Hgo.	Salamanca	125.3	7,485	si	no	si	no	si
	Tehuacan	66.1	7,485	si	no	no	no	no

Tabla IV.4 Algunas Características de las 80 Ciudades Principales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Población (1) (miles de hab)	Salario mínimo (2)	Ferro- carril	Aeropuer- to (3)	Telex	Cd. Ind.	Gas Nat.
Jal.	Cd. Guzman	64.9	\$ 7,485	si	si	no	no	no
	Guadalajara	2,637.0 (4)	7,770	si	si	si	si	si
	Coatlán	55.4	7,485	si	si	si	si	no
Max.	Toluca	291.1	7,485	si	si	si	si	si
Mich.	Acapulcan	69.5	7,485	si	si	no	no	no
	La Piedad	63.1	7,485	si	no	no	si	proy
	Morelia	469.9	7,485	si	si	si	si	si
	Uruapan	174.1	7,485	si	si	no	no	si
	Zanora	124.6	7,485	si	no	si	no	no
	Zitacuaro	61.0	7,485	si	no	no	no	no
Mor.	Quemavaca	220.5	7,485	si	no	si	si	no
Nay.	Tepic	195.7	7,485	si	si	si	si	const
N.L.	Monterrey	2,375.9 (4)	7,770	si	si	si	no	si
Oax.	Oaxaca	226.0	7,485	si	si	si	no	no
Pue.	Atlixco	58.6	7,485	si	no	no	no	no
	Puebla	1,254.7 (4)	7,485	si	si	si	si	si
	Tehuacán	106.0	7,485	si	si	no	no	no
Qro.	Queretaro	308.6	7,485	si	no	si	si	si
Q. Roo	Chetumal	89.4	7,485	no	si	no	no	no
S.L.P.	Cd. Valle	78.5	7,485	si	si	no	no	no
	S. Luis Potosí	620.7 (4)	7,485	si	si	si	si	si
Sín.	Otlacacán	452.1	7,485	si	si	si	no	proy
	Guasave	91.8	7,485	no	si	si	no	no
	Los Mochis	180.8	7,485	si	si	si	no	proy
	Mazatlán	280.1	7,485	si	si	si	si	const
Son.	Cd. Coahuila	206.4	7,770	si	si	si	no	proy
	Guaymas	51.3	7,770	si	si	si	si	proy
	Hermosillo	417.7	7,770	si	si	si	no	si
	Navojua	78.0	7,770	si	no	si	no	proy

Tabla IV.4 Algunas Características de las 80 Ciudades Principales.

(continuación)

Estado	Ciudad	Población (1) (miles de hab)	Salario mínico (2)	Ferro- carril	Aeropuer- to (3)	Telex	Cd. Ind.	Gas Nat.
	Nogales	74.2	\$ 8,000	si	si	si	si	proy
	San Luis R.C.	99.5	8,000	si	no	no	no	no
Tab.	Villahermosa	248.5	7,485	no	si	si	si	si
	Cd. Mante	85.0	7,770	si	no	no	no	no
Tab.	Cd. Victoria	190.2	7,485	si	si	si	no	no
	Matehuala	223.5	8,000	si	si	si	si	si
	Nuevo Laredo	237.0	8,000	si	si	si	si	si
	Wynosa	236.0	8,000	si	si	si	si	si
	Rio Brabo	66.8	8,000	no	no	no	no	--
	Tampico	532.4 (4)	7,770	si	si	si	no	si
Ver.	Coatzacoalcos	180.3	8,000	si	no	si	no	si
	Córdoba	110.9	7,485	si	no	si	no	no
	Jalapa	273.4	7,485	si	no	si	no	proy
	Minatitlán	136.2	8,000	si	si	si	no	si
	Orizaba	256.6 (4)	7,485	si	no	si	no	si
	Pozos Ricos	195.8	7,770	no	si	si	si	si
	Tuxpan	74.2	7,770	const	no	no	si	proy
	Veracruz	445.5 (4)	7,485	si	si	si	si	si
Yuc.	Mérida	600.4 (4)	7,485	si	si	si	si	si
Zac.	Fresnillo	66.7	7,485	si	no	no	no	no
	Zacatecas	111.8	7,485	si	si	no	no	proy

Se incluyeron las 80 ciudades más grandes del país

- (1) al 30 de junio de 1987
- (2) en vigor 1° de Marzo de 1988
- (3) con vuelos comerciales
- (4) zona metropolitana.

Tabla IV.5 Población por Edades 1987.
(Miles de Personas)

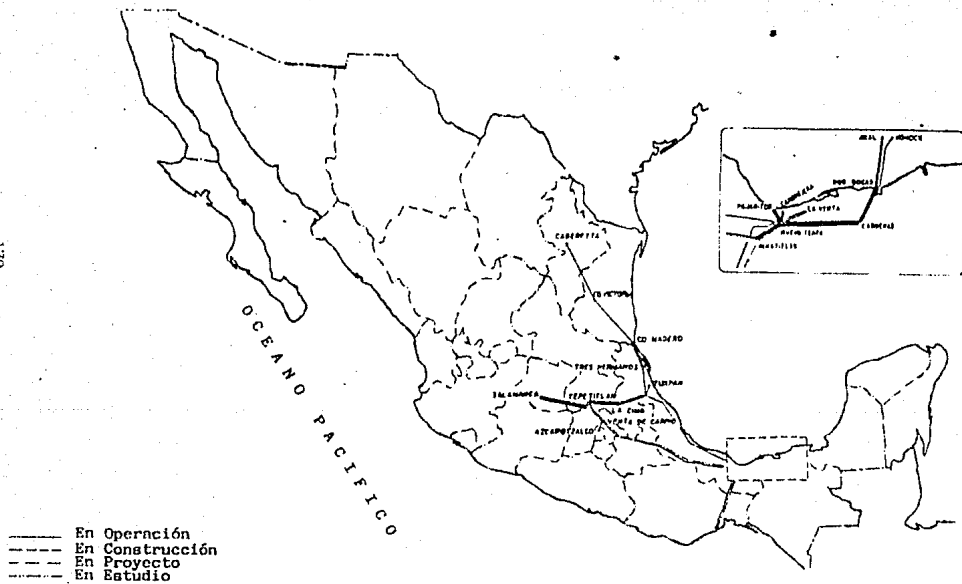
	Años																Total		
	0-4	5-9	10-14	15-19	20-24	25-29	30-34	35-39	40-44	45-49	50-54	55-59	60-64	65-69	70-74	75-79		80-84	85 y +
Aguaocalientes	93	93	89	80	68	55	42	33	26	20	17	14	12	9	6	4	3	2	666
Baja California	145	154	171	168	149	124	98	81	65	53	44	37	30	21	14	8	4	2	1,368
Baja California S.	42	42	38	33	30	28	23	17	13	10	8	6	5	3	2	1	1	1	303
Coahuila	234	240	243	227	190	154	122	102	83	68	56	46	37	26	18	13	7	4	1,874
Colima	40	51	55	53	44	35	27	22	18	14	12	9	8	6	4	3	2	1	413
Chihuahua	353	333	328	307	247	193	161	130	110	88	68	53	38	30	19	12	7	5	2,477
Chihuahua	234	249	236	239	244	189	143	120	104	89	74	62	49	35	25	17	9	5	2,223
Distrito Federal	1085	1130	1176	1165	1013	957	839	683	517	398	328	279	231	164	114	76	44	24	10,163
Durango	196	181	186	181	140	97	72	61	54	47	41	33	26	19	13	10	6	3	1,366
Guanaajuato	458	459	479	453	360	269	208	171	141	117	98	82	65	48	34	25	15	9	3,491
Guerrero	379	335	334	318	249	176	140	119	107	91	75	60	44	34	23	16	9	6	2,515
Hidalgo	249	238	243	227	174	129	106	89	78	64	53	44	35	27	18	12	7	4	1,797
Jalisco	669	658	676	641	519	401	316	266	219	176	143	121	103	82	59	39	23	14	5,125
México	1,251	1,488	1,497	1,353	1,140	1,009	875	664	499	399	280	209	156	104	68	44	26	15	11,117
Michoacán	508	447	436	427	338	241	181	150	130	112	96	81	63	49	34	24	14	9	3,330
Morelos	166	159	154	144	126	105	87	65	53	43	36	29	23	15	10	8	5	3	1,225
Nayarit	102	105	116	111	87	62	48	40	35	30	25	20	17	12	10	7	4	2	835
Nuevo León	349	332	356	366	318	271	223	180	144	117	92	74	60	43	30	21	12	6	3,032
Oaxaca	365	330	345	333	252	181	147	129	118	102	88	73	57	44	29	19	11	7	2,630
Puebla	588	536	526	496	383	284	235	195	166	138	118	98	79	59	40	27	16	10	3,995
Querétaro	131	132	128	114	93	74	57	45	36	29	24	19	15	11	8	5	3	2	928
Quintana Roo	49	58	49	38	36	37	32	23	15	11	8	6	4	3	2	1	1	0	373
San Luis Potosí	293	269	265	247	192	140	109	92	80	70	60	51	40	28	20	15	9	6	1,986
Sinaloa	330	310	305	293	233	184	142	116	97	79	62	50	40	31	22	14	8	5	2,311
Sonora	195	214	200	216	184	155	123	100	82	68	56	46	37	27	18	11	6	3	1,771
Tabasco	100	175	173	166	130	102	82	64	52	42	34	26	19	14	9	6	4	2	1,276
Tamaulipas	266	272	295	272	200	148	122	103	88	74	61	48	33	23	16	10	5	2	2,233
Tlaxcala	92	67	68	62	66	49	37	30	26	22	19	16	14	10	7	5	3	2	655
Veracruz	830	819	830	792	664	527	427	393	302	250	204	164	125	91	62	41	24	15	6,523
Yucatán	153	156	158	145	126	105	86	74	60	48	41	34	29	24	17	11	7	4	1,278
Zacatecas	164	164	181	177	140	83	60	51	47	42	36	31	25	18	14	10	6	4	1,243
Total	1028	1116	1054	982	825	675	542	442	366	291	236	194	154	112	77	52	30	18	81,162

Mapa IV .7 Gasoductos.



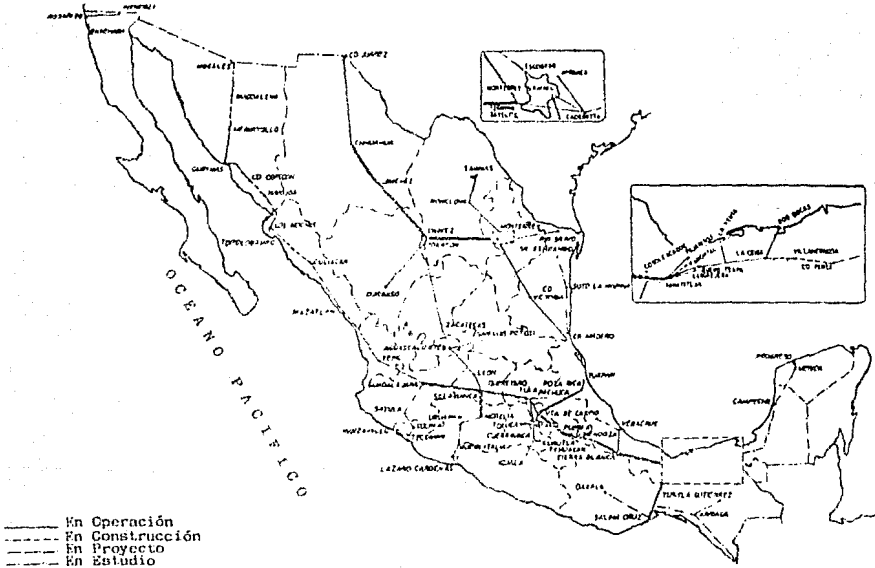
Mapa IV.8 Oleoductos.

- 179 -



Mapa IV.9 Poliductos.

180



Mapa IV.10 Centros de Refinación.



11 En Operación

Mapa IV.11 Centros Productores y Terminales de Productos Petroquímicos.

- 182 -



Zona	Veracruz	Coatzacoalcos	Tampico	Matamoros
E(2) *	1.394	1.294	1.644	1.779
E(3)	100	100	100	100
E(4)	50	50	50	50
E(5)	50	45	50	5
E(6)	80	80	80	80
E(7)	30	80	80	80
E(8)	40	40	40	40
E(9)	10	40	40	10
E(10)	4	8	4	3
E(11)	186.500	75.500	225.300	94.570
E(12)	10	20	10	10
E(13)	10	10	10	10
E(14)	50	50	50	50
E(15)	30	30	30	15
E(16)	1	2	1	1
E(17)	10	10	10	20
E(18)	0.247	0.065	0.761	1.359
E(19) **	6.191	6.568	5.612	5.014

De esta manera los factores que no se pueden considerar proporcionales a --

* Es la suma de la distancia en Miles de Millas Náuticas desde los lugares elegidos hacia Estados Unidos, Centro-América y Canadá.

** Es la suma de las distancias en Miles de Km desde estos lugares hacia -- Estados Unidos, Centro-América y Canadá.

las características de los atributos, se les dará el valor de 1, esto es -- con el fin de no tener mayor peso en estos que en los atributos más impor-- tantes, así por ejemplo, el factor p(6) solo tiene 3 opciones, mala, regu-- lar ó buena y su peso ya se considera en el atributo, así para coatzacoal-- cos sería:

$$p(4) * E(4) = (1) * (50) = 50 \text{ unidades}$$

notese la diferencia para la misma zona en el factor p(10) que sería de 5 - unidades/terminal.

$$p(10) * E(10) = (5 \text{ unidades/terminal}) * (8 \text{ terminal}) = 40 \text{ unidades}$$

En el estudio consideraremos que la mejor opción esta dada por el índice de utilidad U, donde el mayor índice representará la mejor opción y esta dado para cada zona por:

$$U_{Ver} = P * E_{Ver}$$

$$U_{Coatz} = p * E_{Coatz}$$

$$U_{Tamp} = p * E_{Tamp}$$

$$U_{Matm} = p * E_{Matm}$$

Desarrollando:

$$U_{Coatz} = (p(1), p(2), \dots, p(19)) \begin{bmatrix} E(1) \\ E(2) \\ \vdots \\ E(19) \end{bmatrix}$$

$$U_{Coatz} = (-0.6, -0.7, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1, 1) \begin{bmatrix} 0 \\ 1.294 \\ 100 \\ 50 \\ 45 \\ 80 \\ 80 \\ 40 \\ 40 \\ 8 \\ 75.5 \\ 20 \\ 10 \\ 50 \\ 30 \\ 2 \\ 10 \\ 0.065 \\ 6.568 \end{bmatrix}$$

$$U_{Coatz} = 618.52$$

$$U_{Ver} = 485.59$$

$$U_{Tam} = 573.537$$

$$U_{Matm} = 476.694$$

Como se dijo anteriormente el índice de utilidad mayor representa la mejor opción. Por tanto, de acuerdo a los resultados obtenidos se decide localizar la planta en la zona de Coatzacoalcos ya que ésta es la que presenta -- mejores beneficios.

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.	
Ags.	Aguascalientes	Cd. Ind. de Aguascalientes (1)(4) colón 110, Aguascalientes Tel. 6-32-99	2,000 a 20,000	si	
B.C.	Ensenada	El Sauzal (3)			
	González Ortega	Cd. Ind. El Vigía Madero 150, Desp. 6, Mexicali		si	
	La Mesa	Parque Ind. La Mesa (4) Blvd. San Martín, La Mesa, Tijuana		si	
	Mexicali	Parque Ind. de Mexicali (1)(4) Galería 18-B, Mexicali Tel. 4-22-39	600 a 300	si	
	Tijuana	Centro Ind. Barranquita	San Felipe (3)	450 a 4,200	no
		Tapachula 1, col. Hipodromo, Tijuana.	(edificios rentados)		
Centro Ind. Los Pinos		(edificios rentados)		si	
	Av. Internacional 119, La Mesa				
	Parque Ind. Playas de Tijuana Av. Parque México 102-B, Tijuana Tel. 7-21-13				
	Cd. Ind. Nueva Tijuana (1)(4) Av. Revolución 1232 - 117, Tijuana. Tel. 5-26-01	1,000 a 50,000		si	
B.C.S.	La Paz	Pichilingue (3)			
Cam.	Campeche	Leona (3)			
		Parque Ind. Campeche Palacio de Gobierno, Campeche		no	
	Cd. del Carmen	Loggia Azul (3)			

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
Coah.	Allende	Parque Ind. Allende (4) Juanóz y Col. Militar, Allende		
	Cd. Acuña	Parque Ind. de Cd. Acuña (4) Km 7 Carr. Presa la Amistad, Cd. Acuña.		
	Monclova	Parque Ind. Monclova Castaños (4) domicilio conocido Tel. 20-02		si
	Piedras Negras	Parque Ind. de Piedras Negras (4) (edificios rentados) Av. Industrial s/n, Piedras Negras		no
	Saltillo	Parque Ind. las Torres Calz. Madero 1763, Saltillo Tel. 4-27-38		si
	Torreón	Cd. Ind. de Torreón (1) (4) Blvd. Independencia 2039 Ote. Torreón Tel. 7-20-95	510 a 20,000	no
Chis.	Tapachula	Zona Ind. de Puerto Madero (3) (4) 3ª Pte. 2-302, Tapachula Tel. 6-34-45		
Chih.	Casa Grandes	Parque Ind. Paquime		
	Quahjátemoc	Parque Ind. Quahjátemoc Quihuhua. Parque Ind. las Américas (4) domicilio conocido, Quihuhua Tel. 15-17-23		
		Complejo Ind. Quihuhua Alcazarón 2306, Quihuhua		si

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
	Delicias	Parque Industrial Delicias		
	Juárez	Parque Ind. J. Benítez, S.A. (4) Carr. Panamericana Km 7½, Juárez Tel. 3-31-35		no
		Parque Ind. Aeropuerto Don Quijote de la Mancha 1, Chihuahua, Chih.		
		Parque Ind. Juárez (4) domicilio conocido, Juárez	6,500 a 17,500	si
	Parral	Parque Industrial Parral		
Dgo.	Durango	Cd. Ind. de Durango (1)(4) Edif. para dependencias Federales, Km 5 Carr. - Dgo-Torreón, Durango	1,200 a 60,000	si
	Gómez Palacios	Parque Ind. Lagunero CFE (1)(4) Hidalgo Sur 1310, Gómez P., Tel. 4-50-43	1,800 a 20,000	si
Gto.	Celaya	Cd. Ind. Celaya (1)(4) Rayón 100, 1º piso, Celaya Tel. 2-46-47	3,000 a 25,000	si
	Irapuato	Parque Ind. de Irapuato (1)(4) CFE, Redano 14, México 5, D.F.	5,000 a 121,000	si
	León	Cd. Ind. de León (1)(4) Bivd. López Mateos 501, 6º piso Tel. 4-22-90	790 a 6,550	no
Gro.	Iguala	Cd. Ind. de Iguala (1)(4) Guerrero 1, Primer piso, Iguala Tel. 2-26-09		si

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
Hgo.	Cd. Sahagún	Parque Industrial Cd. Sahagún Sierra Nevada 350, México D.F. Tel. 5-40-50-32		
	Pachuca	Parque Ind. de la Reforma (4) Palacio de Gobierno, primer piso Tel. 3-01-76		
	Tepeji	Parque Industrial de Tepeji del Río de Campo Km 61 autopista México Queretaro, Tel. 3-79-87-63		
	Tula	Parque Industrial de Tula Blvd. M. Avila Camacho 1, México D.F. Tel. 3-95-52-02		
	Tizayuca	Cd. Ind. de Tizayuca (1)(4) Sierra Nevada 350, México D.F. Tel. 5-40-50-32	1,250 a 20,000	si
Jal.	Belenes	Cd. Ind. de los Belenes		
	El Salto	Parque Ind. El Salto (1) Av. Federalismo Nte. 1564, Guadalajara, Tel. 24-84-97		si
	Guadalajara	Parque Ind. El Alemo (4) Calle 64 N° 163-1, Sec. Juárez Guadalajara Tel 40-22-65	1,500 a 4,000	si
	Ocotlán	Cd. Ind. Ocotlán (1)		
Mex.	Atzaculco	Parque Ind. Atlaculco Palacio de Gobierno, Toluca Tel. 5-19-62		no
	Quantitlan Izcalli	Parque Ind. Quantitlan (4) Km 38 Super a Querétaro, Quantitlan Izcalli Tel. 2-15-64	1,400 a 100,000	no

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
	El Oro	Zona Ind. El Oro (2)(4)	2,600 a 130,000	si
	Huehuetoca	Huehuetoca (2)(4)		no
	Iztapalapa	Centro Industrial Iztapalapa (2)	muy amplia	no
	La Luz	Parque Industrial La Luz (4)		no
	Lerma	Parque Industrial Lerma (2)	1,000 a 11,000	si
	Nezahualcoyotl	Parque Ind. Nezahualcoyotl (2)(4)	400 a 3,000	si
	Ocoyoteac	Zona Ind. Ocoyoteac (2)(4)	5,000 o más	si
	Santiago			
	Tlanguistenco	Tlanguistenco (4)	1,700 a 6,400	no
	Tenango	Parque Ind. Tenango (2)(4)	600 a 6,400	si
	Tlalnepantla	Centro Ind. Tlalnepantla (4)		si
		Bld. M.A. Ceracho 40 10º piso Neuquapan Tel 557-51-33		
		Parque Ind. Cartagena (4)	5,000 a 50,000	si
		M. Escobedo 743-6º piso, México D.F. Tel 545-43-48		
	Tultitlán	Parque Ind. Tultitlán (4)		
		M. Escobedo 743-6º piso, México S. D.F. Tel. 545-43-48		
Mich.	Alvaro Obregón	Parque Ind. Alvaro Obregón		no
	Cd. Lázaro Cárdenas	Cd. Ind. Lázaro Cárdenas (1)(4)		no
	Morelia	Cd. Ind. de Morelia (1)(4)	300 a 10,000	si
		Morelos Sur 71-6, Morelia Tel. 2-92-02		
	Zacapu	Parque Industrial Zacapu		si
	Zanora	Parque Industrial Zanora		si
	Zitácuaro	Parque Industrial Zitácuaro		no
Mar.	Coahuila	Parque Ind. de Coahuila (4)		
		19 de Febrero 57-3, Coahuila Tel 2-10-05		

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
	Quemavaca	CEIAS (4) Durango 245-9º piso D.F. Tel. 533-36-47	200 a 4,000	si
Nay.	Tepic	Cd. Industrial Huarita (1)(4) Morelos 89 Pte. desp. 7, Tepic Tel. 2-70-23	1,250 a 50,000	si
N.L.	Linaires	Cd. Industrial Linaires (1)(4) Padre Mier Pte. 749, Monterrey Tel. 40-74-26	2,500 a 20,000	proy
	Monterrey	Complejo Industrial Mitras (4) domicilio conocido, Monterrey Tel. 42-66-02		
Oax.	Tuxtepec	Parque Industrial Tuxtepec Morelos 305, Tuxtepec Tel. 5-17-00	1,250 a 5,000	
Pue.	Puebla	Parque Industrial El Conde Finc. Ind. Resurrección (4) Av. Juárez 2324-304, Puebla Tel. 48-06-97	1,650 a 21,600 5,000 a 13,000	no no
		Parque Industrial 5 de Mayo (4) 3 Pte. 716, Puebla Tel. 46-72-09	2,000 a 20,000	si
		Parque Industrial Puebla 2000 Secretaría de Economía Tel. 40-33-44 y 46		
	San Martín-Huejotzingo	Corredor Industrial Quetzalcoatl Secretaría de Economía Tel. 40-33-44 y 46		

Tabla IV .6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
Qro.	Querétaro	Cd. Ind. Benito Juárez (1)(4) Madero 72 Pte., Querétaro Tel 2-80-94	1,250 a 50,000	si
		Parque Ind. de Querétaro (4) Minería 145-B, México 11800 D.F. Tel. 515-13-55	1,000 a 500,000	si
		Parque Ind. El Marqués Allende Sur 8-17, Querétaro Tel. 2-72-55	5,000	no
		Complejo Ind. Balvanera Km 8 carr. libre Querétaro- Celaya, Querétaro Tel. 4-02-22		no
San Juan del Río	Parque Ind. de San Juan del Río (1) Madero 72, Pte. Querétaro Tel. 2-80-94 Frac. Valle de Oro (4)		si	
S.L.P.	San Luis Potosí	Zona Ind. de la Cd. de S.L.P. (4)	4,000 a 50,000	si
	Villa de Reyes	Zona Industrial		
Sin.	Mazatlán	Parque Ind. Portuario A.V. Bonfil (3)(4) Av. M. Alemán 120-2, Mazatlán Tel 1-59-45		
Son.	Agua Prieta	Parque Industrial de Agua Prieta Palacio Municipal, Agua Prieta Tel. 8-16-66		no
	Caborca	Parque Ind. de Caborca Blvd. Benito Juárez 100 Ote., Caborca Tel. 2-13-37		
	Cananea	Parque Ind. de Cananea Av. Sonora y calle 2ª Oeste N° 6		no

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
	Cd. Oregón	Parque Ind. de Cd. Oregón (4) Sufragio Efectivo Sur 240-3, Cd. Oregón Tel. 4-26-94		si
	Espalme	Parque Ind. de Espalme Hercules de Nacozari 61 Pte., Espalme Tel. 3-11-00		
	Guaymas	Parque Ind. Pesquero R. Sanchez (3) 2,000 a 10,000 domicilio conocido, Guaymas		no
	Hermosillo	Parque Ind. de Hermosillo (4) Zacatecas y Blvd. A. R. Rodriguez, Hermosillo Tel. 4-77-17		si
	Huatabampo	Parque Ind. Pesquero de Yavaros (3)		no
	Navojón	Parque Industrial de Navojón Palacio Municipal, Navojón Tel. 2-47-24		si
	Puerto Peñasco	Parque Ind. de Puerto Peñasco (3) domicilio conocido, Pto. Peñasco		no
	San Luis R.C.	Parque Ind. Río Colorado		no
Tub.	Villahermosa	Cd. Ind. de Villahermosa (1)(4) Paseo del Malcón 1501-1, Villahermosa, Tel. 2-64-02	500 a 10,000	no
Tam.	Matamoros	Parque Ind. de Matamoros 1ª Norte 268, Matamoros Tel. 2-18-88	2,000 a 15,000	si
		Cd. Industrial Matamoros (1)(4) Herrera 6 (entre calles 4 y 5) Matamoros Tel. 2-08-18	1,200 a 20,000	no
	Nuevo Laredo	Parque Ind. G. Libardo Lagoria Dr. Mier 4309, Nuevo Laredo		

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
		Parque Ind. CILSA S.A. (4) Bustamante 2-B esq. calle 4 Matamoros		
	Reynosa	Frac. Industrial del Norte (4) Septima N° 194, Matamoros		si
	Soto la Marina	Parque Ind. de Reynosa (4) Blvd. Morelos y 7ª, Reynosa Tel. 2-13-99		
Tlax.	Xicotencatl	La Pesca (3) Cd. Ind. Xicotencatl (1)(4) Plaza de la const. 21, Tlaxcala Tel. 2-15-02	industria media	si
Ver.	Coatzacoalcos	Parque Ind. Coatzacoalcos (4) Carr. a Villahermosa		
	Córdoba	Parque Ind. Córdoba (4) Av. 3 N° 4303, Córdoba Tel. 2-41-81		
	Ixtaczoquitlán	Parque Industrial Ixtaczoquitlán		
	Ixhuatlán del Sureste	Parque Industrial Tuzandepetl		
	Pánuco	Zona Industrial Pánuco		
	Tuxpan	Parque Industrial Tuxpan (3)		
	Veracruz	Cd. Ind. Bruno Pagliai (1)(4) Km 16 carr. Veracruz-Jalapa, Tejeria Tel. 7-81-20	1,000 a 15,000	si
Yuc.	Mérida	Cd. Industrial Carrillo P. (1)(4) Calle 59 N° 570, Mérida Tel. 1-33-75	1,250 a 15,000	si

Tabla IV.6 Principales Parques y Ciudades Industriales.
(continuación)

Estado	Ciudad	Nombre/Informes	Lotificación (m ²)	F.C.
		Parque Industrial Mérida Km 75 carr Mérida-Unión, Mérida Tel. 1-98-20		si
	Progreso	Yucalpeten (3)		
Zac.	Calera	Zona Ind. Calera Juan Tolosa 631, Zacatecas Tel. 2-74-61		si
	Guadalupe	Zona Ind. Guadalupe Juan de Tolosa 831, Zacatecas Tel. 2-74-61		no
	Ojocaliente			

- (1) Administrado por Fideicomiso de Conjuntos, Parques, Ciudades Industriales y Centros Comerciales (FIDEIN), Paseo de la Reforma 136 piso 18 México 6 D.F.
- (2) Administrado por la Comisión de Promoción Industrial, Comercial y Artesanal del Gobierno del Estado de México. Paseo de la Reforma 292-701, 06600 México D.F., Tel. 528-76-76
- (3) Administrado por el Fondo Nacional para los Desarrollos Portuarios. José - M^o Ibararán 47, 01020 México D.F., Tel. 680-53-77
- (4) Inscrito en el Registro Nacional de Parques Industriales.

Fuente: Fideicomiso de Conjuntos, Parques, Ciudades Industriales y Centros Comerciales e Investigación directa.

Tabla IV.7 Características de los Principales Puertos Mexicanos.

Puerto	Zona				Longitud Muelles (m)	Áreas de Almacenamiento (m ²)			Calado Máximo (1) (m)	Capacidad de carga y descarga (Ton/hora-zancho, promedio)	
	Cobotaje	Altura	Francia	F.C.		Dockings	Pátios	Obertizos		Carga General	Grancles Secos
Acapulco, Gro.	si	si	si	no	1,057	7,800	2,700	—	25.0	15	—
Coatzacoalcas, Ver.	si	si	si	si	1,408	17,712	34,866	—	12.0	19	36
Ensenada, B.C.N.	si	si	si	no	1,203	15,000	40,000	30,800	10.0	22	—
Guaymas, Son.	si	si	si	si	892	4,800	101,700	6,300	10.5	23	32
Héctor Cárdenas, Mich.	si	si	si	si	1,040	3,400	8,000	—	14.5	—	—
Manzanillo, Col.	si	si	si	si	933	17,370	50,000	305	12.0	19	38
Mazatlán, Sin.	si	si	si	si	581	12,000	140,000	—	10.0	19	25
Progreso, Yuc.	si	si	si	si	409	6,301	—	—	5.0	16	37
Puerto Morelos, Chis.	si	si	no	si	491	2,400	25,000	622	9.0	—	23
Salina Cruz, Oax.	si	si	si	si	915	20,160	—	—	10.0	18	26
Tampico, Tam.	si	si	si	si	1,574	32,270	38,650	1,223	11.0	19	29
Veracruz, Ver.	si	si	si	si	3,304	55,330	157,690	3,525	10.0	11	22

(1) Canal de acceso

Fuente: Comisión Nacional Coordinadora de Puertos.

**Tabla IV.8 Instalaciones Especializadas en los Principales
Puertos Mexicanos**

Coatzacoalcos, Ver.:	Banda transportadora para movimiento de azufre a granel; capacidad promedio de carga: 900 Ton/hr. - Bandas transportadoras, para movimiento de minerales y roca fosfórica. Sistema de bombeo y ducto transportador para movimiento de mieles, cemento, azufre líquido, productos químicos y similares.
Ensenada, B.C.N.:	Banda transportadora para manejo de piedra caliza. Descarga de anchoveta por succión y banda transportadora.
Guaymas, Son:	Silos para granos con capacidad para 68,000 Ton. - con bandas transportadoras a la bodega del barco, capacidad de carga 700 Ton/hr. Terminal de transbordadores y roll-on/roll-off.
Lázaro Cárdenas, Mich.:	Grua de pórtico con capacidad de 40 Ton, para el manejo de contenedores. Sistema transportador de bandas sin fin para descarga de carbón a granel.
Manzanillo, Col.:	Banda móvil para manejo de minerales con capacidad de 200 Ton/hr. Dos equipos de manejo de graneles (Buhler) con capacidad de 50 Ton/hr.
Mazatlán, Sin.:	Tanques para mieles incristalizables. Almacén frigorífico, capacidad 1,500 Ton. Terminal de transbordadores y roll-on/roll-off.

Tabla IV.8 Instalaciones Especializadas en los Principales
Puertos Mexicanos
(continuación)

Puerto Madero, Chis.:	Cobertizo para maniobras de embarque de platanos y bandas transportadoras para su manejo, con sistema sideparts y una capacidad de carga promedio de --- 1,700 cajas por hora.
Tampico, Tam.:	Bandas transportadoras para manejo de metales y minerales a granel. Sistema de bombeo y ducto transportador para movimiento de cemento, mieles incristalizables y productos químicos.
Veracruz, Ver.:	Planta mecanizada para manejo de granos, con una capacidad de almacenamiento de 25,000 Ton, y una velocidad promedio de descarga de 400 Ton/hr, y en la carga de 250 Ton/hr. Instalaciones mecanizadas para manejo de azúcar a granel, con capacidad de almacenamiento de 40,000 Ton, y una velocidad promedio de carga 800 Ton/hr. Sistema de bombeo y ducto transportador para manejo de aluminio, cemento, latex, mieles incristalizables y productos --- químicos.

Fuente: "Puertos Mexicanos" - Comisión Nacional Coordinadora de Puertos.
Noviembre de 1976.

Tabla IV.9 Distancias entre Puertos del Golfo de México y Mar Caribe
(Millas Nauticas)

Alvarado	Campeche	Ci. del Carmen	Quintana Roo	Cozumel	Frontera	Nautla	Progreso	Tampico	Tecolutla	Tuxpan	Veracruz
305											
230	105										
97	245	155									
635	370	480	505								
175	145	54	103	505							
110	355	300	191	655	253						
380	120	210	330	250	240	410					
251	435	400	327	695	363	138	460				
125	370	318	210	660	270	20	420	120			
166	390	346	243	670	300	53	435	90	35		
33	325	250	125	645	200	80	390	218	100	133	

1 Milla Nautica = 1.852 Km.

Fuente: Secretaria de Marina.

INGENIERIA BASICA

La ingeniería básica entra en vigor una vez que la etapa de planeación del proyecto ha sido terminada y los objetivos del mismo han sido bien definidos; es decir, el alcance del proyecto está bien determinado. El propósito es especificar con detalle las tareas que se realizarán durante la ejecución del proyecto, con el fin de que los interesados conozcan con exactitud en que consiste el proyecto.

La ingeniería básica de un proyecto es aquella que nos da a conocer en su totalidad como se elabora un producto, involucra también la identificación de variables, tipo de proceso, cantidades requeridas de materia prima, requerimientos de servicios auxiliares, predimensionamiento de equipo, arreglo y localización de equipo, filosofías operacionales y de control. Las fuentes para obtener esta información puede ser de las siguientes formas: Si el proceso es de dominio público, la empresa puede desarrollarla con sus propios medios o auxiliarse de una firma de ingeniería.

Si el proceso está protegido por una patente, se acude a licenciadores, que son definidos desde la etapa de selección del proceso.

En procesos nuevos, puede establecerse una asociación con asesores calificados, usualmente licenciadores calificados con experiencia en desarrollo

de proceso.

Ahora concretamente la documentación que forma parte de un paquete de ingeniería básica es, como mínimo la siguiente:

- Bases de diseño
- Descripción detallada del proceso
- Diagramas de Proceso, que incluyan balances de masa y energía, así como también condiciones de operación (presión, temperatura, flujo).
- Criterios de diseño de equipo.
- Diseño preliminar de equipo.
- Arreglo preliminar de equipo.
- Lista de equipo principal.
- Hojas de datos de los equipos principales. En el caso de equipos críticos en la operación de la planta, deben incluirse especificaciones detalladas y dibujos de fabricación, como en el caso de reactores.
- Consumo estimado de servicios auxiliares.

Parte de esta información puede ser adquirida con anticipación para efectos de recabar datos para la estimación de costos y el estudio de factibilidad del proyecto.

La adquisición de la Ingeniería Básica total se efectúa una vez que los resultados acumulados garantizan la realización del proyecto.

V.1 BASES DE DISEÑO

1. Generalidades.

1.1 Función de la planta.

La planta estará diseñada para producir acetona a partir de alcohol i sopropílico.

1.2 Tipo de proceso.

El proceso consiste en la deshidrogenación del alcohol isopropílico, utilizando como catalizador óxido de zinc - óxido de circonio.

2. Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

2.1 Factor de servicio.

La planta operará con un factor de servicio de 91.78%, es decir, trabajará 335 días por año.

2.2 Capacidad y Rendimiento.

a) Capacidad.

La capacidad máxima de la planta será de 252.055 Ton/día de operación.

b) Capacidad Normal.

La capacidad normal de la planta será de 219.178 Ton/día de operación.

c) Capacidad Mínima.

La capacidad mínima de la planta será de 131.507 Ton/día de operación.

2.3 Flexibilidad.

- a) A falta de energía eléctrica, la planta operará con un generador de emergencia.
- b) A falta de vapor motriz, la planta no operará.
- c) A falta de agua de enfriamiento, la planta no operará.
- d) A falta de aire de instrumentos, la planta no operará.

2.4 Previsiones para futuras ampliaciones.

No se prevén futuras ampliaciones por aumento de capacidad.

3. Especificación de las alimentaciones.

Las especificaciones de las alimentaciones de proceso que serán proporcionadas en L.B. son las siguientes:

Alcohol isopropílico	anhidro	95%	91%
Vol %, min	99.8	95.0	91.1
Peso %, min	99.7	92.7	87.5
Densidad relativa 20/20°C	0.786	0.803	0.817
Color, Pt-CO, max	5.0	5.0	5.0
Rango de destilación, °C	1.0	-	0.8
IBP, min	-	80.0	79.7
DP, max	-	82.5	80.7
Peso %, max	0.001	0.001	0.001
Agua, % en peso max	0.1	7.3	12.5
Solubilidad en agua a 25°C	completa	completa	completa

4. Especificación de los productos.

Acetona

Pureza, % Peso, min	99.5
Densidad relativa, 20/20°C (en aire)	0.791 - 0.793
Color, Pt-CO, max	0.8° inclinación 56.1°
Acidez, % Peso, max	0.002
Agua, % Peso, max	0.35
Solubilidad en agua	completa

5. Condiciones de las alimentaciones en L.B.

5.1 Condiciones de Operación en L.B.

Alimentación	Estado Físico	Presión Man. MAX/NOR/MIN (Kg/cm ²)	Temperatura MAX/NOR/MIN (°C)	Forma de recibido
Isopropanol	Líquido	1.5/1.03/1.03	25/17.5/10	Tubería Pipas

5.2 Elementos de seguridad existentes.

Se contará con extinguidores suficientes, hidrantes y escaleras de emergencia.

6. Condiciones de los productos en L.B.

Producto	Estado Físico	Presión Man. MAX/NOR/MIN (Kg/cm ²)	Temperatura MAX/NOR/MIN (°C)	Forma de salida
Acetona	Líquido	13.6/15/12	24/18/10	Tubería

7. Eliminación de desechos.

7.1 Normas y requerimientos.

Para el contenido de desechos en agua deberá cumplirse con el reglamento para la prevención y control de la contaminación de agua.

Para contenidos de desechos en el aire deberá cumplirse con el reglamento de control de contaminación por humos y polvos.

7.2 Sistemas preferidos de eliminación de desechos.

Para la eliminación de efluentes gaseosos se contará con una sección de recuperación de H_2 . Para la eliminación de aguas residuales se contará con una unidad de tratamiento de efluentes.

8. Instalaciones requeridas de almacenamiento.

8.1 Alimentaciones.

Para el catalizador y compuestos químicos.

8.2 Productos.

Se tendrán tres tanques para la producción de 6 horas cada uno.

9. Servicios Auxiliares.

9.1 Vapor.

Será generado dentro de la planta y tendrá las siguientes características:

Servicio	Presión Man. MIN/NOR/MAX (Kg/cm ²)	Temperatura MIN/NOR/MAX (°C)	Calidad	Disponibilidad
Alta Presión	40.5/42/44	370/398/440	Sobrecalentado	La requerida por diseño.
Media Presión	18.05/18.8/19.4	265/271/277	Sobrecalentado	La requerida por diseño.
Baja	4.07/4.46/4.7	152/156/158	Saturado	La requerida por diseño

9.2 Retorno de condensado.

Condensado de baja presión en L.B.

Presión mínima: 3.3 Kg/cm²

Temperatura: 15.2 °C

9.3 Agua de enfriamiento.

Fuente de suministro: Por propia bocatoma del Río Coatzacoalcos.

Sistema de enfriamiento: Torres.

Disponibilidad: Ilimitada.

Las condiciones del agua en L.B. son las siguientes:

	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)
Entrada	3.75	25.5
Retorno	2.05	37.5

ANALISIS

Parámetro	Máximo ppm	Mínimo ppm	Promedio ppm
Sólidos disueltos	140	85	112
Silice	18	6.5	10.8
Bicarbonatos	98	75	86
Cloruros	14	5	10
pH	8.5	6.8	7.7
Turbidez	76UTU	40TU	30UTU

9.4 Agua para servicios y usos sanitarios.

Fuente de suministro: Por propia bocatoma del Rio Coatzacoalcos.

Presión en L.B. 3.75 Kg/cm²

Temperatura en L.B. 25.50 °C

Disponibilidad Ilimitada

9.5 Agua potable.

El agua potable será suministrada en garrafrones.

9.6 Agua contra incendio.

El suministro será en L.B. a 11.51 Kg/cm² en cantidad requerida por -
diseño.

9.7 Agua para Calderas.

Iones Sodio; de 1 a 10 ppm.

Iones Hidróxido; de 1 a 10 ppm.

Silice; 1 ppm.

9.8 Agua de Proceso.

a) Condiciones

Fuente de suministro: Río Coatzacoalcos

Presión en L.B.: 3.75 Kg/cm²

Temperatura: 25.5 °C

Disponibilidad: La requerida.

9.9 Aire de Instrumentos.

Será generado dentro de L.B. preferentemente con un compresor centrífugo utilizando en operación normal una turbina como accionador.

Presión del sistema: 6.6 Kg/cm²

Impurezas: Libre de impurezas

Capacidad extra requerida: 30 %

9.10 Aire de Planta.

La presión del sistema en L.B. será de 6.6 Kg/cm². Con una capacidad extra requerida del 30 %.

9.11 Combustible.

a) Combustóleo.

Fuente de suministro: Por PEMEX.

Temperatura de alimentación: 85°C
Poder Calorífico máximo: 10113 Kcal/Kg
normal: 9600 Kcal/Kg
mínimo: 9361 Kcal/kg
Viscosidad a 50°C: 550 SSU
Densidad relativa: 1.0 max.
0.9 min.

9.12 Refrigeración.

No necesaria.

9.13 Gas Inerte.

Naturaleza de inerte:	Nitrogeno
Composición:	
Nitrógeno	99.9 % Vol. min.
Oxígeno	3 ppm máximo
Punto de rocío	No especificado
Forma de entrega en L.B.	Por tubería
Presión en L.B.	23.38 Kg/cm ²
Temperatura en L.B.	40°C
Disponibilidad	La requerida

9.14 Alimentación de Energía Eléctrica.

La energía eléctrica será suministrada por C.F.E.

Interrupciones:	Frecuencia 1 vez/año
Duración máxima:	1 min. promedio
Causas:	Fallas en líneas de transmisión
Tensión:	4160 V
No. de fases:	3
Frecuencia:	60 ciclos
Capacidad interruptiva de c.c.:	150 MVA
Factor de potencia:	0.85 mínimo
No. de conductores:	2 alimentadores en ductos subterráneos
Material de conductores:	Cobre electrolítico
Sección de conductores:	350 mcm
Aislamiento del conductor:	PVC (Tipo XLPE)
Diámetro del ducto:	101mm
Material del ducto:	Asbesto-Cemento
Acometida:	Subterránea.

Nivel y coordenadas de la acometida, pendientes.

9.15 Alimentación de Energía Eléctrica de Emergencia.

Fuente de suministro: Sistema ininterrumpible para alimentación e iluminación de emergencia.

Tensión: 115VCA

No. de fases: 1

Frecuencia: 60 Ciclos

9.16 Teléfonos.

Criterios de comunicación externa e interna de acuerdo a la ingeniería básica.

9.17 Desfogue.

Responsabilidad de diseño: Dentro de L.B.

10. Sistemas de Seguridad.

10.1 Sistemas contra incendio.

El plano de hidrantes y monitores será realizado de acuerdo a las normas y criterios para la red contra incendio.

10.2 Protección de personal.

Regaderas: Si

Servicios medicos: Si

Tomas de aire: Si

Equipo: Si (guantes, botas, lentes)

Otros: Lavadores de ojos y las recomendaciones del licenciador del proceso.

11. Condiciones Climatológicas.

Temperatura.

Máxima extrema : 38°C

Mínima extrema: 9°C

Máxima promedio: 30°C

Mínima promedio: 21°C

Media: 24°C

Promedio del mes más caliente: 30°C

Promedio del mes más frío: 9.5°C

11.2 Precipitación pluvial.

Máxima en 24 horas: 280 mm

Días con precipitación durante los meses de Mayo a Octubre: 60 a 89

11.3 Vientos.

Dirección de los vientos reinantes: NNE-SSO

Dirección de los vientos dominantes: N-S

11.4 Humedad relativa.

Máxima: 95

Mínima: 45

Media mensual: 80.5

11.5 Atmósfera.

La presión es de 757 mm de Hg, con atmósfera corrosiva.

12. Localización de la planta.

12.1 Coordenadas en L.B. de la planta.

La planta estará localizada en el Estado de Veracruz y sus coordenadas serán: 18°53' latitud Norte y 94°35' longitud Este.

12.2 La elevación de la planta sobre el nivel del mar será de 18 m.

12.3 No se prevén ampliaciones futuras.

13. Bases de Diseño Eléctrico.

13.1 Codigos.

NEMA e ISA.

13.2 Resistividad eléctrica del terreno.

Mínima: 2.7 ohms/cm³

Máxima: 65 ohms/cm³

13.3 Características de la Alimentación a Motores.

Potencia (HP)	Volts	Fases	Frecuencia
10	116/220	3	30 HZ
12	127/220	3	30 HZ
20	220/440	3	30 HZ
10	116/220	3	60 HZ
12	127/220	3	60 HZ
20	220/440	3	60 HZ

Asi sucesivamente para la potencia deseada.

13.4 Corriente para alumbrado.

Será de 127/220 Volts.

13.5 Corriente para instrumentos de control.

Será de 220 Volts y 3 fases

13.6 Distribución de corriente dentro de L.B.

La distribución será subterránea para fuerza y aérea para instrumentos y alumbrado.

14. Bases de Diseño para tuberías.

14.1 Los soportes serán de concreto con una altura de 4.5 m mínimo dentro de L.B.

14.2 Drenaje.

Dentro de L.B. se tendrán los siguientes tipos de drenaje, según el material indicado:

Tipo	Material Preferido
Aceite	Acero al Carbón
Pluvial	PVC
Sanitario	PVC
Químico	Barro vitrificado

14.3 Maquetas y dibujos.

Para el diseño de tuberías se realizarán dibujos de planta y elevaciones, así como isométricos de tubería de acero al carbón, acero inoxidable y otros de 1" de diametro y mayores.

15. Bases de Diseño Civil.

15.1 Solicitaciones por viento y sismo.

Para datos de sismos y vientos se usará el Manual de la Comisión Federal de Electricidad.

15.2 Pendiente el estudio mecánico de suelos.

15.3 Nivel freático y de piso terminado.

El N.P.T. tendrá una elevación sobre el nivel del mar de 18.5 m

Nivel freático se encuentra a una distancia de 9 m abajo de N.P.T.

15.4 Tipo de edificios y construcciones.

Los edificios localizados dentro de L.B. son:

Cuarto de control eléctrico y de instrumentos.

Oficinas.

Sanitarios.

Caseta de analizador con aire acondicionado.

Cobertizos para compresores de proceso y aire.

16. Bases de Diseño para Instrumentos.

16.1 El tipo de tablero será proporcional distribuido.

16.2 El tipo de señal será eléctrica y neumática.

16.3 El tipo de tubo para el sistema neumático, será multitubo de Cobre -
aislado con PVC.

17. Bases de Diseño para Equipo.

17.1 Compresores.

Tipo preferido: Centrifugo
Tipo de accionador: Turbina de vapor
Sobrediseño deseado: 15 %

17.2 Bombas.

Tipo preferido: Centrifugas
Tipo de accionador: Electrico

17.3 Cambiadores de calor.

Información requerida sobre factores de incrustación, determinados en operación.

18. Normas, Codigos y Especificaciones.

Para Intercambiadores de Calor: TEMA sección B

Para Bombas y Compresores: API

Para Recipientes y Columnas: ASME sección VIII

Para Equipo Eléctrico, Instrumentación y materiales: NEMA e ISA

Para protecciones contra fuego: NFPA

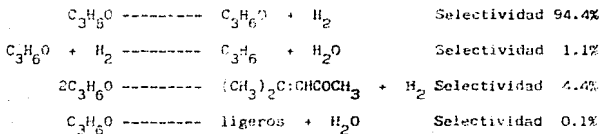
V.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

La planta se divide en dos secciones, la deshidrogenación de isopropanol en fase vapor y la sección de purificación. El equipo principal y el balance de masa y energía se muestran en los diagramas de flujo de proceso.

El isopropanol a 87.5% en peso proveniente de límites de batería es almacenado en el tanque FB-1101 a partir del cual se alimenta el AIP a un tanque de succión FB-1102, por medio de la bomba GA-1101, en el que se mezcla el isopropanol que no reacciona con AIP fresco, la mezcla es bombeada con GA-1102 y alimentada al evaporador EA-1101, esto se hace a través de las corrientes 3 y 4 que están a una temperatura de 37.8°C, la mezcla es vaporizada y enviada por la línea 6 a una temperatura de 96.1°C, al precalentador EA-1102, el cual eleva la temperatura de la mezcla a la adecuada para la reacción (398.9°C) y una presión de 1.7 Kg/cm² (25 psia). La corriente 7 lleva la mezcla que entra a el reactor, la cual está compuesta de 0.16% mol de acetona, 68.23% mol de AIP, 31.55% mol de agua y 0.05% mol de óxido de mesitilo, con esta composición la mezcla entra al reactor de deshidrogenación, el cual es un reactor tubular con sal fundida para facilitar el control de temperatura y la regeneración del catalizador, este último está compuesto de 7 a 8% de óxido de zinc, depositado sobre "piedra pomex". Mientras que el reactor DC-1101 está en operación, en el reactor DC-1102 se regenera el catalizador durante 10 días completos a 500°C con gas que consiste de 2% mol de O₂ y 98% mol de H₂ y la vida del catalizador se asegura para 6 meses.

La mezcla se logra introduciendo aire a través de la línea 20, mezclándose con N_2 fresco proveniente de límites de batería por medio de la línea 18, - el aire es enviado con el soplador GB-1102. La mezcla es calentada en un - quemador a fuego directo (BA-1102) a $500^\circ C$ para alimentarla al reactor DC-1102 por la corriente 23. Después de utilizar el gas, este se ventea a la atmósfera a través de la corriente 24.

El efluente del reactor (línea 8), el cual está constituido de 37.83% mol de H_2 , 0.03% mol de ligeros, 0.4% mol de propileno, 36.39% mol de acetona, 3.68% mol de AIP, 20.77% mol de agua y 0.86% mol de óxido de mesitilo, las reacciones que se llevan a cabo en el reactor son:



El reactor tiene una salida lateral la cual es mezclada con el fluido que - sirve de calentamiento en el EA-1102, estas líneas pertenecen a un sistema cíclico de servicios auxiliares para vapor, y son introducidas en el - tanque FB-1103 el cual cuenta con un sistema de calentamiento interno con el fin de mantener una temperatura constante. La corriente que sale del - FB-1103 tiene una temperatura de $404.44^\circ C$ y es enviada al calentador a fuego directo BA-1101, con el propósito de elevar la temperatura y la presión de la corriente hasta $454.4^\circ C$ y 10 Kg/cm^2 , la corriente que sale del calen-

tador a fuego directo es dividida en dos corrientes con flujos iguales, la primera es utilizada como fluido de calentamiento en el EA-1102 y la segunda es introducida por la parte inferior del reactor con el mismo proposito. Lo anterior es con el fin de mantener la temperatura del reactor constante, debido a que la reacción es endotérmica y la temperatura dentro del reactor tiende a disminuir, es necesario hacer este ciclo de calentamiento.

La mezcla del efluente del reactor sale a una temperatura de 398.9°C y es enfriado en el condensador parcial EA-1103 a una temperatura de 43.3°C enviándolo a el separador de fases FA-1101 por medio de la corriente 9. El gas no condensado que sale por el domo del separador, el cual esta compuesto principalmente de H_2 y acetona es introducido a la torre absorbadora de acetona DA-1101, donde la mayor parte de la acetona contenida en la corriente de H_2 es absorbida en agua que viene de la línea 12. Del domo del absorbador sale una corriente compuesta de 98.7% mol de H_2 , 0.95% mol de propileno y 0.37% mol de acetona a 43.3°C y 1.054 Kg/cm², la cual es enviada a la sección de purificación de H_2 donde esta se obtiene al 99.8% mol de pureza.

La acetona rica en agua que sale del fondo del absorbador se mezcla con la corriente de fondos del tanque separador de fases, la cual se bombea con GA-1103 a través de la corriente 15, la mezcla se alimenta a el tanque sorbo FB-1104. La mezcla que proviene de FB-1104 es bombeada con GA-1104 a la sección de purificación, donde es introducida a la torre de destilación DA-1102 a través de la línea 25, en esta columna los terminados ligeros tales como propileno, acetaldehido y propionaldehido, contenidos en la acetona --

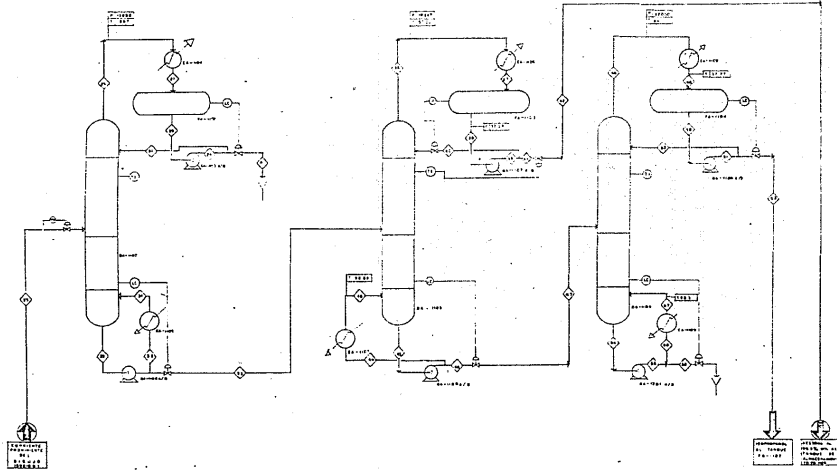
cruda son removidos por el domo, ya que se obtienen como destilado en la corriente 26, estos son condensados con el EA-1104 y una parte se envía como reflujo por la línea 30, mientras la otra es enviada a drenado a través de la corriente 31. El producto de fondos (línea 32) tiene una composición de 34.32% mol de acetona, 3.45% mol de AIP, 61.35% mol de H₂O y 0.824% mol de óxido de mesitilo, es enviado a la torre DA-1103 por medio de la corriente 36, con el fin de recuperar acetona pura por el domo de la columna. La acetona que se obtiene por el destilado tiene una pureza de 99.5% mol, esta se condensa en el EA-1106, retornando el reflujo a la torre por la línea 41 y el producto es enviado a través de GA-1107 y la línea 42 a los tanques de almacenamiento de acetona.

El alcohol isopropílico no convertido, junto con pequeñas cantidades de óxido de mesitilo, acetona y agua es recuperado en los fondos de la torre DA-1103 y enviado con GA-1108 por medio de la corriente 47 hacia la alimentación de la torre de AIP, DA-1104. Una mezcla azeotrópica de isopropanol y agua junto con otras impurezas es obtenida en el destilado (línea 48), esta es introducida en el condensador EA-1108 del que sale a 37.8°C, la mezcla es enviada al tanque de reflujo FA-1104, del que succiona la bomba centrífuga GA-1109, la cual envía una parte al reflujo de la torre por la corriente 52 y otra parte es reciclada al tanque FB-1102 a través de la corriente 53.

El producto de fondos de la torre AIP es una mezcla acuosa formada por 0.13% mol de AIP, 98.52% mol de H₂O y 1.35% mol de acetona, la cual es enviada a

un depósito de tratamiento de agua por medio de la bomba GA-1201 y a través de la línea 58.

COMPONENTE	25	26	27	30	31	35	37	40	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54
	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr
ACETONA	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
AGUA



LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL		
CÓDIGO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
B-100	Columna de destilación No. 100	Aluminio, 10 platos, 1.50 m de altura, 1.50 m de diámetro, 1.50 m de longitud, 1.50 m de ancho.
B-101	Columna de destilación No. 101	Aluminio, 10 platos, 1.50 m de altura, 1.50 m de diámetro, 1.50 m de longitud, 1.50 m de ancho.
B-102	Columna de destilación No. 102	Aluminio, 10 platos, 1.50 m de altura, 1.50 m de diámetro, 1.50 m de longitud, 1.50 m de ancho.

<p>DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PARA LA SECCION DE PURIFICACION DE LA PLANTA DE ACETONA 80 000 TON/ANNO</p>									
<p>REVISTA No. 213-1952</p>									

V.3 BALANCE DE MASA Y ENERGIA

Para realizar el balance de masa y energía se utilizó la información disponible que se encuentra en el diagrama de flujo, junto con algunas suposiciones, las cuales a través de un proceso iterativo fueron confirmados ó corregidas.

La información disponible además de la reportada en el DFP es la siguiente:

- 1.- De acuerdo a las especificaciones de materias primas y productos dadas en las bases de diseño, se tiene que el isopropanol fresco se compone de un 87.5% peso de AIP y 2.5% peso de agua. En cuanto a la acetona -- como producto final, debe estar al 99.5% mol.
- 2.- Las composiciones de las corrientes que van a depósito o tratamiento, -- son especificadas por la Secretaria de Desarrollo Urbano y Ecología --- (SEDUE), con las composiciones siguientes, corriente de fondos de la -- torre de AIP: oxido de mesitilo 1.35% mol, AIP 0.13% mol y agua 98.52%.
Corriente de domos de la torre de ligeros: propileno 20%, ligeros 22% y acetona 58%.
- 3.- Se sabe que la corriente gaseosa que sale del absorbedor elimina todo -- el H_2 de la corriente de entrada, así mismo el líquido absorbente es -- agua pura.

4.- Las reacciones que se llevan a cabo son mostradas en la descripción del proceso, bajo las condiciones de deshidrogenación descritas anteriormente, la conversión de AIP que se puede obtener en la fase vapor es de 75 a 95% mol, la selectividad de acetona es alta, generalmente cerca del 90 al 99%, por tanto la producción de acetona esta cerca del 70 al 90%.

Varios subproductos son formados en adición de hidrógeno, los cuales -- son producidos a la razón de 1 mol/mol de acetona.

5.- La figura V.1 muestra esquemáticamente el diagrama de bloques del proceso, en este se muestran los conjuntos de corte seleccionados para resolver el balance de masa, así como las corrientes conocidas.

6.- El balance de energía se realizó con la ayuda de la corrección de Pottas a la ecuación de Soave, para fluidos polares, a fin de calcular las entalpías de las corrientes en fase vapor. De la misma manera se utilizó la ecuación de estado de UNIQUAC para efectuar los calculos correspondientes a las entalpías de las corrientes donde la fase fluida eran líquidos. A continuación se presentan las ecuaciones mencionadas.

Ecuación de Soave - Matias

$$H = H_v^o + RT \left(Z-1 - \frac{1}{B} \ln \left(\frac{Z+B}{Z} \right) \right) \sum_{i=1}^c \sum_{j=1}^c Y_i Y_j A_{ij} \left(1 - \frac{m_i Tr_i^{1/2}}{2 a_i^{1/2}} - \frac{m_j Tr_j^{1/2}}{2 a_j^{1/2}} \right)$$

donde

$$A_{ij} = 0.42747 a_i \frac{Pr_i}{Tr_i}$$

$$B_i = 0.08664 \frac{Pr_i}{Tr_i}$$

$$A = \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^C Y_i Y_j A_{ij}$$

donde

$$A_{ij} = (A_i A_j)^{1/2}$$

$$B = \sum_{i=1}^C Y_i B_i$$

$$m_i = 0.48508 + 1.55191 w_i - 0.15613 w_i^2$$

$$a_i^{1/2} = \exp (c_i - (1 - Tr_i d_i))$$

$$c_i = 1 + m_i/2 + 0.3 p_i$$

$$d_i = (c_i - 1)/c_i$$

Ecuación de UNIQUAC.

$$H = H^I + H^E + H^R$$

Donde :

$$H^I = \sum_{i=1}^m X_i (D_{1i}(T - T_0) + D_{2i} \ln(T/T_0) + E_{3i}(T^2 - T_0^2)/2 + U_{4i}(T \ln T - T_0 \ln T_0 + T_0 - T))$$

Donde :

H^I = Entalpia de gas ideal.

D_{ji} = Constantes individuales para cada sustancia.

T_0 = Temperatura de referencia.

T = Temperatura absoluta.

$$H^E = R \sum_{i=1}^m \left(\frac{q_i X_i}{\sum_{j=1}^m \theta_j \tau_{ji}} \right) \left(\sum_{j=1}^m \theta_j' \tau_{ji} (a_{ji} + 2 b_{ji}/T) \right)$$

Donde:

$$\theta_j' = \frac{q_j' X_j}{\sum_{i=1}^m q_i' X_i}$$

$$\tau_{ji} = \exp \left(- \frac{\Delta U_{ji}}{RT} \right) = \exp \left(- \frac{a_{ji}}{T} \right)$$

$$\tau_{ij} = \exp \left(- \frac{\Delta U_{ij}}{RT} \right) = \exp \left(- \frac{a_{ij}}{T} \right)$$

Donde:

H^E = Entalpia en exceso

q' = Al área de superficie externa de la molécula

X_i = Fracción mol

ΔU = Parámetro de energía de interacción

a = Parámetros binarios (experimentales)

θ'_j = fracción de area externa

R = Constante de los gases ideales

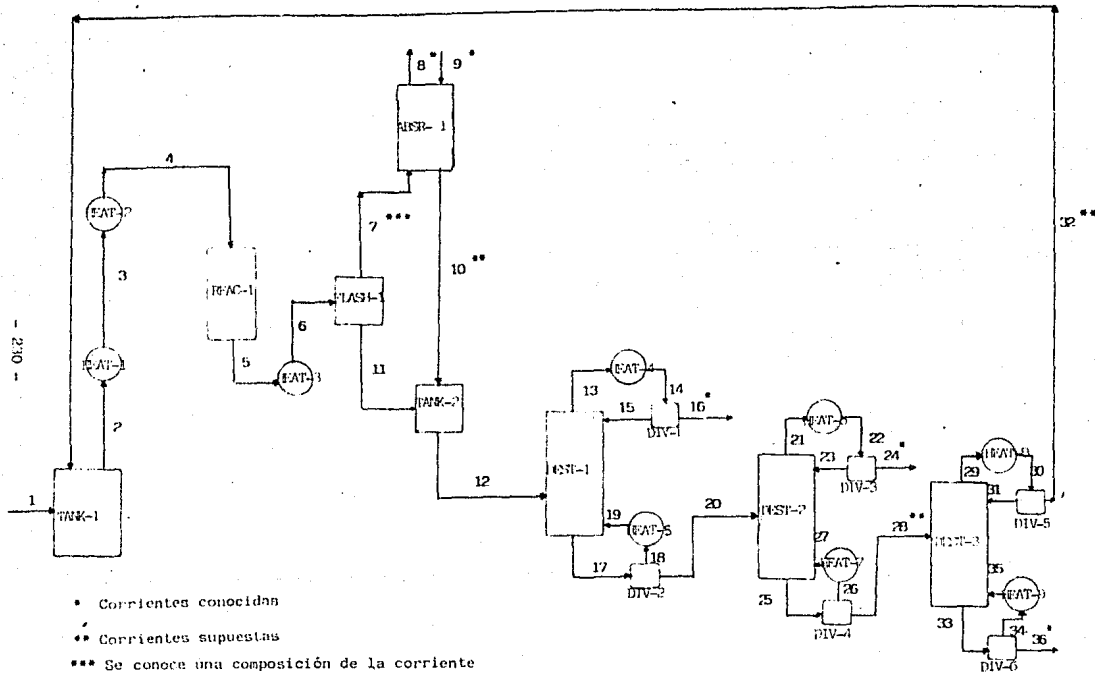
$$H^E = R \sum_{i=1}^n X_i (-C_{2i} + C_{3i} T^2 + C_{4i} T + 2 C_{5i} T^3)$$

Donde:

H^R = Entalpia ideal de la mezcla líquida.

C = Constantes individuales para cada componente

X_i = Fracción mol



- Corrientes conocidas
 - Corrientes supuestas
 - Se conoce una composición de la corriente
- Fig. V.1 Conjunto de Corte

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 PLANTA: ACETONA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

CORRIENTE	1		2		3		4		5		6		7		8	
	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol
COMPONENTE																
HIDROGENO															332.81	37.84
LIGEROS															6.86	0.03
PROPILENO															74.70	0.04
ACETONA			26.16	0.16	26.16	0.16	26.16	0.16	26.16	0.16	26.16	0.16	26.16	0.16	9,195.54	36.39
ISOPROPANOL	10,072.40	66.44	11,013.08	68.23	11,013.08	68.23	11,013.08	68.23	11,013.08	68.23	11,013.08	68.23	11,013.08	68.23	962.84	3.79
AGUA	1,792.63	31.55	1,527.09	31.55	1,527.09	31.55	1,527.09	31.55	1,527.09	31.55	1,527.09	31.55	1,527.09	31.55	1,629.05	20.87
OXIDO DE METILO			6.03	0.05	6.03	0.05	6.03	0.05	6.03	0.05	6.03	0.05	6.03	0.05	370.00	0.86
TOTAL	11,465.03		12,572.35		12,572.35		12,572.35		12,572.35		12,572.35		12,572.35		12,157.43	
PROPIEDADES	UNIDADES															
PESO MOLECULAR	Kg/Kg mol	46.81	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	46.83	28.88
DENSIDAD	Kg/m3	875.40	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60	875.60
VISCOSIDAD	Kg/m seg	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04	3.38E-04
TEMPERATURA	C	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77	37.77
PRESSION	Kg/m2	131,009.00	10,336.00	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88	21,093.88
ENCHO. TERMICA	Cal/ce seg X	4.15E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04	4.55E-04
ENTALPIA	Kcal/Kg mol	218.57	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66	218.66
CAP. CALORIFICA	Kcal/Kg mol X	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00	31.00
FASE	L=Liq., V=Vap.	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 PLANTA: ACETONA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

CORRIENTE	9		10		11		12		13		14		15		16	
	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol
MICROGENO	332.81	37.84	332.81	69.00	332.81	76.43										
LIGEROS	6.86	0.03	1.04	0.01					1.04	0.01	5.77	0.07	5.77	0.07	5.77	0.07
PROPILENO	74.70	0.04	69.99	0.70	66.74	15.32			3.31	0.03	4.74	0.05	4.74	0.05	4.74	0.05
ACETONA	9,195.51	38.39	3,611.82	26.07	35.86	8.25			3,575.96	23.47	5,583.71	48.90	5,583.71	48.90	5,583.71	48.90
ISOPROPANOL	982.81	3.79	141.93	0.99					141.93	0.90	820.91	6.95	820.91	6.95	820.91	6.95
AGUA	1,629.05	20.87	134.55	3.13			3,436.43	100.00	3,570.98	75.52	1,494.48	42.12	1,494.48	42.12	1,494.48	42.12
OXIDO DE MESITILO	370.00	0.86	15.44	0.07					15.44	0.06	355.00	1.84	355.00	1.84	355.00	1.84
TOTAL	12,572.36		4,307.67		435.41		3,436.43		7,308.69		8,264.69		8,264.69		8,264.69	

PROPIEDADES	UNIDADES	9	10	11	12	13	14	15	16
PESO MOLECULAR	Kg/Kg mol	28.876	18.050	9.170	18.015	27.853	42.033	42.033	42.033
DENSIDAD	Kg/m ³	415.910	0.950	0.136	1000.000	927.140	935.580	935.580	935.580
VISCOSIDAD	Kg/m seg	9.57E-04	1.07E-05	1.39E-05	1.00E-03	4.66E-04	3.31E-04	3.31E-04	3.31E-04
TEMPERATURA	C	43.330	43.330	43.330	43.330	43.330	43.330	43.330	43.330
PRESION	kg/m ²	14062.600	14962.590	12656.330	14062.590	14062.590	31640.820	21093.080	31640.820
COND. TERMICA	Cal/cm seg K	5.36E-04	7.73E-05	7.98E-05	7.05E-03	5.45E-04	4.41E-04	4.41E-04	4.41E-04
ENTALPIA	Kcal/Kg mol	957.011	589.961	420.285	239.652	67.725	163.889	163.889	163.889
CAP. CALORIFICA	Kcal/Kg mol K	14.500	10.218	6.999	18.000	21.348	26.576	26.576	26.576
FASE	L=Liq.; V=Vap.	L/V	V	V	L	L	L	L	L

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
PLANTA: ACETONA

SALANCE DE MASA Y ENERGIA

CORRIENTE		17		25		26		27		28		29		30		31	
COMPONENTE		Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol
HIDROGENO																	
LIBEROS		6.82	0.03	6.82	0.03	29.14	22.79	29.14	22.79	29.14	22.79	29.14	22.79	19.43	22.79	6.82	22.79
PROPILENO		8.05	0.04	8.05	0.04	25.97	20.31	25.97	20.31	25.97	20.31	25.97	20.31	17.31	20.31	8.05	20.31
ACETONA		9,159.68	34.37	9,159.68	34.37	72.79	56.90	72.79	56.90	72.79	56.90	72.79	56.90	48.52	56.90	27.76	56.90
ISOPROPANOL		962.84	3.50	962.84	3.50												
AGUA		5,065.47	61.24	5,065.47	61.24												
OTRO DE RESULTO		370.45	0.82	370.45	0.82												
TOTAL		15,573.33		15,573.33		127.89		127.89		127.89		127.89		85.26		42.63	
PROPIEDADES	UNIDADES																
PESO MOLECULAR	Kg/Kg mol	33.931		33.931		50.713		50.713		50.713		50.713		50.713		50.713	
DENSIDAD	kg/m ³	935.580		950.600		2.004		719.670		719.670		719.670		719.670		719.670	
VISCOSIDAD	kg/w seg	3.31E-04		3.24E-04		1.00E-05		1.27E-04		1.27E-04		1.27E-04		1.27E-04		1.27E-04	
TEMPERATURA	C	43.330		56.700		48.980		37.770		37.770		37.770		37.770		37.770	
PRESION	Kg/a ²	21640.020		13000.000		10546.940		10336.000		10336.000		10336.000		31640.000		31640.000	
COND. TERMICA	Cal/cm seg K	4.41E-04		4.37E-04		3.59E-05		7.13E-04		7.13E-04		7.13E-04		7.13E-04		7.13E-04	
ENTALPIA	Kcal/Kg mol	109.743		170.552		940.931		236.000		236.000		236.000		236.000		236.000	
CAP. CALORIFICA	Kcal/Kg mol K	26.576		15.416		17.736		26.446		26.446		26.446		26.446		26.446	
FASE	L-1,2,3, V-1,2,3, L	L		L		V		L		L		L		L		L	

AS LAS LINEAS 18 A 24 NO APARECEN EN EL BALANCE DEBIDO A QUE PERTENECEN A LA SECCION DE PURIFICACION DEL CATALIZADOS Y NO INTERVIENEN DIRECTAMENTE CON EL PROCESO DE OBTENCION DE ACETONA

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
PLANTA: ACETONA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

COMPONENTE	37		38		34		35		36		37		38		39	
	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol
ETILENO																
PROPENO																
ACETONA	5,343.57	34.32	15.00	34.32	15.00	34.32	9,121.88	34.32	15,796.83	99.50	15,796.83	99.50	15,796.83	99.50	15,796.83	99.50
ISOPROPANOL	543.38	3.49	1.53	3.49	1.53	3.49	301.94	1.14								
AGUA	9,552.03	61.75	26.87	61.75	26.87	61.75	5,665.47	61.75	79.38	0.50	79.38	0.50	79.38	0.50	79.38	0.50
DIÓXIDO DE NITRÓGENO	127.67	0.82	0.36	0.82	0.36	0.82	370.45	0.82								
TOTAL	15,569.73		43.79		43.79		15,530.65		15,876.21		15,876.21		15,876.21		15,876.21	

PROPIEDADES	UNIDADES															
PESO MOLECULAR	Kg/Kg mol	33.897	33.897	33.897	33.897	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880	57.880
DENSIDAD	Kg/m ³	981.000	981.000	2.364	981.000	2.246	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340	811.340
VISCOSIDAD	Kg/m seg	1.27E-04	1.27E-04	1.55E+01	1.27E-04	8.80E-05	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04	1.56E-04
TEMPERATURA	C	75.500	75.500	80.500	75.500	57.220	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770	37.770
PRESION	Kg/cm ²	115070.000	42000.000	41995.600	41999.200	10546.940	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000	10336.000
COND. TERMICA	Cal/cm seg K	4.46E-04	4.46E-04	2.84E+04	4.46E-04	3.08E-05	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04	7.10E-04
ENTALPIA	Kcal/Kg mol	134.758	134.758	1825.300	134.758	1267.327	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750	249.750
CAP. CALORIFICA	Kcal/Kg mol K	24.990	24.990	19.021	24.990	19.203	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358	30.358
FASE	L=Liq.; V=Vap.:	L	L	V	L	V	L	L	L	L	L	L	L	L	L	L

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 PLANTA: ACETONA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

CORRIENTE		40		41		42		43		44		45		46		47	
COMPONENTE		Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol	Kg/hr	I Mol
HIDROGENO																	
LIGEROS																	
PROPILENO																	
ACETONA		6,710.07	99.50	9,083.82	99.50	7,116.19	99.50	18.38	0.15	8.78	0.15	8.78	0.15	26.16	0.15	26.16	0.15
ISOPROPANOL								253.19	5.33	311.84	5.33	311.84	5.33	962.84	5.33	962.84	5.33
AGUA		33.72	0.50	45.65	0.05	14.22	0.05	11,427.70	93.25	5,455.79	93.25	5,455.79	93.25	5,047.38	93.25	5,047.38	93.25
OXIDO DE METILO								154.41	1.25	73.72	1.26	73.72	1.26	361.84	1.26	361.84	1.26
TOTAL		6,743.79		9,129.47		9,132.42		12,253.68		5,850.13		5,850.13		6,399.22		6,398.22	
PROPIEDADES		UNIDADES															
PESO MOLECULAR		Kg/Kg mol		57.880		57.880		57.880		21.326		21.326		21.326		21.326	
DENSIDAD		Kg/m ³		811.340		811.340		811.340		1065.500		1065.500		1071.000		1065.500	
VISCOSIDAD		Kg/m seg		1.58E-04		1.58E-04		1.58E-04		6.20E+00		6.20E+00		6.30E+00		6.20E+00	
TEMPERATURA		°C		37.770		37.770		37.770		94.000		94.000		99.000		94.000	
PRESION		Kg/m ²		31620.000		31620.000		14000.000		18750.000		18750.000		42000.000		42000.000	
COND. TERMICA		Cal/cm seg K		7.10E-04		7.10E-04		7.10E-04		3.06E-01		3.06E-01		5.71E-04		3.06E-04	
ENTALPIA		Kcal/Kg mol		249.750		249.750		249.750		321.910		321.910					
CAP. CALORIFICA		Kcal/Kg mol K		30.358		30.358		30.358		37.157		37.157		19.250		37.157	
FASE		L=Liq., V=Vap.		L		L		L		L		L		V		L	

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 PLANTA: ACETONA

BALANCE DE MASA Y ENERGIA

CORRIENTE	56		57		58		59		60		61		62		63	
COMPONENTE	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol	Kg/hr	% Mol
HIDROGENO																
LIGEROS																
PROPILENO																
ACETONA																
ISOPROPANOL	16.19	0.13	16.19	0.13	22.15	0.13										
AGUA	3,677.73	98.52	3,677.73	98.52	4,912.93	96.52										
DIIDO DE MESITILO	274.55	1.35	274.55	1.35	355.00	1.35										
TOTAL	3,968.17		3,968.17		5,290.00											

PROPIEDADES UNIDADES

PESO MOLECULAR	Kg/Kg mol	19.150	19.150	19.150
DENSIDAD	Kg/m ³	987.453	7.254	987.453
VISCOSIDAD	Kg/m ² seg	1.67E+01	7.14E+00	1.67E+01
TEMPERATURA	C	95.300	100.000	95.300
PRESION	Kg/m ²	10000.000	17950.000	18000.000
COND. TERMICA	Cal/cm seg K	6.81E+01	1.84E+01	6.81E+01
ENTALPIA	Kcal/Kg mol	215.935	1369.050	215.935
CP. CALORIFICA	Kcal/Kg mol K	20.050	19.540	20.050
FASE	L-Liq; V-Vap	L	V	L

V.3A DISTRIBUCION DE SERVICIOS AUXILIARES

El requerimiento de los servicios auxiliares en cualquier planta de proceso, es vital para su funcionamiento, ya que estos intervienen directamente en el proceso, ya sea como agua de enfriamiento, vapor, gas inerte ó combustible, intercambiando y proporcionando energía.

Aún cuando no se contempla dentro de la ingeniería básica, es útil conocer la manera en que los servicios se distribuyen en la planta, para lo cual se desarrolla en manera esquemática una serie de diagramas de distribución de servicios auxiliares (solo para agua de enfriamiento y vapor). Presentando los cabezales de alimentación y retorno, así como los equipos con los que interactúan, mencionando también el flujo y temperatura a la entrada y salida de los equipos.

Fig. V.2 Diagrama de Distribución de Agua de Enfriamiento

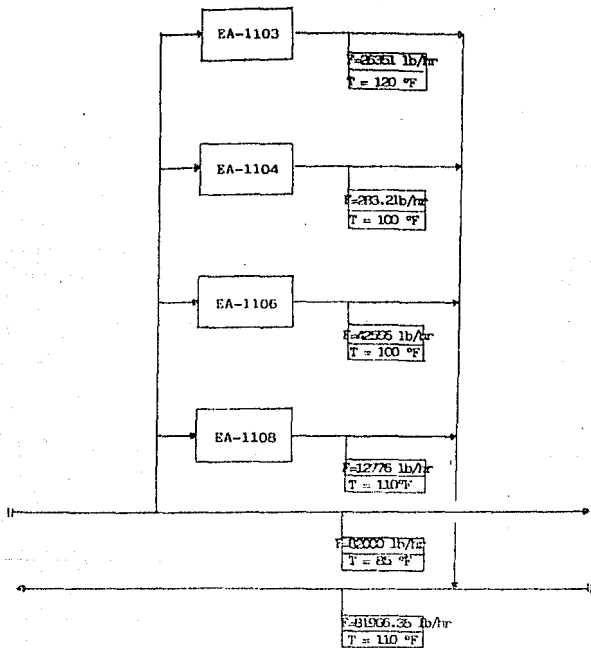


Fig.V.3 Diagrama de Distribución de Vapor

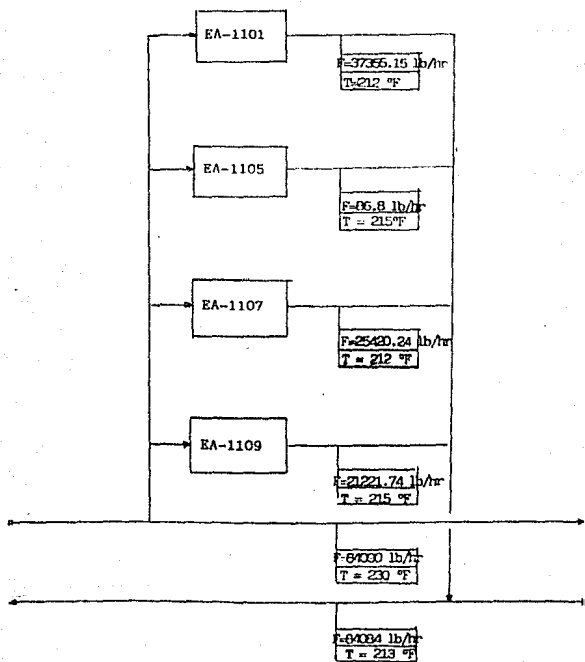
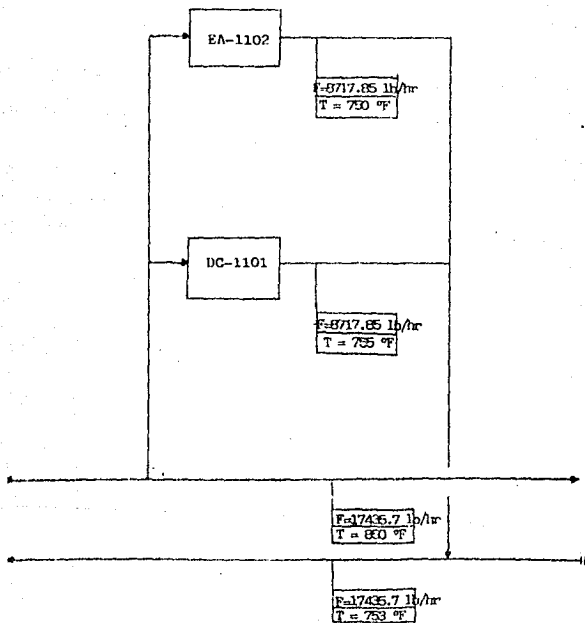


Fig. V.4 Diagrama de Distribución de Vapor



V.4 CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPO

Antes de iniciar los cálculos para el diseño de los equipos principales, es necesario visualizar claramente cuales serán los parámetros y las variables a considerar.

Debe entenderse por parámetros de diseño el conjunto de datos fijos que no puede modificar el diseñador.

Las variables de diseño de un equipo dependen del fenómeno que se llevará a cabo en él, de las condiciones de operación del mismo y de los métodos de cálculo.

De acuerdo con lo anterior es necesario establecer los diferentes criterios que se han de utilizar para el diseño de cada equipo, los cuales se presentan a continuación.

Torre Absorbedora DA-1101

Tipo:	Empacada
Tipo de empaque:	Sillas Berl de cerámica de 1 in
AP por metro de empaque:	400 Nw/m ²
Material de la coraza:	Acero al carbón

	Gases		Líquidos	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Presión (Kg/cm ²)	1.300	1.200	1.200	1.300
Temperatura (°C)	43.330	43.330	43.330	43.330
Flujo (Kg/hr)	4307.670	431.410	3436.430	7308.690
Densidad (Kg/m ³)	3.186-3	0.1361	1000.000	972.140
P. Mol. (Kg/Kmol)	18.059	2.604	18.000	27.853
Viscosidad (Cp)	0.010	0.012	0.100	0.465

Torre de Destilación DA-1102

Relación de Reflujo:	2
Espaciamento entre platos:	0.5 metros
Tipo de Plato:	válvula
Caida de Presión por plato:	0.0075 Kg/cm ²
Material de los Platos:	Acero al carbón
Material de la coraza:	Acero al carbón

	<u>Destilado</u>	<u>Alimentación</u>	<u>Fondas</u>
Presión (Kg/cm ²)	1.05	1.30	1.50
Temperatura (°C)	37.77	56.70	75.50
Flujo (Kg/hr)	42.63	15573.33	15530.70
Densidad (Kg/m ³)	719.67	950.60	986.80
P.Mol. (Kg/Kmol)	50.73	33.91	33.89

Torre de Destilación DA-1103

Relación de Reflujo: 1.74
Espaciamento entre platos: 0.67 metros
Tipo de Plato: válvula
Caída de Presión por plato: 0.0075 Kg/cm²
Material de los platos: Acero al carbón
Material de la coraza: Acero al carbón

	<u>Destilado</u>	<u>Alimentación</u>	<u>Fondos</u>
Presión (Kg/cm ²)	1.400	1.600	1.875
Temperatura (°C)	37.770	75.500	94.000
Flujo (Kg/hr)	9132.420	15530.650	6398.220
Densidad (Kg/m ³)	811.340	986.000	1065.500
P. Mol. (Kg/Kgmol)	57.880	33.887	21.326

Torre de Destilación DA-1104

Relación de Reflujo: 2.3
Espaciamento entre platos: 0.67 metros
Tipo de Plato: válvula
Caída de presión por plato: 0.0075
Material de los platos: Acero al carbón
Material de la coraza: Acero al carbón

	<u>Destilado</u>	<u>Alimentación</u>	<u>Fondos</u>
Presión (Kg/cm ²)	1.400	1.580	1.800
Temperatura (°C)	37.770	94.000	95.300
Flujo (Kg/hr)	1007.330	6398.220	5290.890
Densidad (kg/m ³)	876.000	1065.500	987.450
P. Mol. (Kg/Kgmol)	46.812	21.326	19.150

Reactor DC-1101/2

El reactor será un tanque cilíndrico vertical con tubos como partes internas, en los cuales se coloca el catalizador y se lleva a cabo la reacción. Por la naturaleza de la reacción se introducirá vapor como medio de calentamiento por el lado de la coraza.

Temperatura de Operación (°C):	398.9
Temperatura de diseño (°C):	418
Presión de operación (Kg/cm ²):	1.7
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.05
Conversión de AIP :	95.0%
Catalizador:	7.5% de Oxido de Zinc/piedra ponex
Medio de calentamiento:	Vapor
Relación L/D:	5.0 mínimo
Arreglo interno de los tubos:	en cuadro
Longitud de tubos:	7.61 metros
Material de los tubos:	Acero Inoxidable 316
Material de la Coraza:	Acero Inoxidable 316

Tanque Separador FA-1101

El separador será un tanque cilíndrico vertical con malla como interno.

Fluido de Proceso: 37.83 %mol de H₂, 0.7 %mol de propileno,
36.39 %mol de acetona, 3.6 %mol de AIP,
20.77 %mol de H₂O y 0.86 %mol de Oxido de -
mesitilo.

Temperatura de Operación (°C): 43.3
Temperatura de Diseño (°C): 60.0
Presión de Operación (Kg/cm²): 1.36
Presión de diseño (Kg/cm²): 1.63
Densidad del Líquido (Kg/m³): 935.55
Densidad del Vapor (Kg/m³): 0.9496
Material de construcción: Acero al carbón

Evaporador EA-1101

Tipo: Tubos y coraza, horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Vapor de Agua	Mezcla de AIP
Flujo (Kg/hr):	16 900	12572.36
Temperatura (°C):	109 - 100	37.8 - 96.1
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2	2.04
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.2	2.50
Material:	Acero al Carbón	Acero al carbón
U recomendada: 160		

Calentador EA-1102

Tipo: Tubos y Coraza, Horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Vapor de Agua	Mezcla de AIP
Flujo (Kg/hr):	3 958	12572.36
Temperatura (°C):	454.4 - 426.66	96.1 - 398.9
Presión de Operación (Kg/cm ²):	10	1.7
Presión de diseño (Kg/cm ²):	11	2.5
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 120

Enfriador EA-1103

Tipo: Tubos y Coraza, Horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Agua de Enfriamiento	Mezcla de Reacción
Flujo (Kg/hr):	11 963.6	12572.36
Temperatura (°C):	30.0 - 48.88	398.9 - 43.3
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2	1.56
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.2	1.97
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 130

Condensador EA-1104

Tipo: Tubos y Coraza, Horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Agua de enfriamiento	propileno, ligeros y acetona
Flujo (Kg/hr):	128.57	127.69
Temperatura (°C):	30.0-43.33	48.88 - 37.77
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2	1.02
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.2	1.30
Material:	Acero al carbón	Acero al carbón

U recomendada: 30

Reboiler EA-1105

Tipo: Horquillas

	<u>Tubo Interior</u>	<u>Anulo</u>
Fluido:	Mezcla	Vapor de agua
Flujo (Kg/hr):	43.79	39.41
Temperatura (°C):	167.9 - 176.9	228 - 215
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2.04	2
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.5	2.2
Material:	Acero al carbón	Acero al carbón

U recomendada: 10

Condensador EA-1106

Tipo: Tubos y Coraza; Horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Agua de Enfriamiento	Acetona al 99.5% mol
Flujo (Kg/hr):	19 320.25	15876.21
Temperatura (°C):	30.0 - 48.88	57.5 - 37.77
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2	1.02
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.2	1.3
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 120

Reboiler EA-1107

Tipo:

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Vapor	Mezcla
Flujo (Kg/hr):	11 540.78	5855.72
Temperatura (°C):	108 - 100	94 - 99
Presión de Operación (Kg/cm ²):	1.7	2
Presión de diseño (Kg/cm ²):	1.87	2.17
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 130

Condensador EA-1108

Tipo: Tubos y Coraza, Horizontal.

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Agua de enfriamiento	Isopropanol, agua e impurezas
Flujo (Kg/hr):	5 800.30	3654.19
Temperatura (°C):	30.0 - 43.33	60.55 - 37.8
Presión de Operación (Kg/cm ²):	2	1.02
Presión de diseño (Kg/cm ²):	2.2	1.03
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 110

Reboiler EA-1109

Tipo: Tubos y coraza, Kettle

	<u>Tubos</u>	<u>Coraza</u>
Fluido:	Vapor de Agua	AIF, Agua y Acetona
Flujo (Kg/hr):	9 634.67	3 968.17
Temperatura (°C):	109 - 102	95 - 100
Presión de Operación (Kg/cm ²):	1.7	1.9
Presión de diseño (Kg/cm ²):	1.87	2
Material:	Acero al carbón	Acero al Carbón

U recomendada: 130

Tanque de Reflujo FA-1102

Posición: Horizontal
Fluido: Propileno 43.1 %mol y acetona 56.9 % mol
Flujo (kg/hr): 127.89
Temperatura de Operación (°C): 37.77
Temperatura de Diseño (°C): 48.00
Presión de Operación (Kg/cm²): 1.20
Presión de Diseño (Kg/cm²): 1.50
Tiempo de Residencia (min): 3.00
Densidad (Kg/m³): 719.67
Material: Acero al carbón

Tanque de Reflujo FA-1103

Posición: Horizontal
Fluido: Acetona al 99.5%
Flujo (kg/hr): 15876.21
Temperatura de Operación (°C): 37.77
Temperatura de Diseño (°C): 48.00
Presión de Operación (Kg/cm²): 1.20
Presión de Diseño (Kg/cm²): 1.50
Tiempo de Residencia (min): 5.00
Densidad (Kg/m³): 811.34
Material: Acero al carbón

Tanque de Reflujo FA-1104

Posición :	Horizontal
Fluido:	AIP 66.18 %mol, Agua 31.54 %mol, Acetona 1.9 %mol
Flujo (Kg/hr):	3654.19
Temperatura de Operación (°C):	37.80
Temperatura de Diseño (°C):	40.00
Presión de Operación (Kg/cm ²):	1.20
Presión de Diseño (Kg/cm ²):	1.50
Tiempo de Residencia (min):	5.00
Densidad (Kg/m ³):	876.00
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1101 A/B

Tipo:	Centrífuga
Fluido de Proceso:	AIP
Cabeza:	81.5 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	37.77 °C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1102 A/B

Tipo:	Centrifuga
Fluido de Proceso:	AIP
Cabeza:	41.5 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	37.77 °C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1103 A/B

Tipo:	Centrifuga
Fluido de Proceso:	Acetona cruda
Cabeza:	76.27 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	43.33°C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1104 A/B

Tipo:	Centrifuga
Fluido de Proceso:	Acetona cruda
Cabeza:	78.58 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	57.22°C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1105 A/B

Tipo:	Centrifuga
Fluido de Proceso:	Propileno y ligeros
Cabeza:	97.68 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	37.77°C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1106 A/B

Tipo:	Centrifuga
Fluido de Proceso:	Acetona, agua y AIP
Cabeza:	93.45 ft
Cabeza de Succión:	Positiva
Temperatura de Succión:	76.66°C
Material:	Acero al carbón

Bomba GA-1107 A/B

Tipo: Centrifuga
Fluido de Proceso: Acetona
Cabeza: 89.2 ft
Cabeza de Succión: Positiva
Temperatura de Succión: 37.77°C
Material: Acero al Carbón

Bomba GA-1108 A/B

Tipo: Centrifuga
Fluido de Proceso: AIP y Agua
Cabeza: 89.27 ft
Cabeza de Succión: Positiva
Temperatura de Succión: 99 °C
Material: Acero al Carbón

Bomba GA-1109 A/B

Tipo: Centrifuga
Fluido de Proceso: AIP
Cabeza: 89.72 ft
Cabeza de Succión: Positiva
Temperatura de Succión: 37.77°C
Material: Acero al Carbón

Bomba GA-1201 A/B

Tipo: Centrifuga
Fluido de Proceso: Agua
Cabezas: 55.39 ft
Cabeza de Succión: Positiva
Material: Acero al carbón
Temperatura de Succión: 100 °C

Horno BA-1101/2

Tipo: Caja Horizontal
Carga Térmica de Diseño: 50×10^6 BTU/hr
Carga Térmica Radiante: 3 080 060.7 BTU/hr
Diámetro de tubos: 3 in
Pasos en los Tubos: 2
Combustible: Combustóleo
Flujo de Combustible: 3 700 lb/hr
Poder Calorífico Inferior: 16 851 BTU/lb
Eficiencia: 85%
Flujo de Aire estequiométrico: 64 321 lb/hr
Material de Tubos: Acero inoxidable
Material de Paredes: Ladrillo refractario
Tipo de Aislante: Conservación de Calor
y protección al personal

Diseño de Equipo Principal.

El dimensionamiento de los equipos principales se realizó tomando en cuenta lo reportado en el punto anterior. Todos los equipos fueron diseñados con algoritmos de cálculo reportados en la literatura como métodos rigurosos, - por lo que fué necesario implementar algunos programas de computadora para resolverlos.

Aún cuando los programas realizados fueron hechos independientemente uno de otro, de acuerdo con los equipos a diseñar, es factible realizar un programa principal y ciertos ajustes para unificarlos como subrutinas.

Con los resultados finales del diseño se llenaron las hojas de datos, por lo que se omite en esta sección. En el apéndice B se muestran los algoritmos utilizados y resultados obtenidos en el dimensionamiento del equipo.

V.5 LISTA DE EQUIPO

Lista de Equipo Principal

Clave	Nombre	Características
BA-1101	Calentador a fuego directo para vaporizar la mezcla	Tipo: Caja horizontal; Capacidad: 300000.7 BTU/hr Área: 2307.7 ft ² ; N ^o tubos: 49 Material Tubos: Ac.Inox. y Paredes: Ac. Bille Refrac.
BA-1102	Calentador a fuego directo de la mezcla de N ₂ y aire	Tipo: Caja horizontal; Área: 2307.7 ft ² Carga: 3 000 000.7 BTU/hr; N ^o tubos: 49 Material Tubos: Ac.Inox. y Paredes: Ac. Bille Refrac.
DA-1101	Torre absorbedora de Acetona	Empaque: Sillas Berl de cerámica de 1 in Altura del Empaque: 2.52 m; Diámetro: 1.37 m
DA-1102	Columna de destilación para terminados ligeros	Altura: 31m ; Diámetro: 2.37m N ^o platos: 61 tipo válvula; Plato _{plata} : 30 Material de platos y coraza: Acero al carbón.
DA-1103	Columna de destilación de acetona.	Altura: 33.5m ; Diámetro: 1.75 m N ^o platos: 50 tipo válvula; Plato _{plata} : 20 Material de platos y coraza: Acero al carbón
DA-1104	Columna de destilación de isopropanol	Altura: 34.75 m ; Diámetro: 1.65 m N ^o Platos: 50 tipo válvula; Plato _{plata} : 20 Material de platos y coraza: Acero al carbón
BC-1101/2	Reactor de lecho fijo para la deshidrogenación de isopropanol	Altura: 7.61m ; Diámetro: 1.5m Catalizador: 7.0% de óxido de níquel/piedra pomez Material de tubos y coraza: acero inox. 316
EA-1101	Calentador de la mezcla de AIP	Diámetro de coraza: 0.6m ; N ^o tubos: 336 Carga térmica: 4 165 846 Btu/hr Material de tubos y coraza: Acero al carbón

Lista de Equipo Principal
(continuación)

Clave	Nombre	Características
EA-1102	Pre calentador de isopropanol	Diámetro de coraza: 0.254 m; N _{tubos} : 49 Carga térmica: 1 215 269 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al Carbón
EA-1103	Enfriador de la mezcla Reaccionante	Diámetro de coraza: 0.54 m; N _{tubos} : 261 Carga térmica: 11 621 000 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al carbón
EA-1104	Condensador de la torre DA-1102	Diámetro de coraza: 0.2 m; N _{tubos} : 17 Carga térmica: 53 523 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al Carbón
EA-1105	Reboiler de horquillas de la torre DA-1102	Horquillas: 12' in de long. de 2 x 1/2 in Carga térmica: 554,25 BTU/hr Material de horquillas: Acero al Carbón
EA-1106	Condensador de la torre de acetona DA-1103	Diámetro de coraza: 1 m; N _{tubos} : 1332 Carga térmica: 8 043 614 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al Carbón
EA-1107	Reboiler de la torre de acetona DA-1103	Diámetro de coraza: 0.9 m; N _{tubos} : 782 Carga térmica: 2 834 865 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al carbón
EA-1108	Condensador de la torre isopropanol DA-1104	Diámetro de coraza: 0.64 m; N _{tubos} : 371 Carga térmica: 2 414 663 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al carbón
EA-1109	Reboiler de la torre de isopropanol DA-1104	Diámetro de coraza: 0.69 m; N _{tubos} : 572 Carga térmica: 1 932 902 BTU/hr Material de tubos y coraza: Acero al carbón

Lista de Equipo Principal
(continuación)

Clave	Nombre	Características
GA-1103 A/B	Bomba de tanque separador	Tipo: Centrífuga HP: 2 Material: Acero al carbón
GA-1104 A/B	Bomba de alimentación a la torre DA-1102	Tipo: Centrífuga HP: 2 Material: Acero al carbón
GA-1105 A/B	Bomba de reflujo de la torre DA-1102	Tipo: Centrífuga HP: ¼ Material: Acero al carbón
GA-1106 A/B	Bombas de fondos de la torre DA-1102	Tipo: Centrífuga HP: 3 Material: Acero al carbón
GA-1107 A/B	Bombas de reflujo de la torre DA-1103	Tipo: Centrífuga HP: 3 Material: Acero al carbón
GA-1108 A/B	Bomba de fondos de la torre DA-1103	Tipo: Centrífuga HP: 1 Material: Acero al carbón
GA-1109 A/B	Bomba de flujo de la torre DA-1104	Tipo: Centrífuga HP: 1 Material: Acero al carbón
GA-1201 A/B	Bomba de producto de fondos de la torre DA-1104	Tipo: Centrífuga HP: 2 Material: Acero al carbón

Lista de Equipo Principal

(continuación)

Clave	Nombre	Características
FA-1101	Tanque separador	Diámetro: 1.22 m; Altura: 5.5 m; Interno: malla Material: Acero al carbón
FA-1102	Tanque acumulador de terminados ligeros	Diámetro: 0.6096 m; Longitud: 2.4 m Material: Acero al carbón
FA-1103	Tanque acumulador de acetona	Diámetro: 1.22 m; Longitud: 3.66 m Material: Acero al carbón
FA-1104	Tanque acumulador de isopropanol	Diámetro: 0.75 m; Longitud: 2.44 m Material: acero al carbón
FB-1101/5	Tanque almacenamiento de AIP / Acetona	Diámetro: 2.75 m; Altura: 12 m Material: Acero al carbón
FB-1102/4	Tanque de almacenamiento succión de AIP / Acetona cruda	Diámetro: 7.5 m; Altura: 8 m Material: Acero al Carbón
FB-1103	Tanque con calentamiento interno de la mezcla reaccionante	Diámetro: 7.5 m; Altura: 8 m Temperatura: 400 °C Material: Acero inoxidable
GA-1101A/3	Bomba de alimentación al tanque FB-1102	Tipo: Centrífuga HP: 1.5 Material: Acero al carbón
GA-1102A/B	Bomba de AIP	Tipo: Centrífuga HP: 1 Material: Acero al carbón

HOJA DE DATOS DEL REACTOR

Cliente: _____; Planta: Acetona ; Proyecto 'N°: _____

Localización: Coatzacoalcos, Ver; Clave Eq.; DC-1101/2; Requisición: 400

Servicio: Conversión de AIP a Acetona ; N° Unidades 2 ; Hoja 1 de 1

Tipo: Tubos y Coraza ; Posición: Vertical X Horizontal _____

Tipo de Fluido: Tubos Mezcla Reaccionante; Coraza Medio de Calentamiento

Tubos:

Tipo de Fluido: Líquido ; Flujo _____ Kg/hr

Vap. o Gas Mezcla Reaccionante; Flujo 12,572.35 Kg/hr

Temperatura Operación: 398.9 °C; Máxima: 418 °C; Diseño: 418 °C

Presión Operación: 1.7 Kg/cm²; Máxima: 1.9 Kg/cm²; Diseño: 2.05 Kg/cm²

Longitud de tubos: 7.61 m/Rellenos de Catalizador

Número de tubos: 1036; Arreglo Tubos: Cuadro

Coraza:

Fluido de intercambio de calor: Vapor

Flujo: 3,957.90 Kg/hr

Temp. Operación: 427 °C; Máxima: 440 °C

Diseño: 448 °C

Presión Operación: 4 Kg/cm² ; _____

Máxima: 4.5 Kg/cm²; Diseño: 4.8 Kg/cm²

Dimensiones: Longitud T.T.: 7.61 m

Diámetro: 1.5 m; Cap. Total: 4 m³

Material: Tubos: Acero inox. 316

Coraza: Acero inox. 316

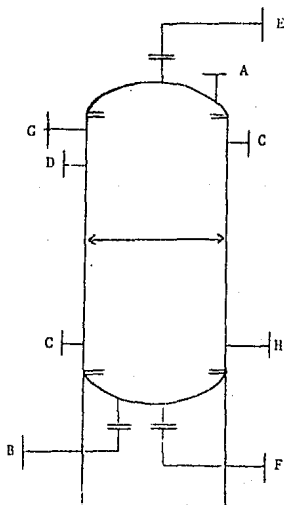
Corrosión Perm.: Cascarón: 1.6 mm

Cabezas: 1.6 mm; Alistamiento: SI NO

BOQUILLAS

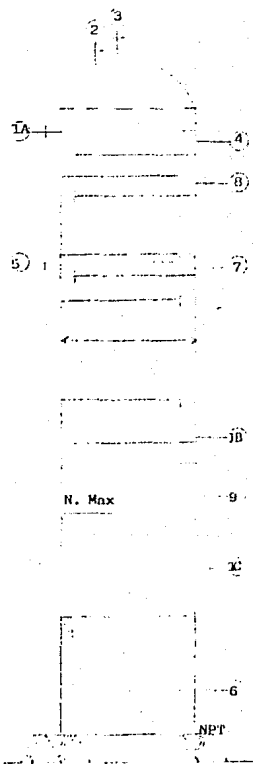
N°	Cant.	Ø Nom.	Servicio
A	1	50.8	Ventoso
B	1	50.8	Drenaje
C	2	25.4	Control Temp.
D	1	25.4	Toma de Presión
E	1	76.2	Alimentación
F	1	76.2	Efluente
G	1	63.5	Alím. Vapor
H	1	63.5	Salida Vapor

Notas: _____



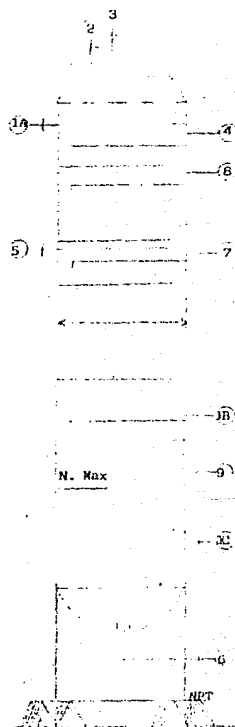
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

CLIENTE	PLANTA Acetona		PROYECTO N°
LOCALIZACION	Coatzacoalcos, Ver.	CLAVE DEL EQUIPO	DALLOS N° DE UNIDADES 1 HOJA 1 DE 3
TIPO	Platos	SERVICIO	Dest. Líquidos
DIAMETRO	2 370 mm; Y		mm
ALTIMA TOT.	31 000 mm; FALDON	1 500	mm
TEMP OPERACION SUP	80 °C; INF	35	°C
PRESSION OPERACION	1.5	um Hg abs, Kg/cm ² man	
DISEÑO TEMP SUP	100°C; INF	°C; PRES	1.8kg/cm ² abs ;
VACIO TOTAL			
MATERIALES CASCARON A.	Carbon	REC INT	
ESPESOR	5.35	mm	
COMPOSICION PERMISIBLE CASCARON	1.587	mm	
ELEVADO DE ESFUERZOS	SI	NO	
AISLAMIENTO	SI	NO	
MATERIAL PLATOS	A.C.	UNID DE CONTACTO	
EMPAQUE			
PLATOS			
N°	TIPO	N° DE PASOS	ESPACIAMIENTO
61	Valvula	1	500 mm
EMPAQUES			
TIPO		N° DE CAMAS	
ALTIMA DE CADA CAMA		PESO POR CAMA	kg
BOQUILLAS			
N°	(N° RED)	DIAM NOM	SERVICIO
1	3	1000	Registro Hombre
2	1	38.1	Salida de Vapor
3	1	25.4	Ventee
4	1	25.4	Entrada de Reflujo
5	1	44.45	Alimentación
6	1	38.1	Producto Fondos
7	1	38.1	Toma de Presión
8	1	38.1	Control de Temperatura
9	1	38.1	Control de Nivel
ADENS:			



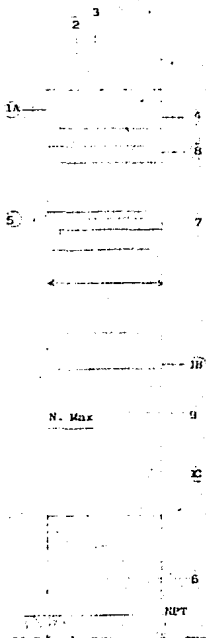
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

CLIENTE	PLANTA Acetona		PROYECTO N°
LOCALIZACION	Coatzacoalcos, Ver.	CLASE DEL EQUIPO	DA-1103 N° DE UNIDADES 1 HOJA 2 DE 3
TIPO	Platos	SERVICIO	Dest. Acetona
DIAMETRO	1 750 mm; Y		cm
ALTEZA TOT.	33 500 mm; PAIDN	2 000	cm
TEMP OPERACION SUP	35 °C; INF	35	°C
PRESION OPERACION	1.0 mm Hg abs; Kg/cm ² abs		
DISEÑO TEMP SUP 15% °C; INF	°C; PRES. 25% / cm ² abs		
VACIO TOTAL			
MATERIAL CASQUETE	A. Carbon; INE	INT	
ESPESOR	5.35	mm	
CORROSION PERMISIBLE CASQUETE	1.50	mm	
RESERVA DE ESPESOR	SI	NO	
AISLAMIENTO	SI	NO	
MATERIAL PLATEO A.C. UNID DE CONTACTO			
EMPALME			
P L A T O S			
N°	TIPO	N° DE PASOS	ESPACIAMIENTO
50	Valvula	1	600 mm
E M P A Q U E S			
TIPO	N° DE CAVES		
ALTEZA DE CADA CAVA	INSD POR CAVA	kg	
B O Q U I L L A S			
N°	N° REQ	DIAM [mm]	SERVICIO
1	3	300	Registro Hombre
2	1	50.8	Salida de Vapor
3	1	38.1	Ventoso
4	1	38.1	Entrada de Reflujo
5	1	50.8	Alimentación
6	1	41.43	Producto Fondos
7	1	38.1	Toma de Presión
8	1	38.1	Control de Temperatura
9	1	38.1	Control de Nivel
REMARKS:			



HOJA DE DATOS DE PROYECTO PARA TORRES

CLIENTE	PLANTA		Acetona	PROYECTO N°
LOCALIZACION	Cruzconcolor, Ver.		CLAVE DEL EQUIPO	DC-1104
TIPO	Platos	SERVICIO	Dest. AIP	N° DE UNIONES 1 101.3 1c. 3
DIAMETRO	1 050	mm	y	mm
ALTEZA TOT.	34 750	mm	FALSO	2 000
TIMP. OPERACION CIP	35	°C	DE	35
DIASERVI OPERACION	1.8	min	1/2	2
DESIGN. TAMP. CIP	110	°C	DE	100
DESIGN. TAMP. CIP	110	°C	DE	100
VALOR TOTAL				
MATERIALES OPERACION	Cortón (100 DIB)			
ESPALES	mm			
OPERACION PERMISIBLE CASQUEN	1.567			
PREVENIO DE ESPUMAS	SI NO			
ALAMENADO	SI NO			
MATERIAL PLANT	MATERIA DE CONSTRUCCION			
EXTRA				
P L A T O S				
N°	TIPO	N° DE PASO	ESPACIAMIENTO	
50	valvula	1	600 mm	
E M P A Q U E S				
TIPO	N° DE CANS			
ALTEZA DE CUA CAVA	MED FOR CAVA			
B O D U I L L A S				
N°	N° COD	DIAN	DIAM	SERVICIO
1	1	1 500		Registro Hojas
2	1	63.5		Salida de Vapor
3	1	38.1		Mano
4	1	80.0		Entrada de Reflujo
5	1	63.5		Alimentación
6	1	50.0		Entrada de Reflujo
7	1	38.1		Entrada de Reflujo
8	1	38.1		Control de Temperatura
9	1	38.1		Control de Nivel
OTROS:				

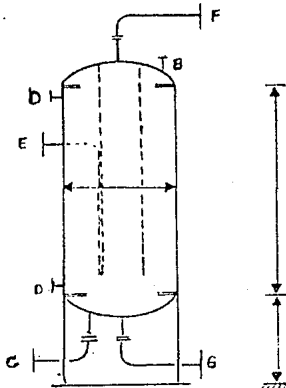


HOJA DE DATOS DE
PROCESO PARA
RECIPIENTES

CLIENTE	PROYECCION N° 1		
PLANTA	Producción de Acetona	HOJA	1 DE 4
LOCALIZACION	Coahuacuilco, Veracruz	REG. D. C. N°	200
CLAVE DEL EQUIPO	FA-1101	VE UNIDADES	UNA
SERVICIO	Tanque separador	POSICION VERTICAL	HORIZONTAL
TPO DE FLUIDO	LÍQUIDO Mezcla liq-vap	FLUJO	503.80
	VAPOR GAS	IMP. DENSIDAD	0.415 g/cm ³
		FLUJO	m ³ /s. DENSIDAD
TEMPERATURA OPERACION	43.33 °C	MAXIMA	48 °C
		DISEÑO	53 °C
PRESION OPERACION	1.4062 kg/cm ² max.	MAXIMA	1.50 kg/cm ² max.
		DISEÑO	1.7 kg/cm ² max.
DIMENSIONES LONGITUD T.T.	5 435.4 mm	DIAMETRO	1 219.2 mm
		CAP TOTAL	16 504.5 litros
NIVEL NORMAL	000 mm	MAXIMO	1036.32 mm
		MINIMO	152.4 mm
ALARMA ALTO NIVEL	1036.3 mm	ALARMA BAJO NIVEL	304.8 mm
		NIVEL DE PARO	1050 mm
MATERIALES CASCARON	SA 203	CABEZAS	203
		MALLA SEPARADORA	ESPESOR 0.49 mm
		MATERIAL	SA 203
TPO ENVOLUPA	DIAMETRO 609.6 mm	TPO RECTANGULAR	LONGITUD
			mm; ANCHO
CORROSION PERM. CASCARON	1.6 mm	CABEZAS	1.6 mm
		ASLAMIENTO NO. SI	RECURRIMIENTO INTERNO NO. SI

BOQUILLAS			SERVICIO
HT	CANT	Ø NOM	
A	1	500	Registro de hombre
B	1	50	Ventop
C	1	40	Drenaje
D	2	20	Nivel
E	1	70	Alimentación
F	1	60	Salida Vapor
G	1	70	Salida Líquido

NOTAS



REVISION	1	2	3	4	5	6	7
FECHA							
ELABORADO							
APROBADO							

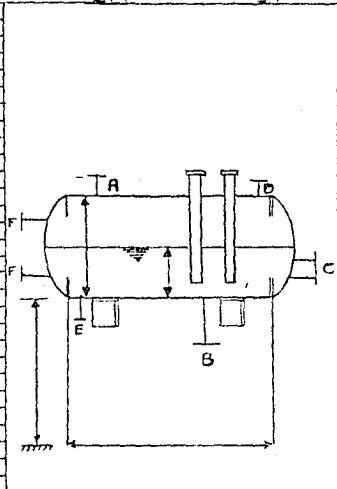
	HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES
--	---

CUENTE	PROYECTO N.º
PLANTA Producción de Acetona	HOJA N.º DE
LOCALIZACIÓN Contratación Ypacaruz	RECIBO N.º
CLAVE DEL EQUIPO FA-1102	Nº UNIDADES

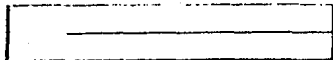
SERVICIO Tanque de refugio	POSICIÓN: VERTICAL	HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO Propileno y agua	FLUJO: 2.961	kg/m ³ ; DENSIDAD 0.720
VAPORO GAS	FLUJO:	kg/s; DENSIDAD
TEMPERATURA: OPERACION 37.77 °C; MAXIMA 40 °C; DISEÑO 45 °C		
PRESIÓN: OPERACION 1.023 kg/cm ² max. MAXIMA 1.3 kg/cm ² max. DISEÑO 1.5 kg/cm ² max.		
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 430.4 mm; DIAMETRO 600.6 mm; CAP. TOTAL 744.66 litros		
NIVEL: NORMAL 157.2 mm; MAXIMO 528.16 mm; MINIMO 152.4 mm		
ALARMA ALTO NIVEL 490 mm; ALARMA BAJO NIVEL 205.8 mm; NIVEL DE PARO 490 mm		
MATERIALES: CASCARON SA 203 CABEZAS SA 203 MALLA REPARADORA: ESPESOR mm; MATERIAL SS		
TPO CIRCULAR: DIAMETRO mm; TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm; ANCHO mm		
CONDICION PERM: CASCARON 1.6 mm; CABEZAS mm; AISLAMIENTO NO; SI; REFORZAMIENTO INTERNO: NO; SI		

BOQUILLAS		
Nº	CANT.	SERVICIO
C	1	100 Registro de hombre
D	1	15 Venteo
E	1	17 Drenaje
F	2	10 Nivel
A	1	20 Alimentación
		Salida Vapor
B	1	29 B Salida Líquido

NOTAS



REVISION	C - REL	- APE P		3	4	5	6	7
FECHA								
ELAB POR								
LPP POR								



PLANTA	Producción de Acetona	CONTRATO N°	HOJA 23 DE 3
LOCALIZACIÓN	Catacaconcos Veracruz	ADQUISICIÓN N°	100
CLAVE	SA-100	HECHA POR	APROBADA POR
N° UNIDADES	URS		

CAMBIADORES DE CALOR
HOJA DE DATOS

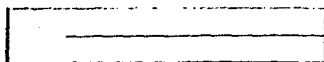
SERVICIO DE LA UNIDAD	Evaporador de Alcohol Isopropílico	TIPO	APP	POSICIÓN	Horizontal
SUPERFICIE POR UNIDAD (TOTAL, EFECT.)	560.795	m ² , m ²		ENVOLVENTE POR UNIDAD	UMB
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (TOTAL, EFECT.)		m ² , m ²		ARREGLO DE LAS ENVOLVENTES	

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO ENCLAVADO	CANTIDAD TOTAL	LBS/HR	KG/HR	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
				ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
TEMPERATURA RELATIVA				12.572.36			
CONDENSADO (EMBA)				0.0000			
CALOR ESPECIFICO				0.0000			
WEG							
PESO MOLECULAR							
HAPOR					12.572.36	37.355.15	37.355.15
CALOR LATENTE				220.000			
PESO MOLECULAR							
CONDENSIDAD TEMPERA							
CALOR ESPECIFICO							
VISCOSIDAD							
TEMPERATURA							
PRESION ATM							
WEG							
WEG							
FACTO DE ENCLAVAMIENTO							
CALOR INTERCAMBIADO							
COEFIC. TOTAL DE TRANSF DE CALOR							

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PROBACION DE DISTIB	PRIG	AC/CM	MAN	34		27.5
PROBACION DE PROBEA	PRIG	AC/CM	MAN	225		250
TIPO DE DISTIB						
ENVOLVENTE						
TAMA DE LA ENVOLVENTE						
CANAL						
ESPEJOS						
WEMPRESAS/ACOPLES						
WEMPRESAS CONDICIONALES						
TIPO DE TUBOS						
WEMPRESAS ENVOLV A TAPA						
CANAL FANTASIA						
BOQUILLAS ENVOLV-ENTR						
CANAL-ENTR						
COMPOSICION PERMITIDA-LADO DE LA ENVOLVENTE						
CONDICIONES REQUERIDAS						
PESOS ENVOLV A TAPA DE TUBOS						
NOTAS:	Material de construcción total: Acero al carbon					



PLANTA	Producción de Acetona	CONTRATO N°	HOJA N°	DE 8
LOCALIZACIÓN	Coahuacalcos, Veracruz	REDUCCIÓN DE	FECHA	11/13/59
CLAVE	EA-1106	HECHA POR	APROBADO POR	
N° UNIDADES	UNA			

CAMBIADORES DE CALOR
HOJA DE DATOS

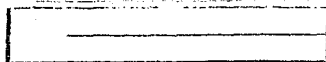
SERVICIO DE LA UNIDAD	Condensador de Acetona y Agua		
TAMARO	TPO APT		
SUPERFICIE POR UNIDAD (TOTAL, EFECT.)	5 147.500	PST. M ²	ENVOLVENTE POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (TOTAL, EFECT.)	1 508.500	PST. M ²	APORTE DE LAS ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO QUELLEADO CANTIDAD TOTAL	LB/HR	KG/HR	LAGO DE LA ENVOLVENTE		LAGO DE LOS TUBOS		
			TEMPERATURA	ENTRADA	TEMPERATURA	ENTRADA	TEMPERATURA
LIGUROS	LB/HR	KG/HR		32 400.0000	32 400.0000		
DEBIDO RELATIVA				0.0000	0.0000		
CONDICIONES TERMICAS	STU/A	REAL/MB/°C		0.0000	0.0000		
CALOR LATENTE	BTU/LB	REAL/MB/°C		0.0000	0.0000		
PIESO MOLECULAR	SP	SP		0.0000	0.0000		
WATER	LB/HR	KG/HR		32 400.0000	32 400.0000		
CALOR LATENTE	BTU/LB	REAL/MB/°C		0.0000	0.0000		
PIESO MOLECULAR	SP	SP		0.0000	0.0000		
CONDICIONES TERMICAS	STU/A	REAL/MB/°C		0.0000	0.0000		
CALOR LATENTE	BTU/LB	REAL/MB/°C		0.0000	0.0000		
VISCOSIDAD	CP	CP		0.0000	0.0000		
DEBIDO	LB/HR	KG/HR		0.0000	0.0000		
TEMPERATURA	°F	°C		100.0000	100.0000		
PIESO MOLECULAR	SP	SP		0.0000	0.0000		
N° UNIDAD DE FRASE POR UNIDAD				0.0000	0.0000		
LEY UNIDAD	BTU/HR	W/SEC		0.0000	0.0000		
PAUSA DE FRASE	HR	MIN		0.0000	0.0000		
FACTA DE ENVOLVIMIENTO	INSTRUMENTAL	INSTRUMENTAL		0.0000	0.0000		
CALOR INTENSIFICADO	BTU/HR	KAL/HR		0.0000	0.0000		
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	BTU/HR	W/SEC		0.0000	0.0000		

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRECION DE DISEÑO	PSI	PSI/CM ²	17	30
PRECION DE OPERACION	PSI	PSI/CM ²		
TEMP. DE DISEÑO	°F	°C	100	100
TUBOS	N°	1 500	DIAM. 1 1/2 IN	LONGITUD 10 FT
ENVOLVENTE				
TAPA DE LA ENVOLVENTE		TAPA DE CARBON ACABADO		
CANAL		TAPA DE CARBON		
EXPOSICION		PROTECTOR		
WATER/PROTECTOR		EXPOSICION		
MANERA ADICIONAL				
TIPO DE UNION ENVOLV.		TUBO		
WATER/ENVOLV. A TAPA		ENVOLV. A ESPESOR		
CANAL ALIZANTE		CANAL A TAPA		
BOQUILLAS ENVOLV. - ENTRA		INTERCONEXION		
CANAL - ENTRA		INTERCONEXION		
CONDICION PERMITIDA - LAGO DE LA ENVOLVENTE		1/16 IN.		
CONDICION RECOMENDADA		ASME VIII		
PIESO ENVOLV. Y LAGO DE TUBOS		1 1/2 IN.		
NOTAS:	Material de construcción Acero al Carbono			



PLANTA	Producción de Acetona	CONTRATO Nº	HOJA Nº	DE B
LOCALIZACIÓN	Contratación Veracruz	REQUISICIÓN Nº	100	FECHA 12/11/80
CLAVE	EA-1107	HECHA POR		APROBADA POR
Nº UNIDADES	una			

CAMBIADORES DE CALOR
HOJA DE DATOS

SERVICIO DE LA UNIDAD	Rebollar de la línea EA-1107			
TAYERO	TPO	HMT	POSICIÓN	
SUPERFICIE POR UNIDAD (TOTAL, EFECT.)	1 30,000	FIS. M ²	ENVOLVENTE POR UNIDAD	uno
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (TOTAL, EFECT.)		FIS. M ²	ARREGLO DE LOS ENVOLVENTES	

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULANTE	ENTRADA		SALIDA		ENTRADA		SALIDA	
	TEMP	PRES	TEMP	PRES	TEMP	PRES	TEMP	PRES
CANTIDAD TOTAL	LB/HR	KG/HR						
ESTADO	LB/HR	KG/HR	12 000	7000				
TEMPERATURA RELATIVA			100					
GRADIENTE TEMPERATURA	BTU/HR/FT ²	KA/HR/M ²	100					
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB/°F	KA/MT ³ °C	1					
WATER	CP	CP	0.5					
WATER	LB/HR	KG/HR			12 000	7000	25 000	2000
CALOR LATENTE	BTU/LB	KA/MT ³			220			
PESO MOLECULAR			21 000				18 000	
CONDENSACION TERMINAL	BTU/HR/FT ²	KA/HR/M ²	0.1000				0.1000	
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB/°F	KA/MT ³ °C	0.6000		0.1000		0.1000	
VISCOSIDAD	CP	CP	0.1000		0.1000		0.1000	
DENSIDAD	LB/FT ³	KG/MT ³	0.0000		0.0000		0.0000	
TEMPERATURA	°F	°C	200 0000		200 0000		200 0000	
PRESION ESTAD	PSIA	PSIG	20 0000		20 0000		20 0000	
NUMERO DE PASOS POR UNIDAD	FT/200	M/200	1		1		1	
VELOCIDAD	FT/SEC	M/SEC						
PAGA DE PASOS	FT	CM						
PAGA DE ENVOLVENTE	FT/200	M/200						
CALOR INTERCAMBIADO	BTU/HR/FT ²	KA/HR/M ²						
COCFIC TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	BTU/HR/FT ²	KA/HR/M ²						

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO	PSIG	KG/CM ²	MM	AS		
PRESION DE PROVEA	PSIG	KG/CM ²	MM	AS		
TEMP DE DISEÑO	°F	°C				
TUBOS	TIPO	ESPEC	DIAM	LONG	CONDICION	REMARKS
ENVOLVENTE						
TIPO DE ENVOLVENTE						
CANAL	TIPO DE CANAL					
ESPESOR TUBO	ESPESOR					
MANERA DE INSTALAR TUBOS	TIPO DE INSTALACION					
MANERA DE CONJUNTAR	TIPO DE CONJUNTO					
TIPO DE UNION ENVOLV	TUBO					
ZAPATALES ENVOLV A TAPA	ENVOLV A ESTREPO					
CANAL FLUJANTE	CANAL A TAPA					
COMUNICAR ENVOLV-ENTRE	ENVOLV MION					
CANAL - ENTRE	ENVOLV MION					
COMPOSICION PERMITIDA - LAGO DE LA ENVOLVENTE						
CONDICION PERMITIDA TAPA						
RESERVOIRIO DE TUBOS						
NOTAS:						

PLANTA	Producción de Acetona	CONTRATO Nº	HOJA B	DE B
LOCALIZACIÓN	Continentalcolca, Veracruz	REGISTRACION Nº	107	FECHA
CLAVE	MA-1743	FECHA POR		APROBADO POR
Nº UNIDADES	11111			

CAMBIADORES DE CALOR

HOJA DE DATOS

SERVICIO DE LA UNIDAD	Industria de la Azúcar			
TAMBIÉN	170	150		POSICIÓN (UNIDADES)
SUPERFICIE POR UNIDAD (PIE ²)	1,375.000	1,471.000		ENVOLVENTE POR UNIDAD
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (PIE ²)	1,471.000	1,471.000		ARRIBADO DE LAS ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

FLUIDO CAMBIADO	L/AMH	KG/AMH	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
CANTIDAD TOTAL						
LÍQUIDO						
RELATIVAS						
TEMPERATURA DE ENTRADA						
TEMPERATURA DE SALIDA						
VISCOSIDAD						
GRASAS						
CALOR LATENTE				11,740,400	21,221,740	21,221,740
PIESO MOLECULAR				220		
CONDICIONES TÉCNICAS				18,1600	18,0000	18,1600
CALOR ESPECÍFICO				0,0000		
VISCOSIDAD				0,0150		
TEMPERATURA				212	220	211
PREMIO TAMA				26,4000	26	26,4000
NÚMERO DE PASOS POR ENVOLVENTE						
VELOCIDAD						
FORMA DE PASOS						
FACTOR DE TRANSMISIÓN						
CALOR INTRATUBO ADD						
COSTO TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR						

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PREMIO DE DISEÑO	PSH	PS/CM MAN	PS	27,5
PREMIO DE MATERIA	PSH	PS/CM MAN		
TIEMPO DE DISEÑO	M			
TUBOS				
ENVOLVENTE				
TAMAÑO DE ENVOLVENTE				
CANAL				
TIPO DE TUBO				
NUMEROS/CM DE TUBOS				
NUMEROS LONGITUDINALES				
TIPO DE ENVOLVENTE				
NUMEROS DE PASOS A TUBO				
CANAL ALTERNATIVO				
BOQUILAS ENVOLVENTE				
CANAL - ENTRADA				
CLERACION ALTERNATIVA - LADO DE LA ENVOLVENTE				
CONDICIONES TÉCNICAS				
PIESO MOLECULAR DE TUBOS				
NOTAS				



CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

JOB NO _____ ITEM NO _____
 PURCHASE ORDER NO _____ SHEET 10 OF 1
 REQUISITION NO 300 INQUIRY NO _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____ AP _____

FOR Action Contancacion Ver.
 UNIT SA-1101 A/B SERVICE Alimentación FB-1101
 NO. PUMPS REQ'D 1 NO. MOTORS REQ'D 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 NO. TURBINES REQ'D 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal
 OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP

LIQUID AIR VS. RPM AT PT. HOR 57.6/17 RATED
 DISCH. PRESS. PSIG 25.17
 PTFE HOR 00.00 MAX. 110 SUCT. PRESS. PSIG MAX. 14.7 RATED
 SP. GR. AT PT. 0.876 DIFF. PRESS. PSI 30.87
 WAP. PRESS. AT PT. PSIA 0.350 DIFF. HEAD, FT. 81.50
 VISC. AT PT. CSU 0.350 WAPA, FT. 3
 CORR./ENOS CAUSED BY Rusts HYD. HP. 1.14

CONSTRUCTION

NOZZLES	<input type="checkbox"/> SIZE	<input type="checkbox"/> RATINGS	<input type="checkbox"/> PACING	<input checked="" type="checkbox"/> LOCATION
SUCTION				
DISCHARGE				

CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VERT. (TYPE)
 FLAT AXIAL RAD. TYPE VOLUTE SBL DOL DIFFUSER
 PRESS. MAX. ALLOW. PSIG _____ % OF HYDRO TEST _____ PSIG
 CONNECT VENT DRAIN BAKE
 IMPELLER DIA: RATED MAX. TYPE
 MOUNT: BETWEEN BASES OVERHANG
 BEARINGS TYPE: RADIAL THRUST
 LUBE RING OIL FLOOD OIL MIST FLINGER PRESSURE
 COUPLING: MFR WOOD
 DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER
 PACING: MFR & TYPE SIZE/NO. OF RINGS
 NECK SEAL: MFR & MODEL API CLASS. COOP
 MFR CODE

AUXILIARY PIPING
 C/W PIPE PLAN CU; 316; TURBINE; PIPE
 TOTAL COOLING WATER REQ'D, GPM LIGHT PI REQ'D
 PACKING COOLING INJECTION REQ'D TOTAL GPM PSIG
 SEAL IN SH PIPE PLAN 1 2 3 4 PIPE
 EXTERNAL SEAL FLUSH FLUID GPM PSIG
 AUXILIARY SEAL PLAN C 3 13 FURPM PIPE

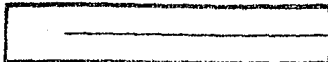
MOTOR DRIVER
 HP 1.5, RPM 1450 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES _____
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ INSUL. _____ FULL LOAD AMPS _____
 ENC. _____ TEMP. RISE, C _____ LOCKED MOTOR AMPS _____
 VIB VSS VERT. THRUST CAP., LB. _____

PERFORMANCE
 PFD/PSAL CURVE No. _____ MAX. HMP RATED IMP. 1.5
 RPM _____ NPSHR (WATER) _____ MAX. HEAD RATED IMP. 127.63
 EFF. 75 % SHP RATED _____ MIN. CONTINUOUS RPM _____
 ROTATION (VIEWED FROM CPLG END) _____

SHOP TESTS
 NON-WET PERF. WIT. PEAF. DISMANT. & HSP. AFTER TEST
 NON-WIT. HYDRO WIT. HYDRO OTHER _____
 NPSH REQ'D WIT. NPSH
 SHOP INSPECTION

MATERIALS
 PUMP CASE/TRIM CLASS _____
 SA-203 BASEPLATE SA-104
 VERTICAL PUMPS
 FIT OR BUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD C 3 B 3 B 2 MORE
 MFR SUBMERGENCE REQ'D. _____ FLOAT SWITCH _____
 COLUMN PIPE: FLANGED THREADED PUMP THRUST, LB UP DOWN
 LINE SHAFT OPEN ENCLOSED
 BRG. BOWL LINE SHAFT
 BRG. LUBE WATER OIL GREASE
 APPROX. WT. PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____
 API STANDARD RD GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED

NOTE: INDICATES REVISIONS TO BE COMPLETED BY PURCHASER.
 BY MANUFACTURER



JOB NO _____ ITEM NO _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 10 OF 1
 REQUISITION NO. 307 INQUIRY NO _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____ AP _____

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

FOR Accum SITE Costa Rica, Ver.

UNIT SA-1101/778 SERVICE lanque separator

NO PUMPS REQ'D _____ NO. MOTOR CAS REQ'D _____ ITEM NO _____ MTD BY _____
 NO TURBINES REQ'D _____ ITEM NO _____ MTD BY _____

PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal

OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP

LIQUID Peccia US. GPM @ FT. HOR. _____ RATED _____

PT. 7, HOR. _____ MAX. _____ SUCT. PRESS. PSIG MAX. _____ RATED _____
 SP. GR. @ FT. _____ DIFF. PRESS. PSI _____

VAP. PRESS. @ FT. PISA _____ DIFF. HEAD, FT. _____

VIS. @ FT. DSU _____ HOR. HOR. FT. _____

CORR./CAUS. CAUSED BY _____ MTD HP. 1.4

CONSTRUCTION

NOZZLES	<input type="checkbox"/> SIZE	<input type="checkbox"/> RATING	<input type="checkbox"/> PACING	<input type="checkbox"/> LOCATION
SUCTION				
DISCHARGE				

CASE/MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VERT. (TYPE)
 SPLIT ANIAL RAD. TYPE VOLUTE SBL GSL DIFFUSER
 PRESS. MAX. ALLOW. _____ PSI _____ *P. HYDRO TEST _____ PSIG
 CONNECT VERT. DRAIN SAME

IMPELLER DIA. RATED _____ MAX _____ TYPE _____

MOUNT: BETWEEN BRGS OVERHAUD

BEARINGS TYPE: RADIAL THRUPT

LUBE: RING OIL FLOOD OIL MIST FLOUSER PRESSURE

COUPLING MFR _____ MODEL _____

DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PUMP/HAZEL

PACING: MFR TYPE SIZE/NO. OF RINGS

MECH SEAL MFR MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____

AUXILIARY PIPING

C.W. PIPE PLAN CU S.S. TUBING PIPE

TOTAL COOLING WATER REQ'D, GPM _____

PACKING COOLING INJECTION REQ'D TOTAL GPM _____ PSIG

SEAL FLUSH PIPE PLAN C.S. S.S. TUBING PIPE _____

EXTERNAL SEAL FLUSH FLUID _____ GPM _____ PSIG

AUXILIARY SEAL PLAN C.S. S.S. TUBING PIPE _____

MOTOR DRIVER

HP 2 RPM 1750 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 200/1

MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____

TYPE _____ INSUL. _____ FULL LOAD AMPS _____

LNC _____ TEMP. RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____

VHS VSB VERT. THRAST CAP. LB _____

PERFORMANCE

PROPOSAL CURVE No. _____ MAX. BHP RATED IMP. _____

RPM _____ NPSH (WATER) 2.0 MAX. HEAD RATED IMP. 2.0

EFF. 75% BHP RATED _____ MIN. CONTINUOUS RPM 73

ROTATION (VIEWED FROM CPLES END) _____

SHOP TESTS

NON-WIT. PERF. WIT. PERF. DISMANT. & INSP. AFTER TEST

NON-WIT. HYDRO WIT. HYDRO OTHER _____

NPSH REQ'D WIT. NPSH _____

SHOP INSPECTION _____

MATERIALS

PUMP CASE/TRIM CLASS SA-1101

BASEPLATE SA-200

VERTICAL PUMPS

PIT OR PUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD C'S S B R NONE

MIN. SUBMERGENCE REQ'D _____ FLOAT SWITCH _____

COLUMN PIPE: FLANGED ENDED

LINE SHAFT: OPEN ENCLOSED

BRG: BOWL OLIVE SHAFT _____

BRU LUBE: WATER OIL GREASE _____

APPROX. WT. PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____

API STANDARD 810 GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED.

NOTE: INDICATES INFORMATION TO BE COMPLETED BY PURCHASER
 BY MANUFACTURER

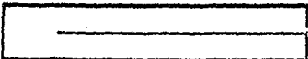
280

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

JOB NO. _____ ITEM NO. _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 10 OF 14
 REQUISITION NO. 1001 INQUIRY NO. _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____ AP _____

FOR AC-1000 TYPE Centrifugal Location Ver.
 UNIT BA-100-A/B SERVICE Refinjo BA-1102
 NO PUMPS REQ'D 2 NO MOTORS REQ'D 1 MTD BY _____
 NO TURBINES REQ'D 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal
 OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP
 LIQUID Water VISCOSITY (CP) _____ AT FT, MCR 0.7825 RATED
 DISCH. PRESS. PSIG 10.141
 FT³/HR 100 MAX. 110 SUCT. PRESS. PSIG MAX. 30.57 RATED
 SP GR @ FT 0.7196 DIFF. PRESS. PSI 30.429
 VAP. PRESS @ FT, PSHA 0.117 DIFF. HEAD, FT 67.69
 VIS @ FT, SSU CP 0.117 2.0 2.0
 CORR/LEAKS CAUSED BY _____ MTD HP 0.015
 CONSTRUCTION
 NOZZLES SIZE RATING FACING LOCATION
 SUCTION _____
 DISCHARGE _____
 CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VERT. (TYPE) _____
 SPLIT AXIAL RAD. TYPE VOLUTE SOL DBL DIFFUSER
 PRESS MAX. ALLOW. _____ PSIG _____ % OF HYDRO TEST _____ PSIG
 CONNECT VENT DRAIN BASE
 IMPELLER DIA: RATED _____ MAX _____ TYPE _____
 MOUNT: BETWEEN BASES OVERHUNG
 BEARINGS-TYPE: RADIAL _____ THRUST _____
 LUBE: RING OIL FLOOD OIL MIST FLNGR PRESSURE
 COUPLING MFR _____ MODEL _____
 DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER
 PACKING: MFR & TYPE _____ SIZE, NO. OF RINGS _____
 MECH SEAL MFR & MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____
 AUXILIARY PIPING
 C/W PIPE PLAN _____ C/W, S, TUBING, PIPE
 TOTAL COOLING WATER HEAD, SPW _____ MOUNT FT REQ'D _____
 PACKING COOLING INJECTION HEAD TOTAL RPM PSIG
 SEAL FLUSH PIPE PLAN _____ C, S, TUBING, PIPE
 EXTERNAL SEAL FLUSH FLWD _____ RPM _____ PSIG
 AUXILIARY SEAL PLAN _____ C, S, TUBING, PIPE

MOTOR DRIVER
 HP 0.25 RPM 1725 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 2077
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ INSUL _____ FULL LOAD AMPS _____
 ENC _____ TEMP RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____
 VIB VSB VERT THRUST CAP. LB _____
 PERFORMANCE
 PROPOSAL CURVE No _____ NAE, 50% RATED IMP _____
 RPM _____ NPSH(WATER) 1.4 NAE, 100% RATED IMP 0.25
 EFF 75% RHP RATED _____ MIN. CO-TAUCUS RPM 0.78
 _____ (CALCULATED FROM CP/C) _____
 SHOP TESTS
 NON-WIT. PERF. WIT. PERF. DISMANT & INSP. AFTER TEST
 NON-WIT. HYDRO WIT. HYDRO OTHER _____
 NPSH REQ'D WIT. NPSH
 SHOP INSPECTION
 MATERIALS
 PUMP: CASE/TRIM CLASS _____
SA-203 BASEPLATE SA-203
 VERTICAL PUMPS
 PIT OR SUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD CS SS BRZ NORE
 MIN. SUBMERSION REQ'D. _____ FLOAT SWITCH
 COLUMN PIPE: FLANGED THREADED PUMP THRUST, LB UP _____ DOWN _____
 LINE SHAFT: OPEN ENCLOSED
 PROS: BOWL _____ LINE SHAFT _____
 BRG LUBE WATER OIL GREASE
 APPROX. WT. PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____
 API STANDARD 80 BOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED
 NOTE: INDICATES INFORMATION TO BE COMPLETED BY PURCHASER;
 BY MANUFACTURER



CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

JOB NO. _____ ITEM NO. _____
PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 10 OF 11
REQUISITION NO. 306 INQUIRY NO. _____
DATE _____ REVISION _____
BY _____ AF _____

FOR Aertonn SITE Coatzacoalcos, Ver

UNIT GA-1105 A/B SERVICE Cond. GA-1102

NO PUMPS REQ'D 2 NO MOTORS REQ'D 1 ITEM NO. _____ MET BY _____
NO. TURBINES REQ'D 1 ITEM NO. _____ MET BY _____

PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal

OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP

LQUD Water US. GPM AT PT, HOR. 20,880 RATED
DISCH. PRESS, PSIG 22.05

PT, HOR. 167 VERT. 178 SUCT. PRESS, PSIG MAX. 51.76 RATED
SP. GR. AT PT. 1.0 DIFF. PRESS, PSI 30.60

VAR. PRESS. AT PT, PSIA _____ DIFF. HEAD, FT. 114.4566

VIS. AT PT, SSU CP 0.127 N/A, FT. 3.6

CORR./EROS CAUSED BY _____ HYD. HP. 2

CONSTRUCTION				
NOZZLES	<input type="checkbox"/> SIZE	<input type="checkbox"/> RATING	<input type="checkbox"/> PACING	<input type="checkbox"/> LOCATION
SUCTION				
DISCHARGE				

CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VEAT (TYPE)

- SPLIT AXIAL RAD. TYPE VOLUTE BEL DIFFUSER
- PRESS. MAX. ALLOW. PSIG _____ % OF HYDRO TEST _____ PSIG

- CORRECT. VENT DRAIN GAGE

IMPELLER DIA: RATED MAX TYPE _____

MOUNT: BETWEEN BASES OVERHUNG

BEARINGS-TYPE: RADIAL THRUST

LUBE: BLM OIL FLOOD OIL MIST FLOWER PRESSURE

COUPLING: MFR _____ NONE

DRIVER HALF MET BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER

PACKING: MFR & TYPE _____ SIZE/NO. OF RINGS _____

MECH. SEAL: MFR & MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____

AUXILIARY PIPING

C W PIPE PLAN CUL. S. TURN. PIPE

TOTAL COOLING WATER REQD, GPM _____ NIGHT FE REQD _____

FLOODING COOLING INJECTION REQD: TOTAL GPM PSIG

SEAL FLUSH PIPE PLAN _____ C S TURN PIPE _____

EXTERNAL SEAL FLUSH PLAN _____ GPM _____ PSIG _____

AUXILIARY SEAL PLAN _____ C S TURN PIPE _____

MOTOR DRIVER

HP 3 RPM 1740 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 220V

MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____

TYPE _____ FULL LOAD AMPS _____

ENC. _____ TEMP. RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____

VHS Y38 VERT. THRUST CAP. LB. _____

PERFORMANCE

PROPOSAL CURVE NO. _____ MAX. HEADRATED IMP. 20.5

RPM _____ NPSH (WATER) _____ MIN. CONTINUOUS RPM 60-60

EFF. 74% SHP RATED _____ ROTATION (VIEWED FROM C/PL. END) _____

SHOP TESTS

NON-WIT. PERF. WIT. PERF. DISMANT. & INSP. AFTER TEST

NON-WIT. HYDRO WIT. HYDRO OTHER _____

NPSH REQD. WIT. NPSH _____

SHOP INSPECTION _____

MATERIALS

PUMP CASE/TRIM CLASS 303

BASEPLATE _____

VERTICAL PUMPS

PI. OR SUMP BERTH _____ FLOAT B. ROD C S B NONE

MIN. SUBMERGENCE REQD. _____ PUMP THRUST, LB UP DOWN

COLUMN PIPE: FLANGED THREAID

LIVE SHAFT OPEN ENCLOSED

ENG: BOWL OIL LINE SHAFT _____

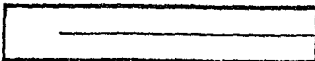
BRG. LUBE: WATER OIL GREASE _____

APPROX. WT. PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____

API STANDARD AND GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED

NOTE: INDICATES INFORMATION NOT COMPLETED BY PURCHASER;
 BY MANUFACTURER

203



CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

JOB NO. _____ ITEM NO. _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 11 OF 7
 REQUISITION NO. 176 INQUIRY NO. _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____ AP _____

FOR Acetone SITE Coatzacoalcos, Ver.
 UNIT GA-1107 A1B SERVICE Reflujo GA-1103

NO PUMPS REQ'D 2 NO MOTORS REQ'D 1 ITEM NO. NTD BY _____
 NO VALVES REQ'D 1 ITEM NO. NTD BY _____

PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal

OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP

LIQUID Acetone US GPM at PT, NDR 86,100 RATED
 DISCH PRESS, PSIG 15.150
 PT, HOR 200 GAS 110 SUCT. PRESS, PSIG MAX. 11.5100 RATED
 SP GR at PT 0.8113 DIFF. PRESS, PSI 41.3250 RATED
 VAP. PRESS at PT, PSIA DIFF. HEAD, FT 81.1934
 VIS at PT, SSU CP 2.700 NDR, HA, FT 4.0

CORR/ENDS CAUSED BY _____ HYD N/P _____

NOZZLES _____ CONSTRUCTION _____
 SIZE RATING RANGE LOCATION

SUCTION _____
 DISCHARGE _____

CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VENT (TYPE) _____
 -PLAT AXIAL RAD, TYPE VOLUTE SRL OBL DIFFUSER
 -PRESS MAX ALLOW _____ PSW _____ HYDRO TEST _____ PSW _____
 -CONNECT VENT DRAIN BAME _____

IMPELLER DIA: RATED _____ MAX _____ TYPE _____

MOUNT: BETWEEN BASE OVERHUNG _____

BEARINGS TYPE: RADIAL THRU-AX _____
 LUBE RING OIL FLOOD OIL MIST FLOWER PRESSURE _____

COUPLER: MFR _____ MODEL _____

DRIVER HALF NTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER _____

PACKING: MFR B TYPE _____ SIZING OF RINGS _____

MECH SEAL: MFR B MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____

AUXILIARY PIPING _____
 C W PIPE PLAN CW SS TURBINE PIPE _____
 TOTAL COOLING WATER REQ'D, GPM _____ HYD FI REQ'D _____

PACKING COOLING INJECTION REQ'D TOTAL GPM PSW _____
 SEAL FLUSH PIPE PLAN _____ CS SS TURBINE PIPE _____
 EXTERNAL SEAL FLUSH FLUID _____ GPM _____ PSIG _____
 AUXILIARY SEAL PLAN _____ CS SS TURBINE PIPE _____

MOTOR DRIVER

HP 3 RPM 1700 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 220/3
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ INSUL _____ FILL LOAD AMPS _____
 ENC _____ TEMP RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____

VIB VIB VENT. THRUST CAP, LB. _____

PERFORMANCE

PROPOSAL CURVE No. _____ MAX. HEAD RATED IMP. 3.4
 RPM _____ NPSH(WATER) 3.0 MIN. CONTINUOUS RPM 45.0
 EFF 75% BHP RATED _____ ROTATION (VIEWED FROM CMB END) _____

SHOP TESTS

NON-WIT PERF WIT PERF DISMANT & INSP AFTER TEST
 NON-WIT HYDRO WIT HYDRO OTHER _____
 NPSH REQ'D WIT NPSH _____
 SHOP INSPECTION _____

MATERIALS

PUMP CASE/TERM CLASS _____
 GA-200

BASEPLATE GA-203

VERTICAL PUMPS

PIT OR SUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD CS SS BR NONE
 MIN. SUBMERGENCE REQ'D _____ FLOAT SWITCH _____
 COLUMN PIPE: FLANGED THREADED PUMP THRUST, LB UP _____ DOWN _____
 LINE BRAYT OPEN ENCLOSED _____
 SAGS: SOLID _____ LINE SHFT _____
 BRG LUBE WATER OIL GREASE _____

APPROX WT, PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____

API STANDARD SO GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED.

NOTE: INDICATED INFORMATION TO BE COMPLETED BY PURCHASER,
 BY MANUFACTURER

JOB NO. _____ ITEM NO. _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 10 OF 8
 REQUISITION NO. 307 INQUIRY NO. _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____ AP _____

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

FOR Acetone SITE Conf/acc/cond, Ver
 UNIT GA-1108 A/B SERVICE Cond. GA-1103
 NO PUMPS REQD 2 NO MOTORS REQD 1 MTD BY _____
 NO TURBINES REQD _____ ITEM NO. _____
 PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal
 OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP
 LIQUID Air y Acua US RPM AT PT, NDR 3600 RATED _____
 DISCH PRESS, PSIG _____
 PTF, NDR 201.2 MAX. 210 SUCT PRESS, PSIG MAX. 41.74 RATED _____
 SF GR. AT FT. 1.085 DIFF. PRESS, PSI 41.16
 VAP. PRESS OF PT, PSIA _____ DIFF. HEAD, FT. 69.276
 VIS. AT P, SSU CP 0.10 NDR, FT. 0
 CORR/ENDS CAUSED BY _____ MTD MP. 0.70

CONSTRUCTION			
NOZZLES	<input type="checkbox"/> SIZE	<input type="checkbox"/> RATING	<input type="checkbox"/> FACING <input type="checkbox"/> LOCATION
SUCTION	<u>1 1/2"</u>		
DISCHARGE	<u>1 1/2"</u>		

CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VENT. (TYPE) _____
 SPLIT AXIAL RAD. TYPE YOLUTE SGL DEL DIFFUSER
 PRESS. MAX ALLOW _____ PSIG HYDRO TEST _____ PSIG
 CONNECT. VENT DRAIN BANG
 IMPELLER DIA: RATED _____ MAX. _____ TYPE _____
 MOUNT: BETWEEN BNS OVERHUNG
 BEARINGS-TYPE: RADIAL _____ THRUST _____
 LUBE: RING OIL FLOOD OIL MIST FLMBER PRESSURE
 COUPLER MFR _____ MTRC _____
 DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER
 PACKING: MFR B TYPE _____ SIZE/NO. OF RINGS _____
 MECH SEAL MFR B MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____

ASSISTANT PIPING
 C W PIPE PLAN C C S S TURBINE MPE
 TOTAL COOLING WATER REQD, GPM _____ W-T F I REQD _____
 PACKING COOLING INJECTION REQD TOTAL GPM PSIG
 SEAL FLUSH PIPE PLAN _____ C S S B TURBINE TYPE _____
 EXTERNAL SEAL FLUSH FLUID _____ MFR _____ PSIG _____
 AUXILIARY SEAL PLAN _____ C S S S TURBINE MPE _____

MOTOR DRIVER
 HP _____ RPM 1150 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 480/3
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ INSUL _____ FULL LOAD AMPS _____
 ENC _____ TEMP RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____
 VHS YSB VERT. THRUST CAP. LB. _____

PERFORMANCE
 PROPOSAL CURVE No. _____ MAX. SHP RATED HP _____
 RPM _____ SHP@WATER 1.7 MAX. HEAD RATED IMP. 1.0
 EFF _____ SHP RATED _____ MIN. CONTINUOUS RPM 76.0
 ROTATION (VIEWED FROM CPLG END) _____

SHOP TESTS
 NON-WIT PERF. WIT PERF DIMANT & INSP. AFTER TEST
 NON-WIT HYDRO WIT HYDRO OTHER _____
 NPSH REQD. WIT, NPSH _____
 SHOP INSPECTION _____

MATERIALS
 PUMP CASE/TRIM CLASS _____
SA-203
 BASEPLATE _____
SA-203

VERTICAL PUMPS
 HIT ON PUMP DEPTH _____ FLOAT B ROD C S S B S PZ NONE
 MIN SUBMERGENCE REQD. _____ FLOAT SWITCH _____
 COLUMN PIPE: FLANGED THREADED PUMP THRUST, LB UP DOWN
 LINE SHAFT OPEN ENCLOSED
 BRG: BOWL LINE SHAFT
 BRG LUBE WATER OIL GREASE
 APPROX. WT, PUMP B BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____

API STANDARD 610 GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED
 NOTE: INDICATES INFORMATION IS NOT COMPLETED BY PURCHASER;
 BY MANUFACTURER

285

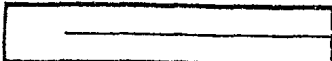


CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

JOB NO. _____ ITEM NO. _____ OF _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET _____ OF _____
 ACQUISITION NO. _____ INQUIRY NO. _____
 DATE _____ R/VISION _____
 BY _____ AP _____

FOR Acetone SITE Contractalco, Ver.
 UNIT GA-1100 A/B SERVICE Flujo de BA-1104
 NO PUMPS REQ'D 2 NO MOTORS REQ'D 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 NO TURBINES REQ'D 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifuga
 MOTOR DRIVER
 HP _____ RPM _____ FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES _____
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ INSUL _____ FULL LOAD AMPS _____
 ENC _____ TEMP RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____
 VHS VSS VERT THRUST CAP, LD _____
 PERFORMANCE _____
 PROPOSAL CURVE No. _____ MAX. SHP RATED IMP _____
 TPH _____ NPSH(WATER) _____ MAX. HEAD RATED IMP _____
 EFF. _____ SHP RATED _____ MIN. CONTINUOUS RPM _____
 ROTATION (VIEWED FROM CPLD END) _____
 SHD P TESTS
 NON-WIT PERP WIT PERP DISMANT & INSP AFTER TEST
 NON WIT HYDRO WIT HYDRO OTHER _____
 NPSH REQ'D WIT. NPSH _____
 SHCP INSPECTION _____
 MATERIALS
 PUMP CASE/TRIM CLASS _____
SA-201 BASE PLATE SA-203
 VERTICAL PUMPS
 FIT OR BUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD NONE
 MIN SUBMERGENCE REQ'D _____ FLOAT SWITCH _____
 COLUMN PIPE: FLANGED THREADED _____ PUMP THRUST, LB UP DOWN
 LINE SHAFT OPEN ENCLOSED _____
 HOUS. BOWL LIKE SHAFT _____
 BRG. LUBE WATER OIL GREASE _____
 APPROX. WT., PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____
 AM STANDARD 60 SOYERS UNLESS OTHERWISE NOTED.
 NOTE INDICATES INFORMATION TO BE COMPLETED BY PURCHASER;
 BY MANUFACTURER

CONSTRUCTION
 NOZZLES SIZE RATING FACING LOCATION
 SUCTION _____ DISCHARGE _____
 CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VERT. (TYPE)
 SPLIT AXIAL RAD. TYPE VOLUTE SBL DBL DIFFUSER
 PRESS. MAX. ALLOW _____ PSIG _____ "F" HYDRO TEST _____ PSIG
 CONNECT. VENT DRAIN GAGE
 IMPELLER DIA: RATED _____ MAX _____ TYPE _____
 MOUNT: BETWEEN BRGS OVERHUNG
 BEARINGS TYPE: RADIAL THRUST
 LUBE: RING OIL FLOOD OIL MIST FLINGER PRESSURE
 COUPLING MFR _____ MODEL _____
 DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER
 FACINGS: MFR & TYPE _____ SIZE/NO. OF RINGS _____
 MECH SEAL MFR & MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____
 AUXILIARY PUMPS
 CW PIPE PLAN _____ CWJ S.S. TURNING PIPE _____
 TOTAL COOLING WATER REQ'D, GPM _____ NIGHT PI REQ'D _____
 PACKING COOLING INJECTION REQ'D TOTAL GPM PSIG _____
 SEAL FLUSH PIPE PLAN _____ S SB TURNAV PIPE _____
 LATEX SEAL FLUSH FLUID _____ QM4 _____ PSH _____
 AUXILIARY SEAL PLAN _____ C1 S1 TURNING PIPE _____



JOB NO. _____ ITEM NO. _____
 PURCHASE ORDER NO. _____ SHEET 10 OF 10
 REQUISITION NO. 100 INQUIRY NO. _____
 DATE _____ REVISION _____
 BY _____

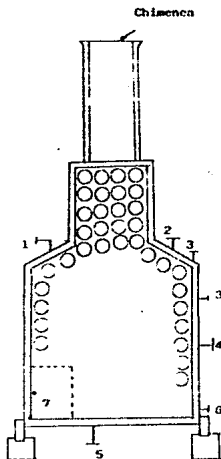
CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET

FOR Acetona SITE Contracacalons, Ver.
 UNIT GA-1201 A/R SERVICE Fondou DA-1104
 NO PUMPS REQD. 2 NO MOTORS REQD. 1 ITEM NO. _____ MTD BY _____
 NO. TURBINES REQD. _____ ITEM NO. _____ MTD BY _____
 PUMP MFR _____ SIZE AND TYPE Centrifugal
 OPERATING CONDITIONS, EACH PUMP
 LIQUID Acetona LIQUID VAPOR SOLID GASEOUS
 DISCH. PRESS. PSI _____
 P.T. HOR. _____ MAX. _____ SUCT. PRESS. PSI MAX. _____ RATED _____
 SP. GR. @ PT. _____ DIFF. PRESS. PT _____
 VAP. PRESS. @ PT. PSIA _____ DIFF. HEAD. FT _____
 VLS. @ PT. SSU _____ CP. @ PT _____ ALPHA. PT _____
 CORR./EROS. CAUSED BY _____ NYD. HP. 1.5
 CONSTRUCTION
 NOZZLES SIZE RATING FACED LOCATION
 SUCTION _____
 DISCHARGE _____
 CASE MOUNT: CENTERLINE FOOT BRACKET VERT. (TYPE) _____
 SPLT. AXIAL RAD. TYPE VOLUTE SBL DBL. DIFFUSER
 PRESS. MAX. ALLOW. _____ PSI _____ *P. HYDRO TEST _____ PSI
 CONNECT. VENT DRAW GAGE
 IMPELLER: RATED _____ MAX. _____ TYPE _____
 MOUNT: BETWEEN BRSS OVERHUNG
 BEARINGS TYPE: RADIAL _____ THRUST _____
 LUBE NINE OIL FLOOD OIL MIST FLUMER PRESSURE
 COUPLING MFR _____ MOCKY _____
 DRIVER HALF MTD BY PUMP MFR DRIVER MFR PURCHASER
 PACKING: MFR & TYPE _____ SIZE/NO. OF RINGS
 MECH SEAL MFR & MODEL _____ API CLASS CODE _____
 MFR CODE _____
 AUXILIARY PIPING
 C/W PIPE PLAN C/U S TUBING PIPE
 TOTAL COOLING WATER REQD. SPM _____ HOT FL. REQD. _____
 PACKING COOLING INJECTION REQD. TOTAL SPM PSW
 SEAL FLUSH PIPE PLAN S S TUBING PIPE
 EXTERNAL SEAL FLUSH FLUID _____ SPM _____ PSW
 AUXILIARY SEAL PLAN S S TUBING PIPE

MOTOR DRIVER
 HP _____ RPM 1170 FRAME _____ VOLTS/PHASE/CYCLES 230/3
 MFR _____ BEARINGS _____ LUBE _____
 TYPE _____ SERIAL _____ FULL LOAD AMPS _____
 ENC _____ TEMP. RISE, C _____ LOCKED ROTOR AMPS _____
 VHS VERT. THRUST CAP. LB. _____
 PERFORMANCE
 PROPOSAL CURVE No. _____ MAX. SHP RATED HP _____
 RPM _____ NPSH (WATER) _____ MAX. HEAD RATED IMP. _____
 EFF. _____ SHP RATED _____ MIN. CONTINUOUS RPM _____
 ROTATION (VIEWED FROM CPLG END) _____
 SHOP TESTS
 NON-WIT PERP. WIT PERP. DISMANT & MHP AFTER TEST
 NON-WIT HYDRO WIT HYDRO OTHER _____
 NPSH REQ'D. WIT. NPSH _____
 SHOP INSPECTION _____
 MATERIALS
 PUMP CASE/TRIM CLASS _____
SA-101
 BASEPLATE SA-101
 VERTICAL PUMPS
 PIT OR SUMP DEPTH _____ FLOAT & ROD S S BRE NONE
 MFR SUBMERGENCE REQD. _____ FLOAT SWITCH _____
 COLUMN PIPE: PLANNED THREADED PUMP THRUST, LB UP DOWN
 LINE SHAFT OPEN ENCLOSED
 WRS: DBL. LINE SHAFT _____
 BAR LUBE WATER OIL GREASE _____
 APPROX. WT. PUMP & BASE _____ MOTOR _____ TURBINE _____
 API STANDARD 610 GOVERNS UNLESS OTHERWISE NOTED.
 *ITE INDICATES INFORMATION TO BE COMPLETED BY PURCHASER,
 BY MANUFACTURER

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA HORNOS

CLIENTE:	PROCESO N°			
PLANTA: Acetara	HOJA: 1 DE 1			
LOCALIZACION: Coatepec, Ver.	HOJ N° 100			
CLAVE DEL EQUIPO: BA-1101	N° DE UNIDADES: 2			
SERVICIO: Calentador a Fuego Directo para la Producción de Vapor				
POSICION/TIPO : Caja horizontal				
TIPO DE FLUIDO: Vapor de Agua				
DIMENSION: ALTURA: 14.075 ft. m; ANCHO CERO 2.44 ft. m				
LONGITUD HAZ RADIANTE: 15.74 ft. m				
MATERIAL CAJA: ladrillo refractario				
NUMERO DE TUJOS RED: 15				
NUMERO DE TUJOS POR PARED: 17				
DIAMETRO DE TUJOS: 3 in. m				
PASOS EN TUJOS: 2				
CARGA TERMICA RADIANTE: 2 050,7 BTU/hr. kcal/hr				
AREA TOTAL DE TRANSFERENCIA: 2 137,70 ft ² m ²				
EFICIENCIA: 79 %				
MATERIAL DE TUJOS: Si 316, Acero inoxidable				
TEMPERATURA: ENTRADA: 700 °C °K				
SALIDA: 850 °C °K				
COMBUSTIBLE: Carbostoleo				
FLUIDO: 2 709 lb/hr. Kg/hr				
PODER CALORIFICO INFERIOR: 16,851 BTU/lb				
BOQUILLAS				
N°	N°	RED	NOM	SERVICIO
1	1	3.5		Salida de vapor
2	1	2		Valvula de Seguridad
3	1	1		Indicador de Nivel
4	1	3.5		Alimentación
5	1	2.5		Entrada de combustible
6	1	3.5		Deposito
7	1	60		Planta de apoyo
NOTAS:				



V.6-LISTA DE LINEAS

Criterios para elaborar la lista de líneas.

La hoja de la lista de líneas tiene 14 columnas, las cuales proporcionan información específica de cada línea, parte de esa información no se expone en los diagramas de ingeniería y es necesario hacerla en un documento aparte, que sea fácil de manejar y de entender.

Las columnas de la lista de líneas contienen lo siguiente:

- a) **Número:** La primer columna esta destinada al número correspondiente de cada línea, de acuerdo con los diagramas de tubería e instrumentación.

- b) **Diámetro:** En la segunda columna se indica el diámetro de cada línea en pulgadas. Cuando existen cambios de diámetro en una misma línea, se indica trazando una diagonal, estableciendo ambos diámetros.

- c) **Servicio:** En la tercer columna se pone el tipo de servicio de cada línea anotándolo de acuerdo a las siguientes claves:
 - 2 Línea de proceso
 - 3 Línea de Agua de enfriamiento
 - 4 Línea de vapor
 - 5 Línea de combustible

d) Especificación: La cuarta columna indica la clave correspondiente a la especificación de cada línea. De acuerdo al libraje, tipo de servicio y material de la tubería, por ejemplo la especificación T2A donde T indica el rango o libraje, 2 el tipo de servicio y A el material usado en la construcción de la tubería.

Siendo las siguientes claves las más comunes:

Rangos

Material Base

A=150 lb/pg² man.

A = Acero al carbón

H=125 lb/pg² man.

L = Acero inoxidable 316, 316 L, 316 H

T=Atmosférica

e) Ruta desde: En esta columna se indica el número de la línea y/o equipo - donde se origina la línea en consideración.

f) Ruta hasta: Aquí se indicará el número de la línea y/o equipo donde termina la línea en consideración.

g) Presión de diseño: Aquí se indica la presión de diseño en Kg/m².

h) Presión variable: La 8ª columna establece la variación de presión consideradas en lapsos cortos de tiempo.

Se indican con la letra "A" cuando la variación no pasa de 10 horas continuas o 100 hrs/año.

Se indican con una "B" cuando la duración no pasa de 50 hrs continuas o de 500 hrs/año.

i) En la 9ª columna se indica la presión de prueba máxima en Kg/m^2 .

j) En la 10ª columna se muestra el tipo de fluido con el que se probará la línea. Siendo "L" para el medio líquido y "V" para el medio de prueba gaseoso.

k) Temperatura de diseño: En esta columna se indica la temperatura de diseño en °C, la cual corresponde a la máxima temperatura de operación más un 25%.

l) Temperatura variable: En esta columna se indican las variaciones de temperatura que puedan ocurrir en lapsos cortos de tiempo, siguiendo los --

mismos criterios que en la 8ª columna.

- m) Tipo de Aislamiento: Se indica el tipo de aislamiento de cada línea cuando se requiera, por medio de la clave que se indica a continuación:

Clave	Descripción
H	Conservación de calor
T	Vena de vapor
O	Operación estable
P	Protección al personal
D	Contrasudor
F	Protección contra incendio

- n) Número de diagrama de flujo: En esta columna se indica el número del DTI donde se encuentra localizada la línea que se este analizando.

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 LOCALIZACION: COATZACOALCOS

LISTA DE LINEAS

NO.	DIAM	SEPV.	ESPEC.	DESCE	HASTA	PRES. DIS	PRES. PRUEBA	MAX	MED. DE TEMP. DC	TEMP.	TIPO DE	DIAG. DE	
	(in)					(Kg/m ²)	VAR.	(Kg/m ²)	PRUEBA DIS. (C)	VAR.	AISLAM.	FLUJO	
1	3.5	2	T	A	GA-1101	FB-1101	40310.4	A	38760.0	L	49.10	A	1605-001
2	3.0	2	T	A	FB-1101	GA-1102	13432.9	A	12920.0	L	49.10	A	1605-001
3	2.5	2	T	A	GA-1102	4	27122.0	A	26367.3	L	49.10	A	1605-001
4	2.5	2	T	A	4	EA-1101	27422.0	A	26367.3	L	49.10	A	1605-001
5	6.0	2	T	A	EA-1101	5	24679.8	A	23730.6	V	124.94	A	P 1605-001
6	6.0	2	T	A	5	EA-1102	24679.8	A	23730.6	V	124.94	A	P 1605-001
7	7.0	2	T	A	EA-1102	DC-1101	22851.7	A	21972.8	V	518.54	A	H 1605-001
8	7.5	2	T	A	DC-1101	EA-1103	20296.2		20188.7	L	518.54	A	P 1605-001
9	7.0	2	T	A	EA-1103	FA-1101	18281.4		17578.3	L	56.33	A	H 1605-001
10	7.0	2	T	A	FA-1101	DA-1101	18281.4	A	17578.3	L	56.33	A	H 1605-001
11	3.0	2	T	A	DA-1101	PURIFIC.	18281.4	A	17578.3	L	56.33	A	H 1605-001
12	2.0	2	T	A	L. B.	DA-1101	19000.6	A	18269.8	L	56.33	A	H 1605-001
13	3.0	2	T	A	DA-1101	FB-1102	19000.6	A	18269.8	L	56.33	A	H 1605-001
14	2.5	2	T	A	FA-1101	GA-1103	19000.6	A	18269.8	L	56.33	A	1605-001
15	2.0	2	T	A	GA-1103	16	40310.4	A	38760.0	L	56.33	A	1605-001
16	2.0	2	T	A	15	FB-1102	19000.6	A	18269.8	L	56.33	A	1605-001
17	3.0	2	T	A	FB-1102	GA-1104	20215.0	A	19437.5	L	27.30	A	P 1605-001
18	6.0	3	T	A	L. B.	19	20215.0	A	19437.5	V	27.30	A	P 1605-001
19	6.0	3	T	A	18	21	20215.0	A	19437.5	V	27.30	A	P 1605-001
20	3.0	3	T	A	L. B.	BB-1101	20215.0	A	19437.5	V	27.30	A	P 1605-001
21	3.0	3	T	A	BB-1101	22	25300.0	A	24326.9	V	29.90	A	P 1605-001
22	6.0	3	T	A	21	BA-1101	19195.4	A	18457.1	V	28.60	A	P 1605-001
23	6.0	3	T	A	BA-1101	EC-1102	17367.3	A	16599.3	V	28.60	B	H 1605-001
24	6.0	3	T	A	DC-1102	ATMOSF.	15539.1	A	14941.4	L	28.60	B	P 1605-001
25	4.5	2	T	A	GA-1104	DA-1102	31654.0	A	30436.5	L	72.80	A	1605-001
26	3.0	2	T	A	DA-1102	EA-1104	13711.0	A	13182.7	V	63.50	A	O 1605-002
27	2.5	2	T	A	EA-1104	FA-1102	13432.9	A	12916.3	L	49.10	A	O 1605-002
28	2.5	2	T	A	FA-1102	GA-1106	13432.9	A	12916.3	L	49.10	A	O 1605-002
29	2.5	2	T	A	GA-1106	20	25300.0	A	24326.9	L	49.10	A	P 1605-002
30	1.0	2	T	A	29	FB-1102	13432.9	A	12916.3	L	49.10	A	O 1605-002
31	2.5	2	T	A	30	DEPOSITO	13432.9	A	12916.3	L	49.10	A	P 1605-002
32	4.0	2	T	A	DA-1102	BA-1107	19591.0	A	18837.5	L	97.50	A	P 1605-002

PROYECTO: DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA PLANTA DE ACETONA
 LOCALIZACION: COATZACOALCOS

LISTA DE LINEAS

No.	DIAM	SERV.	ESPEC.	DESDE	HASTA	PRES.DIS	PRES.PRUEDA	MAX	MED.DE TEMP.DE	TEMP.TIPO DE	DIAG.DE
(m)						(Kg/m ²)	VAR.	(Kg/m ²)	PRUEBA DIS.	(C)	VAR. AISLAM. FLUJO
33	1.5	2	T 2 A	GA-1107	EA-1105	25300.0	A	24326.9	L	97.50	A P 1605-002
34	1.5	2	T 2 A	EA-1105	DA-1107	20806.5	A	20006.3	V	104.65	A H 1605-002
35	4.0	2	T 2 A	EA-1107	35	25300.0	A	24326.9	L	97.50	A H 1605-002
36	4.0	2	T 2 A	35	DA-1103	20806.5	A	20006.3	L	97.50	A O 1605-002
37	4.0	2	T 2 A	DA-1103	EG-1106	13707.0	B	13179.8	V	74.40	B O 1605-002
38	4.0	2	T 2 A	EA-1106	FA-1103	13436.0	A	12919.2	L	49.00	A O 1605-002
39	4.0	2	T 2 A	FA-1103	GA-1108	13436.0	A	12919.2	L	49.00	A O 1605-002
40	4.0	2	T 2 A	GA-1108	42	25300.0	A	24326.9	L	49.00	A O 1605-002
41	3.0	2	T 2 A	40	DA-1103	13436.0	A	12920.0	L	49.00	A O 1605-002
42	3.0	2	T 2 A	41	FB-1104	18200.0	A	17500.0	L	49.00	A O 1605-002
43	3.0	2	T 2 A	DA-1103	GA-1109	13707.0	A	13179.8	L	122.20	A H 1605-002
44	2.0	2	T 2 A	GA-1109	EA-1107	25675.0	A	24687.5	L	122.20	A H 1605-002
45	2.5	2	T 2 A	EA-1107	DA-1103	25675.0	B	24687.5	V	128.70	A H 1605-002
46	2.0	2	T 2 A	GA-1109	47	25675.0	B	24687.5	L	122.20	A O 1605-002
47	2.0	2	T 2 A	46	DA-1104	20540.0	B	19750.0	L	122.20	A O 1605-002
48	3.0	2	T 2 A	DA-1103	EA-1108	13707.0	B	13179.8	V	104.70	B O 1605-002
49	2.0	2	T 2 A	EA-1108	FA-1104	13436.0	A	12920.0	L	49.00	A O 1605-002
50	2.0	2	T 2 A	FA-1104	GA-1109	13432.5	A	12915.9	L	49.00	A P 1605-002
51	3.0	2	T 2 A	GA-1109	53	18200.0	A	17500.0	L	49.00	A P 1605-002
52	3.0	2	T 2 A	51	DA-1104	18200.0	A	17500.0	L	49.00	A 1605-002
53	3.0	2	T 2 A	51	FB-1102	18200.0	A	17500.0	L	49.00	A 1605-002
54	3.0	2	T 2 A	DA-1104	GA-1110	19500.0	A	18750.0	L	123.89	A P 1605-002
55	3.0	2	T 2 A	GA-1110	58	23400.0	A	22500.0	L	123.89	A P 1605-002
56	3.0	2	T 2 A	55	GA-1110	23400.0	A	22500.0	L	123.89	A H 1605-002
57	3.0	2	T 2 A	GA-1110	DEPOSITO	23400.0	B	22500.0	V	130.00	B H 1605-002
58	3.0	2	T 2 A	55	DEPOSITO	23400.0	A	22500.0	L	123.89	A P 1605-002

V.7 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

Durante las etapas iniciales del estudio y desarrollo de un proyecto, los diversos diagramas esquemáticos de flujo son muy útiles. Cuando los cálculos de proceso estan ya muy avanzados, se requiere el diagrama de tubería e instrumentación (DTI) el cual es una representación más completa.

Este diagrama es una de las fuentes centrales de información para la mayoría de los grupos de diseño. Estos grupos incluyen diseñadores en los aspectos eléctricos, de tubería, estructuras, instrumentos, bombas y compresores. Dicho diagrama sirve como un lugar común de reunión para los ingenieros de diseño y los ejecutivos.

En este diagrama debe mostrarse toda la instrumentación para el control, -- registro e indicación de la operación de la planta.

Si cuando se dibuja el DTI se tiene cierta idea del plano real de la distribución de la planta, es muy útil arreglar el diagrama de manera similar, en la medida de lo práctico. Dicho arreglo ayuda a el personal de distribución de equipo y a los diseñadores de tubería a visualizar la planta más rápidamente y evita el sobre acentamiento de líneas, y evita otros problemas de acomodamiento de equipo.

V.8 PLANO DE LOCALIZACION GENERAL

Plot Plant

Distribución de Areas

Area total del Terreno: 7700 m²

Largo = 170 m

Ancho = 70 m

1.- Edificio A

a) Departamentos

- Gerencia de operaciones
- Departamento de compras
- Departamento de programación
- Departamento de materiales
- Departamento de planeación
- Sala de juntas
- Departamento de contabilidad
- Departamento de relaciones industriales
- Sanitarios

b) Area Total ocupada = 300 m² = 10 m x 30 m

c) Edificio de 2 plantas y 6 m de altura

d) Volumen ocupado 1800 m³

c) Requerimientos

- Agua
- Luz
- Aire acondicionado
- Sistema contra incendio

2.- Edificio B

a) Departamentos

- Ingeniería y Desarrollo
- Mantenimiento eléctrico y mecánico
- Control de calidad
- Sanitarios

b) Area total ocupada = 136 m^2

c) Edificio de 2 plantas y 6 m de altura

d) Volumen ocupado 816 m^3

e) Requerimientos

- Gas
- Agua
- Luz
- Aire acondicionado
- Sistema contra incendio

3.- Edificio C

a) Departamentos

- Comedor
- Vestidores
- Sanitarios

b) Area total ocupada = 160 m^2

c) Edificio de 2 plantas y 6 m de altura

d) Volumen ocupado 960 m^3

e) Requerimientos

- Agua
- Gas
- Luz
- Aire acondicionado

4.- Edificio D

a) Departamentos

- Cuarto de control

b) Area total ocupada = 100 m^2

c) Edificio de 1 planta y 3 m de altura

d) Volumen ocupado 300 m^3

e) Requerimientos

- Luz
- Agua
- Aire acondicionado
- Sanitarios

5.- Caseta 1

Caseta de vigilancia

Area total = 24 m^2

6.- Caseta 2

Caseta de vigilancia

Area total = 24 m^2

7.- Area Deportiva

Conchas de tenis

Area total = 550 m^2

V.9 DIAGRAMAS DE INSTRUMENTACION

Como un suplemento de los diagramas de tubería e instrumentación, se presentan algunos estandares de diagramas de instrumentación, los cuales son útiles para localizar cada uno de los elementos principales que forman parte de los circuitos de control.

Debido a que existen los ya mencionados "estandares" de estos circuitos para determinados equipos, el desglose y definición de la secuencia en que se interconectan los instrumentos que forman los ciclos de control tanto en tablero como en campo, serían los mismos para aquellos que controlan una determinada variable en la operación unitaria.

Tomando en cuenta lo anterior, se ha desarrollado un diagrama de instrumentación para cada tipo de equipo (operación unitaria).

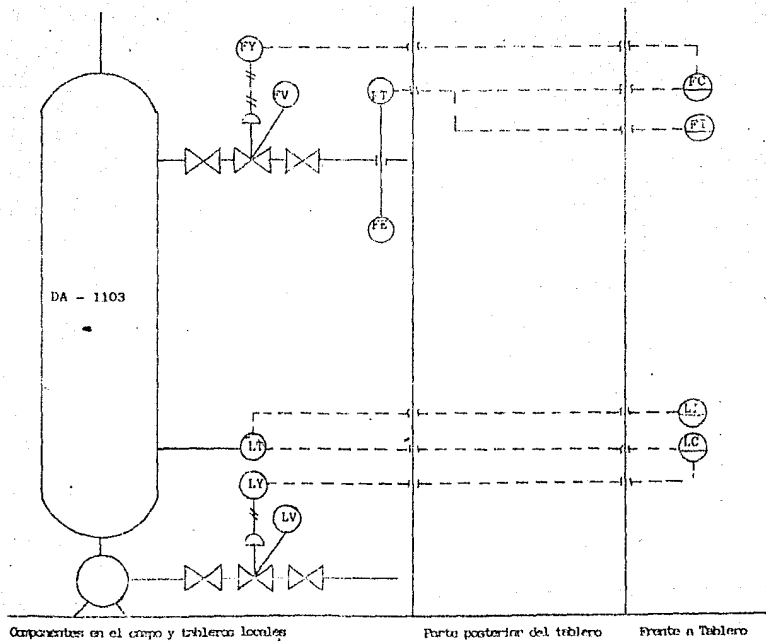


Fig. V.5 Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Flujo y Nivel

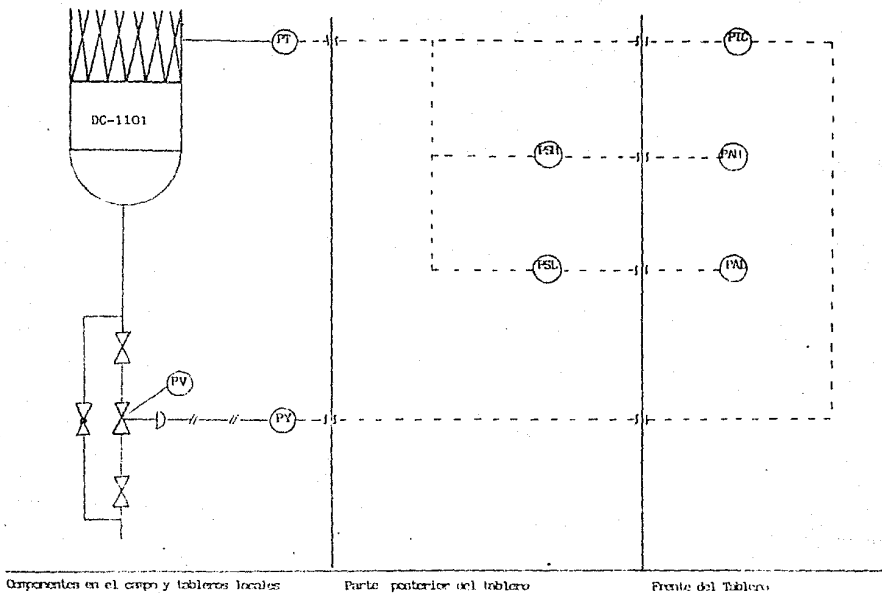


Fig. V.6 Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Presión.

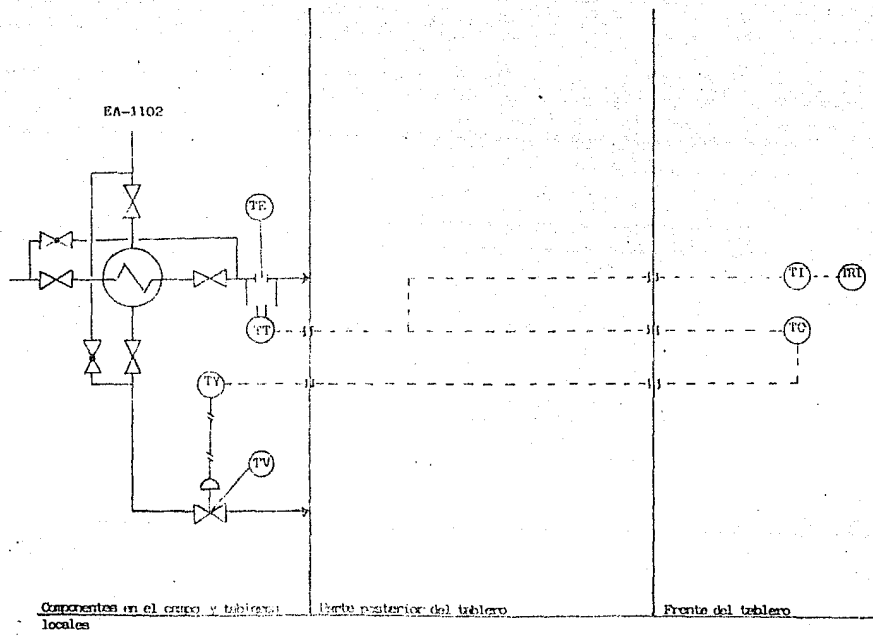


Fig. V.7 Diagrama de Instrumentos. Indicador de Temperatura.

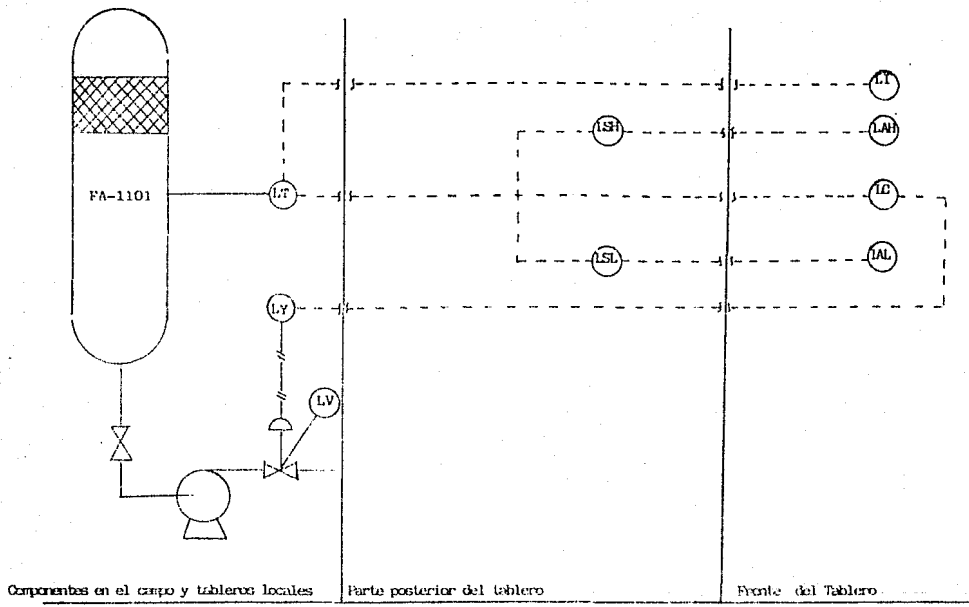


Fig.V.8Diagrama de Instrumentos, Controlador de Nivel.

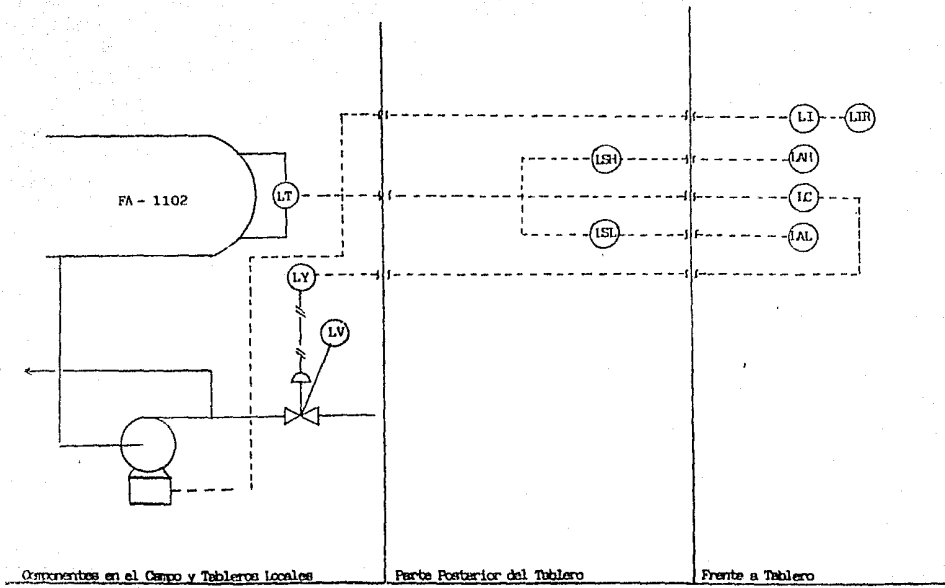


Fig. V.9 Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Nivel.

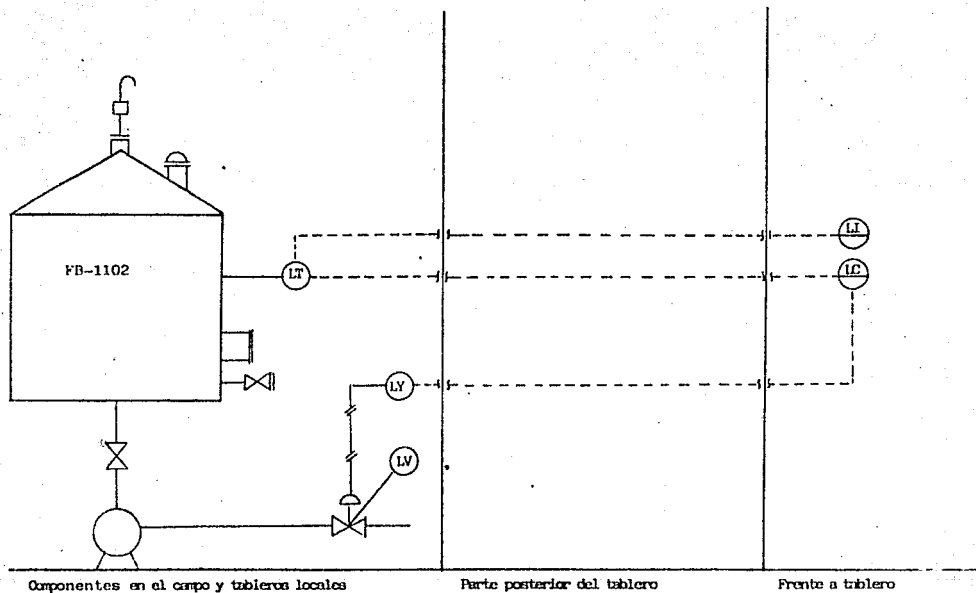


Fig. V.10 Diagrama de Instrumentos, Indicador Controlador de Nivel.

V.10 ESTIMADO DE LA INVERSION FIJA

En esta sección se establece un estudio de evaluación de costos de inversión fija, que como ya se sabe es la cantidad total de capital requerido para -- suplir las necesidades de la planta y facilidades de infraestructura más la inversión requerida como capital de trabajo para operación de la misma.

Se ha incluido esta sección como un soporte al estudio de ingeniería básica, los resultados obtenidos son indicativos y pueden ser la base de un estudio de factibilidad económica.

La inversión fija incluye los costos directos, los que a su vez se ven afectados por una serie de factores como son costo e instalación de equipo, instrumentación y control, tubería, instalaciones eléctricas, edificios, barda, terreno, facilidad de servicios, etc. se incluye también algunos costos -- indirectos de los que se pueden mencionar los gastos de ingeniería y supervisión de construcción, honorarios de contratistas, contingencias e impuestos.

En forma ilustrativa se describen a continuación los factores más importantes que contempla la inversión de capital fijo.

Costo de Equipo

Los costos del equipo constituyen la base de varios métodos de evaluación -- de inversión de capital. Los tipos de equipo pueden dividirse conveniente-

mente en: 1) equipo de proceso, 2) equipo de manejo y almacenaje de materias primas y 3) equipo de manejo y almacenaje de producto final. Los costos de equipo auxiliar y materiales, como aislamiento y ductos también se incluyen. Generalmente el costo de equipo constituye aproximadamente del 20 al 40% -- del capital de inversión fija.

Costos de Instalación del Equipo.

La instalación del equipo involucra los costos por mano de obra en campo, - cimientos, pilotes, plataformas, costos de construcción y otros factores re lacionados directamente en la erección del equipo.

El análisis de los costos totales de equipo instalado en varias plantas típicas, indica que el costo de instalación de equipo varía del 25 al 55% del costo total del equipo.

Costos de Aislamiento.

Cuando en la planta se involucran temperaturas altas o muy bajas, los costos de aislamiento se hacen importantes, tanto que se necesita realizar un esti mado de costo de aislantes con mucho cuidado. Los costos por aislamiento - de equipo y tubería, generalmente se incluyen en los costos de instalación de estos últimos.

El costo total de mano de obra en materiales requerido por aislamiento de - equipo y tubería es aproximadamente del 2% del capital de inversión fija -- total en plantas químicas típicas.

Costos de Instrumentación y Control.

Los costos de instrumentos incluyen el costo de mano de obra por instalación, gastos por equipo auxiliar y materiales, los cuales constituyen la mayor porción de inversión requerida por instrumentación. Esta parte de costos fijos a veces combinada en el grupo de equipo general. Los costos totales de instrumentación dependen de la cantidad y tipo de control requerido y puede representar aproximadamente el 3% de los gastos de inversión fija.

Tubería.

Los costos de tubería cubren mano de obra, válvulas, accesorios, soportes y otros artículos involucrados en la erección completa de la tubería usada directamente en los procesos.

El costo de tubería puede ser tan alto como el costo del equipo, aunque generalmente se encuentra que es el 20% del costo total.

Instalaciones Eléctricas.

Estos costos constituyen principalmente la mano de obra por instalación y materiales para alumbramiento.

Las instalaciones eléctricas consisten de 4 componentes principales que son:

alambrado de alta tensión, transformadores, servicios y alambrado para instrumentación y control.

De ésta forma el costo de instalaciones eléctricas generalmente se estima entre el 3 y el 10% del costo de inversión fija total.

Costo de Edificios.

Estos incluyen servicios, gastos por construcción, materiales y otros artículos involucrados en la erección de todos los edificios colocados a la planta. Costos por instalación de cañerías, aire acondicionado, alumbrado, calefacción y servicios similares.

Costo de Servicios.

La suministración de vapor, agua, energía, aire comprimido y combustible son parte de la facilidad de servicios de una planta industrial. El depósito de desechos, protección contra incendios y dispositivos de servicios misceláneos, tales como equipo de almacenar, de ayudas primarias y equipo de cafetería, requieren inversiones de capital que están incluidas bajo el título general de costos de servicios, que en términos de inversión de capital fijo total, fluctúa entre el 8 y 20%, considerando un 15% como un valor promedio.

Costo de Terreno.

El costo por el terreno, su inspección y acondicionamiento depende de la -- localización de la propiedad y puede variar del 1 al 2% de los gastos de in versión fija.

Costos Indirectos.

En general los costos indirectos, es decir aquellos que no estan interac-- tuando con el factor de materiales o equipos tienen un gran efecto sobre -- los gastos de inversión fija.

Los gastos de ingeniería y supervisión generalmente cuentan con un 4 a 21% del costo total de la planta, los gastos por construcción del 4 al 16%, los honorarios de contratistas fluctuan entre el 2 y el 6% y los gastos por con tingencias aproximadamente cubren del 5 al 15% de los costos de inversión - fija total.

Como puede observarse la estimación de capital fijo es de suma importancia ya que si se requiere de un estudio de factibilidad para soportar la insta lación comercial de una planta, será de gran utilidad los resultados obteni dos en la estimación, tanto de los equipos como de la planta total.

Existe diferentes modelos de evaluación de estimados de inversión fija que se pueden clasificar en estimados preliminares, intermedios y definitivo.

Dentro de los métodos intermedios destaca el de módulos de Guthrie para la determinación de los costos fijos.

Este método ha sido programado con el fin de agilizar los cálculos, el programa de cómputo fué desarrollado en la ENEP Zaragoza por Sandoval Yoval L., Rodríguez Torres G. y Rico Valverde P., el cual fué utilizado para estimar la inversión fija total de la planta.

Los resultados a partir de este programa incluye la evaluación de la planta en cuatro módulos, el módulo de equipo, de proceso, de edificios industriales y de servicios.

Módulo de Equipo.

En este se evalúan los costos de cada uno de los equipos a través de correlaciones disponibles en la literatura, incorporadas en el cuerpo del programa.

El costo total de los equipos asciende a 594 897.6 Dolores Americanos.

Módulo de Proceso.

En este módulo se realiza la evaluación de los costos por material auxiliar, como son: acero inoxidable, aislamiento, tubería, concreto, instrumentación, pintura, mano de obra en campo, etc. correspondientes a cada equipo.

El costo total de este módulo es de 1 136 687 Dólares Americanos.

Módulo de Edificios Industriales.

Dentro de este módulo y a través del área designada para cada edificio, estacionamientos y áreas recreativas, así como los niveles de los primeros se evalúa su costo total siendo este último de 683 634.3 Dólares Americanos.

Módulo de Servicios.

Como es bien sabido los servicios auxiliares son indispensables en cualquier planta de proceso, es por eso que de suma importancia la evaluación económica de los equipos y sistemas que intervienen en su generación y buen funcionamiento. Es el objetivo de este módulo determinar el costo de estos últimos.

El costo total del módulo de servicio es de 1 305 935 Dólares Americanos.

Así a través del cálculo de cada uno de estos módulos, es posible calcular la inversión fija total de la planta de acetona, la cual asciende a 4 426 432 Dólares Americanos. Todos los costos anteriores fueron determinados para mayo de 1989.

Los resultados obtenidos a partir del programa de cálculo se anexan en el apéndice C.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

A partir de los resultados obtenidos a través de los estudios y balances -- realizados se encontraron las siguientes conclusiones:

- 1) Las Proyecciones de la demanda nacional muestran que la capacidad instalada actual cuenta con los recursos suficientes para satisfacer el mercado interno a mediano y largo plazo.
- 2) Debido a que los mercados de Japón y Estados Unidos tendrán un déficit -- en su producción y un aumento creciente en la demanda, la producción --- total de la planta estará destinada a la exportación. Principalmente a los mercados de Estados Unidos, Japón y en menor proporción a Canadá y -- Latinoamérica.
- 3) La capacidad nominal de la planta debe ser de 80 000 Ton/año, de acuerdo a la capacidad promedio mundial competitiva, la cual estará operando al 100% en el año de 1994.
- 4) El proceso seleccionado a partir de los estudios cualitativo y cuantitativo fué el referido como proceso de deshidrogenación de alcohol isopropílico en fase vapor.
- 5) A partir de los resultados obtenidos en la sección de localización de la planta, se toma la decisión de construirla en el municipio de Coatzacoalcos, Ver. ya que esta ofrece los mejores beneficios.
- 6) El desarrollo de la ingeniería básica permitió realizar el dimensionamiento del equipo, a partir del cual es posible hacer un estimado preli-

minar de los costos fijos.

- 7) La inversión fija total para la planta de acetona, fue estimada para --
Mayo de 1989, obteniendose un costo total de 4'426,432.10 Dolares Estado
unidenses.

CAPITULO VIII

BIBLIOGRAFIA

- 1.- BIRD BYRON R., Stewart Warren E., Lightfoot Edwin N. FENOMENOS DE TRANS-
PORTE (Editorial Reverte, S.A., 1ª Edición, 1980, Impre-
so en España) Capítulos 1, 8 y 16
- 2.- BROWN GRANGER GEORGE OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA (Edi-
torial Marin S.A., 1ª Edición 1965, Impreso en ---
España) p.p. 176 - 196
- 3.- EDMISTER C. WAYNE APPLIED HYDROCARBON THERMODYNAMICS (Editorial Gulf -
Publishing Company, Houston Texas, 1984, 2ª Edition)
Vol. 1 Capítulos 3, 5 y 6
- 4.- Facultad de Química ADMINISTRACION DE PROYECTOS (Editorial FOUNAM N° 16
1985) p.p. 99,326
- 5.- Facultad de Química DISEÑO DE EQUIPO (Editorial FOUNAM Vol. 1 N° 9 ----
Diciembre 1983)
- 6.- FREDENSLUND AAGE, Gmehling J., Fasassen P. VAPOR LIQUID EQUILIBRIA
USING UNIFAC AGROUP CONTRIBUTION METHOD (Editorial
Elsevier, New York 1977, 1ª Edición)
- 7.- HIMMELBLAU M. DAVID PRINCIPIOS Y CALCULOS BASICOS DE LA INGENIERIA --
QUIMICA (Editorial Continental S.A. de C.V., 7ª --
Impresión 1982) p.p. 398 - 447

- 8.- KERN D. Q. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR (Editorial CECOSA 1ª -----
Edición México 1973)
- 9.- GUTHRIE K.M. PROCESS PLANT ESTIMATING EVALUATION AND CONTROL (Editorial
Mc Graw Hill, N.Y.)
- 10.- HENLEY J. Ernest, J.D. Seader EQUILIBRIUM-STAGE SEPARATION IN CHEMICAL
ENGINEERING (Editorial John Wiley and --
sons, 1ª Edición, 1981, USA)
- 11.- LUDWIG E. APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS
(Editorial Gulf Publishing Co.) Vol. I,II,III
- 12.- OCHOA DE LA TORRE JOSE LARIOS CRITERIOS DE SELECCION Y DIMENSIONAMIENTOS
DE QUEMADORES DE CAMPO PARA GASES
(Tesis, Facultad de Química, UNAM, Mé-
xico, 1984)
- 13.- PERRY, C. CHILTON MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO (Editorial McGraw Hill,
5ª Edición México) p.p. sección 17 1-30
- 14.- PETERS M.S., Timmerhaus K.D. PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL
ENGINEERS (Editorial Mc Graw Hill Book,
N.Y. 1967)

- 15.- POPPER MODERN COST-ENGINEERING TECHNIQUES (Editorial Mc Graw Hill
1ª Edición, N.Y. U.S.A.)
- 16.- RASE H.F., Barrow M.H. INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO
(Editorial CECSA 1ª Edición México 1973)
- 17.- ROSE L.M. THE APPLICATION OF MATHEMATICAL MODELLING TO PROCESS DEVELOP-
MENT AND DESIGN (Editorial Halsted press 1974 Impreso en ---
U.S.A) pp. 251-264
- 18.- REID ROBERT C., Prausnitz John M., Poling THE PROPERTIES OF GASES AND
LIQUIDS (Editorial Mc Graw Hill
4ª Edición 1987 U.S.A)
- 19.- ENEP ZARAGOZA Depto. de Tecnología SGP/ZAR - SIMULADOR GENERAL DE ---
PROCESOS ZARAGOZA (México 1984)
- 20.- SHERWOOD, P.W. ACKTONE--ITS PRODUCTION AND USES (Petroleum Institute; 33
12 Diciembre 1974) pp. 144,145
- 21.- SMITH J. M., VanNess H.C. INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN LA INGE-
NERIA QUIMICA (Editorial Mc Graw Hill 1ª
Edición 1975 U.S.A.) pp. 310-346

- 22.- SMITH J. M. CHEMICAL ENGINEERING KINETICS (Editorial Mc Graw-Hill
third Edition, 1981 Singapore)
- 23.- STAFF of Chemical Engineering PRACTICAL PROCESS INSTRUMENTATION AND
CONTROL(Editorial Mc Graw Hill)
- 24.- TREYBAL R.E. INTRODUCCION A LAS OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA
(Editorial Mc Graw Hill 2ª Edición 1984 U.S.A.)pp.220-301
- 25.- WALAS, S. THERMODINAMIC OPERATIONS IN PHASE EQUILIBRIA (Editorial Butter
worth Publishers, 1ª Edición, 1985 U.S.A.)
- 26.- WELTY R.J., Wicke C.E., Wilson E.R. FUNDAMENTOS DE TRANSFERENCIA DE
DE MOMENTO, CALOR Y MASA (Editorial
Limusa 3ª Edición 1977, México)
pp. 526-600
- 27.- RODRIGEZ Torres Gustavo, RICO Valverde Patricia, SANDOVAL Yoyal ---
Luciano DESARROLLO DE UN PAQUETE DE COMPUTO PARA ESTIMAR LA INVER-
SION FIJA DE PLANTAS DE PROCESO (Tesis, ENEP ZARAGOZA UNAM,
México, 1989)

ARTICULOS

- 1.- BAE J.H., REED T.M., 111

VISCOSITY AND DIFFUSION COEFFICIENTS OF POLAR GAS MIXTURES

Ind. Eng. Chem. Fundamentals 10, (1), 36, (1971)

- 2.- BASUA E.R.

CUBIC EQUATION OF STATE FOR MIXTURES CONTAINING POLAR COMPOUNDS

En: NEWMAN S.A.

"Chemical Engineering Thermodynamics"

Ann Arbor Science Publishers

U.S.A. 1982

- 3.- MATHIAS P.M.

A VERSATILE PHASE EQUILIBRIUM EQUATION OF STATE

Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev. 22, (3), 385, (1983)

- 4.- PENG D. Y. , ROBINSON D.B.

A NEW TWO-CONSTANT EQUATION OF STATE

Ind. Eng. Chem. Fundamentals 15, (1), 59, (1976)

- 5.- FRAUSNITZ J.M.

MOLECULAR THERMODYNAMICS OF FLUID-PHASE EQUILIBRIA

PRENTICE-HALL

U.S.A. (1969)

6.- PRUSNITZ J.M.

RECENT DEVELOPMENT IN THE UNIFAC METHOD FOR CALCULATING ACTIVITY
COEFFICIENTS FROM GROUP CONTRIBUTIONS

En: Strovick T.S., Sandler S.I.

"Phase Equilibria and Fluid Properties in the Chemical Industry"

American Chemical Society Symposium series 60, U.S.A. (1977)

7.- PRUSNITZ J.M., ANDERSON T.F.

APPLICATION OF THE UNIQUAC EQUATION TO CALCULATION OF MULTICOMPONENT
PHASE EQUILIBRIA 1.- VAPOR-LIQUID EQUILIBRIA

Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 17, (4), 552, (1978)

8.- PRUSNITZ J.M., ABRAMS D.S.

STATICAL THERMODYNAMICS OF LIQUID MIXTURE: A NEW EXPRESSION FOR THE
EXCESS GIBBS ENERGY OF PARTLY OR COMPLETELY MISCIBLE SYSTEMS

Aiche J. 21, (1), 116 (1975)

9.- PRUSNITZ J.M., O'CONNELL J.P.

EMPIRICAL CORRELATION OF SECOND VIRIAL COEFFICIENTS FOR VAPOR-LIQUID
EQUILIBRIUM CALCULATIONS

Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 6, (2), 245, (1967)

10.- SLATTERY J.C., BIRD B.R.

CALCULATION OF THE DIFFUSION COEFFICIENT OF DILUTE GASES AND OF THE
SELF-DIFFUSION COEFFICIENT OF DENSE GASES

Aiche J. 4, (2), 137, (1958)

11.- SMITH D.J.F.

THERMAL CONDUCTIVITY OF LIQUIDS

Ind. Eng. Chem. 22, (11), 1245, (1930)

12.- THODOS G., ROY D.

THERMAL CONDUCTIVITY OF GASES ORGANIC COMPOUND AT ATMOSPHERIC PRESSURE

Ind. Eng. Chem. Fundamentals 9, (1), 71, (1970)

13.- ISHII Y., OTTO F.D.

A GENERAL ALGORITHM FOR MULTISTAGE MULTICOMPONENT SEPARATION CALCULATIONS

The Canadian Journal of Chem. Eng. 51, (1973)

14.- HOLLAND CH. D.

HISTORY OF THE DEVELOPMENT OF DISTILLATION COMPUTER MODELS

Aiche J. 15

15.- FREDENSLUND A., GMEHLING J., PRAUSNITZ J.M.

COMPUTERIZED DESIGN OF MULTICOMPONENT DISTILLATION COLUMNS USING THE

UNIFAC GROUP CONTRIBUTION METHOD FOR CALCULATION OF ACTIVITY COEFFICIENTS

Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 16, (4), 450, (1977)

16.- SEADER J.D.

COMPUTER MODELING OF CHEMICAL PROCESSES

Aiche, Monograph Series. 81, (15), (1985)

17.- PALEN W., SMALL W.M.

A NEW WAY TO DESIGN KETTLE AND INTERNAL REBOILERS

Hydrocarbon Processing 43, (11), 199, (1964)

PUBLICACIONES ESPECIALES

- 1.- ALVARES FUSTER C. "CURSO: DISEÑO DE RECIPIENTES DE PROCESO" (IPQ 1984)
- 2.- ARIO "ANUARIO ESTADISTICO DE LA INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA (1986, edición 1987 Talleres Gráficos de ARIO México).
- 3.- CHEMICAL INDUSTRIES NOTES ACETONE COMPANIES SOME DOWN PRODUCTION(Feb. 15-1987 Predicas)
- 4.- CHEMICAL WEEK FORECAST (1986, Chemical Week, Vol. 147 N° 26 enero 1986)
Pag. 32-43
- 5.- CRANE FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES FITTINGS AND PIPES (Technical Paper N° 410 Crane Co. 11ª Impresión, 1970 U.S.A.)
- 6.- LOPEZ GUTIERREZ S. "CURSO: DISEÑO DE REACTORES HOMOGENEOS(UNAM 1986)
- 7.-LOPEZ GUTIERREZ S. "CURSO: ANALISIS DE MERCADO DE PRODUCTOS QUIMICOS"
(UNAM 1987)
- 8.- MERCAMETRICA MERCAMETRICA DE 80 CIUDADES MEXICANAS (Tomo I y II 1987-1988, Mercametrica Ediciones S.A. México 1987)
- 9.- MERCAMETRICA MERCAMETRICA DE DATOS INDUSTRIALES(1987-1988 Mercametrica Ediciones S.A. México 1987)
- 10.- PREDICAST F & S INTERNATIONAL PREDICAST (1986)
- 11.- PREDICAST PREDICAST BASE BOOK (Predicast 1986)
- 12.- PROMT JAPAN: METHYL METHALCRYLATE DYPANSIONS WILL RAISE CAPACITY 23% 425,700 m TBY BY 1991 (Promt, Oct 1986) Pag. 49
- 13.- SRI INTERNATIONAL CHEMICAL ECONOMIC PROCESS (ACETONE) (Standford Research Institute 1983 U.S.A.)

APENDICE A

A.1 Memoria de cálculo del balance de masa.

A.2 Listados de los programas de la ecuación de Matias, UNIQUAC y propiedades de transporte.

A.1 MEMORIA DE CALCULO DEL BALANCE DE MASA

Balance de Masa

Base: 80 000 Ton/año de acetona al 99.5% mol

De acuerdo a la información disponible se tiene que de la reacción se producen varios componentes en pequeñas proporciones de los que se pueden mencionar:

Propileno

Orgánicos Ligeros

Oxido de mesitilo

Balance de Masa en la Torre de Acetona DA-1103

80 000 Ton/año (1 año/365 días)(1 día/24 hrs)(1000 Kg/Ton) = 9132.42 Kg/hr
9132.42 Kg/hr (1 mol/58.16 Kg) = 157 mol/hr de acetona en el destilado de la torre, lo cual equivale a el 99.5% mol del total de la corriente.

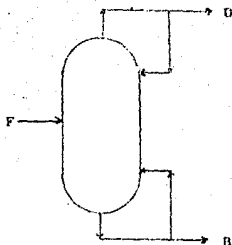
Para realizar el balance se supone la corriente de fondos, en el donde se debe obtener acetona al 99.5% mol.

Datos:

Destilado = 157.782 Kgmol/hr ; Fondos = 110.84 Kgmol/hr

Composición de Fondos y Destilado

Componentes	Fondos	Destilado
	X_{Bi}	Y_{Di}
Acetona	0.0016	0.9950
AIP	0.0533	0.0000
Agua	0.9325	0.0050
Oxido de Mesitilo	0.0125	0.0000



Balance Global

$$F = B + D$$

$$F = B + 157.782$$

$$F = 110.84 + 157.782 = 268.622 \text{ Kgmol/hr}$$

Balance por Componente

$$\text{Acetona} \quad FZ_{ac} = BY_{Bnc} + DX_{Dac}$$

$$\text{AIP} \quad FZ_{ai} = BY_{Bai} + DX_{Dai}$$

$$\text{Agua} \quad FZ_{ag} = BY_{Bag} + DX_{Dag}$$

$$\text{Oxido de M.} \quad FZ_{ox} = BY_{Box} + DX_{Dox}$$

Sustituyendo valores, y reorganizando las ecuaciones

$$\text{Acetona} \quad Z_{BC} = ((110.84)(0.0016) + 157.782(0.995)) / 268.622 = 0.5851$$

$$\text{AIP} \quad Z_{ai} = ((110.84)(0.0533)) / 268.622 = 0.0220$$

$$\text{Agua} \quad Z_{ag} = ((110.84)(0.9375) + 157.782(0.009)) / 268.622 = 0.3877$$

$$\text{Oxido de M.} \quad Z_{ox} = ((110.84)(0.0126)) / 268.622 = 0.0052$$

los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla:

Componentes	Alimentación Kgmol/hr	Z_i	Datos Kgmol/hr	X_{Di}	Productos Kgmol/hr	X_{Di}
Acetona	157.1707	0.5851	156.8930	0.9950	0.1773	0.0016
AIP	5.9096	0.0220	0.0000	0.0000	5.9078	0.0533
Agua	104.1447	0.3877	0.7890	0.0050	103.3583	0.9325
Oxido de M.	1.3968	0.0052	0.0000	0.0000	1.3966	0.0126
	268.6220	1.0000	157.7820	1.0000	110.8400	1.0000

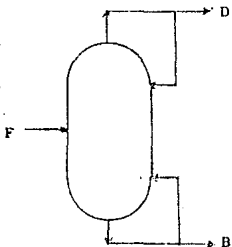
Balance de Masa de la Torre de AIP DA-1104

Los fondos de la torre de acetona son alimentados a la torre de isopropanol, corriente supuesta en el cálculo anterior.

Se conoce la composición de Fondos.

Se requiere que el destilado contenga como máximo 1×10^{-4} % mol de Oxido de Mesitilo.

Componentes	X_{Bi}
Acetona	0.0000
AIP	0.0013
Agua	0.9853
Oxido de Mesitilo	0.0134



Balance Global

$$F = D + B$$

$$D = 110.84 - B$$

Balance por componentes

$$\text{Acetona} \quad FZ_{ac} = DX_{Dac} + BX_{Bac}$$

$$\text{AIP} \quad FZ_{aip} = DX_{Daip} + BX_{Baip}$$

$$\text{Agua} \quad FZ_{ag} = DX_{Dag} + BX_{Bag}$$

$$\text{Oxido de M.} \quad FZ_{ox} = DX_{Dox} + BX_{Box}$$

Del balance de Oxido de Mesitilo

$$1.3966 = D (1 \times 10^{-4}) + B (0.134)$$

$$1.3966 = (110.84 - B) 1 \times 10^{-4} + B (0.0134)$$

Despejando

$$B = 1.385616 / 0.0133 = 104.20$$

Por lo tanto

$$D = 110.84 - 104.20 = 6.640 \text{ Kgmol/hr}$$

Sustituyendo y rearrreglando el balance por componentes

$$\text{Acetona} \quad X_{Dac} = ((110.84)(0.0016) - (104.20)(0)) / 6.64 = 0.0268$$

$$\text{AIP} \quad X_{Daic} = ((110.84)(0.0533) - (104.20)(0.0013)) / 6.64 = 0.8734$$

$$\text{Agua} \quad X_{Dag} = ((110.84)(0.9325) - (104.20)(0.9853)) / 6.64 = 0.0997$$

Los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla:

Componentes	Alimentación Kgmol/hr	Z_1	Datos Kgmol/hr	X_{Di}	Fondos Kgmol/hr	X_{Bi}
Acetona	0.1773	0.0016	0.1780	0.0268	0.0000	0.0000
AIP	5.9077	0.0533	5.7994	0.8734	0.1355	0.0013
Agua	103.3583	0.9325	0.6620	0.0997	102.6683	0.9853
Oxido de M.	1.3966	0.0126	6.64×10^{-4}	0.0001	1.3963	0.0134
	<u>110.8400</u>	<u>1.0000</u>	<u>6.6400</u>	<u>1.0000</u>	<u>104.2000</u>	<u>1.0000</u>

Balance en la Torre de Ligeros BA-1102

Se conocen los fondos, ya que son la alimentación a la torre de acetona.

Se conoce la composición de destilado.

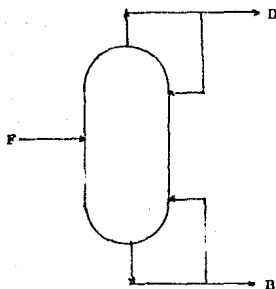
Se sabe que en el fondo se encuentra el 99.27% de acetona alimentada.

Como el fondo tiene el 99.27% de la acetona alimentada, esta debe ser:

$$\text{Acetona en la alimentación} = 157.1707 / 0.9927 = 158.3$$

Datos:

Componentes	X_{Bi}	Fondos Kg/mol/hr	X_{Di}
Ligeros	0.2210	0.0000	0.0000
Propileno	0.1650	0.0000	0.0000
Acetona	0.6140	157.1707	0.5851
AIP	0.0000	5.9096	0.0220
Agua	0.0000	104.1447	0.3877
Oxido de Mesitilo	0.0000	1.3968	0.0052
	<u>1.0000</u>	<u>268.6220</u>	<u>1.0000</u>



Balance Global

$$F = D + B$$

$$F = D + 268.622$$

Balance por Componentes

$$\text{Ligeros} \quad FZ_l = DX_{Dl} + BX_{Bl}$$

$$\text{Propileno} \quad FZ_p = DX_{Dp} + BX_{Bp}$$

$$\text{Acetona} \quad FZ_{ac} = DX_{Dac} + BX_{Bac}$$

$$\text{AIP} \quad FZ_{ai} = DX_{Dai} + BX_{Bai}$$

$$\text{Agua} \quad FZ_{ag} = DX_{Dag} + BX_{Bag}$$

$$\text{Oxido de M.} \quad FZ_{ox} = DX_{Dox} + BX_{Box}$$

Del balance de Acetona

$$158.3 = D(0.614) + (268.622)(0.5851)$$

$$D = 1.883$$

Del Balance Global

$$F = 1.883 + 268.622 = 270.505$$

Del Balance por Componentes

$$\text{Ligeros} \quad Z_l = ((1.883)(0.221) + (268.622)(0)) / 270.505 = 0.00153$$

$$\text{Propileno} \quad Z_p = ((1.883)(0.165) + (268.622)(0)) / 270.505 = 0.00114$$

$$\text{AIP} \quad Z_{ai} = ((1.883)(0) + (268.622)(0.0220)) / 270.505 = 0.02200$$

$$\text{Agua} \quad Z_{ag} = ((1.883)(0) + (268.622)(0.3877)) / 270.505 = 0.38500$$

$$\text{Oxido de M} \quad Z_{ox} = ((1.883)(0) + (268.622)(0.0052)) / 270.505 = 0.00510$$

$$\text{Acetona} \quad Z_{ac} = 158.3 / 270.505 = 0.58520$$

Los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla:

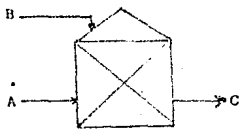
Componentes	Alimentación Z_i		Demos		X_{Di}	Fondos	X_{Di}
	Kgmol/hr		Kgmol/hr			Kgmol/hr	
Ligeros	0.4056	0.0015	0.4151	0.2210	0.0000	0.0000	0.0000
Propileno	0.2976	0.0011	0.3107	0.1650	0.0000	0.0000	0.0000
Acetona	158.2095	0.5852	1.1562	0.6140	157.1707	0.5851	
AIP	5.9511	0.0220	0.0000	0.0000	5.9096	0.0220	
Agua	104.1444	0.3850	0.0000	0.0000	104.1447	0.3877	
Oxido de M.	1.4066	0.0052	0.0000	0.0000	1.3968	0.0052	
	<u>270.5050</u>	<u>1.0000</u>	<u>1.6830</u>	<u>1.0000</u>	<u>268.6220</u>	<u>1.0000</u>	

Balance en el Tanque Surge.

Se conoce la salida C del tanque ya que es la alimentación a la torre de ligeros. Se supondrá toda la corriente B.

$$B = 154.6886 \text{ Kg-mol/hr}$$

Componentes	X_{Bi}
Ligeros	3.033×10^{-4}
Propileno	1.214×10^{-4}
Acetona	0.3500
Isopropanol	0.6090
Agua	0.6403
Oxido de Mesitilo	3.266×10^{-4}



Balance Global

$$A + B = C$$

$$A = 270.505 - 154.6886 = 115.8164$$

Balance por Componentes

Ligeros	$AX_{A1} + BX_{B1} = CX_{C1}$
Propileno	$AX_{Ap} + BX_{Bp} = CX_{Cp}$
AIP	$AX_{Ai} + BX_{Bi} = CX_{Ci}$
Agua	$AX_{Ag} + BX_{Bg} = CX_{Cg}$
Acetona	$AX_{Ac} + BX_{Bc} = CX_{Cc}$
Oxido de M.	$AX_{Om} + BX_{Bm} = CX_{Cm}$

Del Balance por Componentes

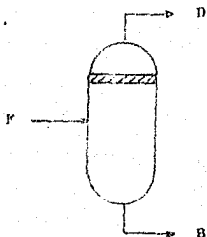
Ligeros	$X_{Al} = ((270.505)(0.0015) - 154.6886(3.033 \times 10^{-4})) / 115.8164 = 0.00309$
Propileno	$X_{Ap} = ((270.505)(0.004) - 154.6886(1.214 \times 10^{-4})) / 115.8164 = 0.00240$
Acetona	$X_{Aac} = ((270.505)(0.5852) - 154.6886(0.35)) / 115.8164 = 0.89940$
AIP	$X_{Aai} = ((270.505)(0.022) - 154.6886(0.009)) / 115.8164 = 0.03936$
Agua	$X_{Aag} = ((270.505)(0.385) - 154.6886(0.6403)) / 115.8164 = 0.04410$
Oxido de M.	$X_{Aox} = ((270.505)(0.0052) - 154.6886(3.226 \times 10^{-4})) / 115.8164 = 0.01171$

Los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla:

Componentes	A	X_A	B	X_B	C	X_C
Ligeros	0.3578	0.00309	0.0469	3.033×10^{-4}	0.4058	0.0015
Propileno	0.2779	0.00240	0.0187	1.214×10^{-4}	0.2976	0.0011
Acetona	104.1652	0.89940	54.1410	0.3500	158.2995	0.5852
Isopropanol	4.5585	0.03936	1.3921	0.0090	5.9511	0.0220
Agua	5.1075	0.04410	99.0471	0.6403	104.1444	0.3850
Oxido de M.	1.3562	0.01171	0.0499	3.226×10^{-4}	1.4066	0.0052
	<u>115.8164</u>	<u>1.0000</u>	<u>154.6886</u>	<u>1.0000</u>	<u>270.5050</u>	<u>1.0000</u>

Balaceo en el Tanque Flash FA-1101

Se conoce la corriente de fondos, que es la corriente A del tanque Surge, -
también se conoce el dase, ya que es la corriente G_1 del absorbedor.



Balaceo Global

$$F = D + B$$

$$F = 170 + 115.8164$$

$$F = 285.8164$$

Balaceo por Componentes

Hidrógeno $FZ_h = DY_h + BX_h$

Ligeros $FZ_l = DY_l + BX_l$

Propieno $FZ_p = DY_p + BX_p$

Acetona $FZ_{ac} = DY_{ac} + BX_{ac}$

AIP $FZ_{ai} = DY_{ai} + BX_{ai}$

Agua $FZ_{ag} = DY_{ag} + BX_{ag}$

Oxido de M. $FZ_{ox} = DY_{ox} + BX_{ox}$

Del balance por componentes

$$\text{Hidrógeno } Z_h = ((170)(0.3277) + (115.8164)(0)) / 285.8164 = 0.19500$$

$$\text{Ligeros } Z_l = ((170)(2.7570 \times 10^{-4}) + (115.8164)(0.00109)) / 285.8164 = 0.00141$$

$$\text{Propileno } Z_p = ((170)(0.06580) + (115.8164)(0.0024)) / 285.8164 = 0.04010$$

$$\text{Acetona } Z_{ac} = ((170)(0.3538) + (115.8164)(0.8994)) / 285.8164 = 0.57488$$

$$\text{AIP } Z_{ai} = ((170)(0.00819) + (115.8164)(0.336)) / 285.8164 = 0.02082$$

$$\text{Agua } Z_{ag} = ((170)(0.2439) + (115.8164)(0.0441)) / 285.8164 = 0.16293$$

$$\text{Oxido de M. } Z_{ox} = ((170)(2.9354 \times 10^{-4}) + (115.8164)(0.01171)) / 285.8164 = 0.00491$$

Los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla.

Componentes	F	Z _i	D	Y _{Di}	B	X _{Bi}
Hidrógeno	55.7341	0.19500	55.7130	0.3777	0.0000	0.00000
Ligeros	0.4030	0.00141	0.0469	2.757x10 ⁻⁴	0.3578	0.00309
Propileno	11.4612	0.04010	11.1857	0.0658	0.2779	0.00240
Acetona	164.3101	0.57488	60.1547	0.3538	104.1652	0.89940
AIP	5.9506	0.02082	1.3921	0.0082	4.5585	0.03936
Agua	46.5680	0.16293	41.4643	0.2439	5.1075	0.04410
Oxido de M.	1.4033	0.00491	0.0499	2.935x10 ⁻⁴	1.3562	0.01171
	<u>285.8164</u>	<u>1.00005</u>	<u>170.0000</u>	<u>1.0000</u>	<u>115.8164</u>	<u>1.00006</u>

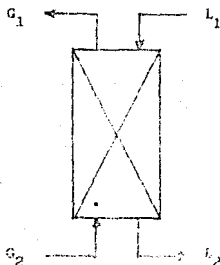
Balance en la Torre de Absorción DA-1101

El líquido absorbente es agua pura, debido principalmente a que la acetona, isopropanol y óxido de mesitilo son completamente solubles en agua y estos son los principales componentes a absorber.

Para este balance se tomará la acetona como componente principal a absorber, por lo tanto para conocer la cantidad de líquido absorbente necesario para la separación, se usarán los datos de equilibrio de la acetona.

Con el fin de utilizar el gas de salida como combustible, se requiere que este contenga como máximo un 0.25% mol de acetona, 15.33% mol de propileno y el resto todo el hidrógeno de la corriente del gas de entrada, siendo el flujo de esta última de 170 Kgmol/hr la cual se supuso.

También se conoce la corriente líquida de salida del absorbedor la cual es la entrada B del tanque surge.



Balance Global

$$G_1 + L_2 = G_2 + L_1$$

Balance por componentes

Hidrógeno $G_1 Y_{1h} + L_2 X_{2h} = G_2 Y_{2h} + L_1 X_{1h}$

Ligeros $G_1 Y_{1l} + L_2 X_{2l} = G_2 Y_{2l} + L_1 X_{1l}$

Propileno $G_1 Y_{1p} + L_2 X_{2p} = G_2 Y_{2p} + L_1 X_{1p}$

Acetona $G_1 Y_{1ac} + L_2 X_{2ac} = G_2 Y_{2ac} + L_1 X_{1ac}$

AIP $G_1 Y_{1ai} + L_2 X_{2ai} = G_2 Y_{2ai} + L_1 X_{1ai}$

Agua $G_1 Y_{1ag} + L_2 X_{2ag} = G_2 Y_{2ag} + L_1 X_{1ag}$

Oxido de N. $G_1 Y_{1ox} + L_2 X_{2ox} = G_2 Y_{2ox} + L_1 X_{1ox}$

Determinación de la cantidad de líquido absorbente necesario.

Fracción de acetona en el gas de salida

$$Y_{2ac} = 0.0825 ; \quad Y_{2ac} = 0.0825 / (1 - 0.0825) = 0.08991$$

Fracción de acetona en el líquido de salida

$$X_{1ac} = 0.35 ; \quad X_{1ac} = 0.35 / (1 - 0.35) = 0.5384$$

Acetona en el líquido absorbente

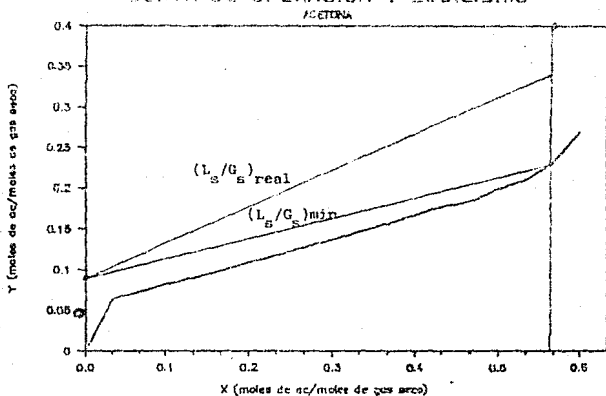
$$X_{2ac} = 0.0$$

Grificando los datos de equilibrio de acetona:

DATOS DE EQUILIBRIO PARA ACETONA

x	y	x	y
0.000	0.000	0.039	0.000
0.050	0.050	0.053	0.064
0.060	0.056	0.064	0.073
0.080	0.075	0.067	0.081
0.100	0.083	0.111	0.090
0.120	0.090	0.126	0.099
0.140	0.098	0.163	0.108
0.160	0.105	0.170	0.118
0.180	0.113	0.220	0.127
0.200	0.120	0.250	0.137
0.220	0.128	0.282	0.147
0.240	0.136	0.316	0.157
0.260	0.143	0.351	0.167
0.280	0.151	0.387	0.177
0.300	0.158	0.427	0.183
0.320	0.165	0.471	0.198
0.340	0.173	0.515	0.209
0.360	0.181	0.538	0.220
0.380	0.189	0.563	0.228
0.400	0.228	0.613	0.280

CURVA DE OPERACION Y EQUILIBRIO



De la gráfica se obtiene

$$(L_s/G_s)_{\min} = (0.225 - 0.08991) / (0.5384 - 0) = 0.25091$$

Si la relación real la hacemos 1.8 veces la mínima

$$(L_s/G_s)_{\text{real}} = 1.8 (0.25091) = 0.45163$$

$$Y_{1ac} = (L_s/G_s)(X_{1ac} - X_{2ac}) + Y_{2ac}$$

Sustituyendo

$$Y_{1ac} = (0.45163)(0.5384 - 0) + 0.08991 = 0.3330$$

$$G_s = G_1 / (1 + Y_{1ac}) = 170 / (1 + 0.3330) = 127.5$$

$$L_s = (L_s/G_s) G_s = (0.45163)(127.5) = 57.5828$$

Por tanto el líquido necesario para absorber la acetona de la corriente gaseosa es:

$$L_2 = L_s / (1 - X_{2ac}) = 57.5828 / (1 - 0) = 57.5828$$

Del balance global

$$G_2 = 170 + 57.5828 - 154.6886 = 72.8942$$

Del balance por componentes

$$\text{Hidrógeno } Y_{1h} = ((72.8942)(0.7343) + (154.6886)(0)) - (57.5828)(0) / 170 = 0.3277$$

$$\text{Ligeros } Y_{1l} = ((72.8942)(0) + (154.6886)(3.03 \times 10^{-4})) - (57.5828)(0) / 170 = 2.75709 \times 10^{-4}$$

$$\text{Propileno } Y_{1p} = ((72.8942)(0.1532) + (154.6886)(1.21 \times 10^{-4})) - (57.5828)(0) / 170 = 0.0658$$

$$\text{AIP } Y_{1ai} = ((72.8942)(0) + (154.6886)(0.0091)) - (57.5828)(0) / 170 = 0.008189$$

$$\text{Agua } Y_{1ag} = ((72.8942)(0) + (154.6886)(0.6403)) - (57.5828)(0) / 170 = 0.24437$$

$$\text{Oxido de N. } Y_{1ox} = ((72.8942)(0) + (154.6886)(3.225 \times 10^{-4})) - (57.5828)(0) / 170 = 2.9554 \times 10^{-4}$$

Los datos y resultados se contemplan en la siguiente tabla

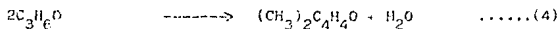
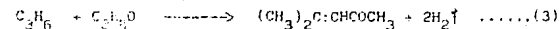
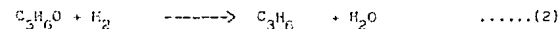
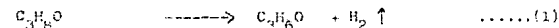
Componentes	G_2	Y_{G_2}	L_1	X_{L_1}	G_1	Y_{G_1}	L_2	X_{L_2}
Hidrógeno	55.713	0.7643	0.0000	0.0000	55.7130	0.3777	0.0000	0.00
Ligeros	0.000	0.0000	0.0469	3.03×10^{-4}	0.0469	2.757×10^{-4}	0.0000	0.00
Propileno	11.167	0.1532	0.0187	1.21×10^{-4}	11.1657	0.0658	0.0000	0.00
Acetona	6.014	0.0825	54.1410	0.3500	60.1547	0.3533	0.0000	0.00
Isopropanol	0.000	0.0000	1.3921	0.0030	1.3921	0.0082	0.0000	0.00
Agua	0.000	0.0000	99.0471	0.6403	41.4543	0.2439	57.5828	1.00
Oxido de N.	0.000	0.0000	0.0499	3.225×10^{-4}	0.0499	2.935×10^{-4}	0.0000	0.00
	<u>72.894</u>	<u>1.0000</u>	<u>154.6886</u>	<u>1.0000</u>	<u>170.0000</u>	<u>1.0000</u>	<u>57.5828</u>	<u>1.00</u>

Balance en el Reactor DC-1101

Se conoce completamente la corriente de salida, que es la alimentación del tanque flash, se conoce la cantidad de acetona, AIP y óxido de mesitilo que se recircula del domo de la torre de AIP.

También se conoce la cinética y las reacciones que se llevan a cabo dentro del reactor, se sabe que la conversión mínima de AIP a acetona es de 97% -- y la selectividad de esta última es de 94.4%.

Reacciones



Con el propósito de conocer la cantidad de acetona total producida, es necesario hacer un balance para cada componente, para saber cuanta acetona consumen éstas.

Balance de Óxido de Mesitilo

En la corriente de recirculación se hallan 6.64×10^{-4} Kgmol/hr que también entran al reactor.

El óxido de mesitilo es producido por la reacción 3 y 4, si del reactor salen 1.4033 Kgmol/hr, entonces:

$$\text{Óxido de Mesitilo producido} = 1.4033 - 6.64 \times 10^{-4} = 1.4026 \text{ Kgmol/hr}$$

Suponiendo que la selectividad de óxido de mesitilo es la misma para las 2 reacciones, es decir se producen 0.7013 Kgmol/hr en cada reacción por lo tanto, como la reacción 4 tiene una relación molar de 2:1, la acetona consumida por esta es:

$$2(0.7013) = 1.4026 \text{ Kgmol/hr de acetona}$$

Produciéndose también 0.7013 Kgmol/hr de agua

La reacción molar de la reacción 3 es 1:1, por lo que se requieren de 0.7013 Kgmol/hr de propileno y la misma cantidad de AIP para producir el óxido de mesitilo, desprendiendo 1.4026 kgmol/hr de hidrógeno.

Balance de Propileno

Las reacciones en las que interviene el propileno son la 2 y la 3, en la primera es producido y en la segunda se consume. Si del reactor salen --- 1.1461 Kgmol/hr de propileno entonces el total generado debe ser el que sale más el que se consume en la reacción 3.

Propileno total generado = $11.4612 \text{ Kg/mol/hr} + 0.7013 = 12.1625 \text{ Kg/mol/hr}$

Por tanto, la acetona consumida por la reacción 2, dado que tiene una relación 1:1, es $12.1625 \text{ Kg/mol/hr}$, consumiendo una cantidad igual de hidrógeno.

Balance de Ligeros.

Debido a que no se conocen las reacciones exactas que dan lugar a la mezcla de los componentes que forman parte de los ligeros, se supondrá que la reacción que los produce tiene una relación molar 1:1, con la acetona, de aquí que la acetona consumida para producir estos sea igual a la cantidad de ligeros que salen del reactor, por lo tanto:

Acetona consumida por ligeros = 0.4030

Balance de Acetona

La acetona de la corriente de recirculación que entra al reactor es:

0.178 Kg/mol/hr .

La acetona total producida es la que se consume en cada reacción más la que sale del reactor, menos la que entra a éste.

Acetona total producida = $1.4026 + 12.1625 + 0.4030 - 164.3101 - 0.178 = 178.1002 \text{ Kg/mol/hr}$

Balance de AIP

Estequiométricamente la reacción 1 tiene una relación molar de 1:1, por lo que el isopropanol necesario para producir la acetona debe ser 178.1002 ---

Kgmol/hr. Sin embargo, dado que la conversión de AIP a acetona es de 97%, la cantidad neta de alcohol es: $178.1002 / 1.97 = 90.4062$ Kgmol/hr, que sería el AIP alimentado al reactor.

Balance de Agua

El agua en la alimentación del reactor debe ser aquella que sale del mismo menos la generada por la reacción 2 y 4:

$$\text{Agua alimentada} = 46.5680 - 12.1625 - 0.7013 = 33.7042 \text{ Kgmol/hr}$$

Para poder comparar la corriente de alimentación con la salida, se transforman los flujos molares a flujo másicos.

Componentes	Peso Molecular	Entrada Kg/hr	Salida Kg/hr
Hidrógeno	2.016	0.00000	112.3599
Ligeros	40.000	0.00000	16.1200
Propileno	42.081	0.00000	482.2987
Acetona	58.080	10.33824	9543.1306
AIP	60.100	11034.86480	357.6310
Agua	18.020	607.34960	839.1553
Oxido de N.	98.150	0.06517	137.7538
		<u>11652.61780</u>	<u>11486.4293</u>

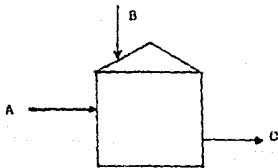
Como puede notarse existe una diferencia de 164.1885 Kg/hr, de la corriente de entrada con la salida del reactor, debido principalmente a las suposiciones realizadas para la evaluación del balance, entre ellas, se tiene la cantidad de hidrógeno que sale del reactor, la cual debería ser:

H_2 producido por la reacción 1 menos H_2 que se consume en la reacción 2 más H_2 producido en la reacción 3.

Para verificar la corriente entrada de materias primas, se realiza el balance de masa en el tanque de almacenamiento, ya que se conoce la composición de la corriente B.

En este cálculo se tomará como válida la corriente de alimentación del reactor, ya que ésta es el resultado de los cálculos hechos anteriormente.

Balance en el tanque FB-1101



Balance Global

$$A + B = C$$

$$A + B = 217.5 \text{ Kg/mol/hr}$$

$$A = 217.5 - B$$

Balance por componentes

$$\text{Acetona} \quad AX_{Aac} + BX_{Bac} = CX_{Cac}$$

$$\text{AIP} \quad AX_{Aai} + BX_{Bai} = CX_{Cai}$$

$$\text{Agua} \quad AX_{Aag} + BX_{Bag} = CX_{Cag}$$

$$\text{Oxido de N.} \quad AX_{Aox} + BX_{Box} = CX_{Cox}$$

del balance de Oxido de nitrilo

$$(217.5 - B)(0) + B(1 \times 10^{-4}) = (217.5)(3.0578 \times 10^{-6})$$

$$B = 6.64 \text{ g/mol/hr}$$

del balance de acetone

$$X_{Bac} = (217.5)(2.184 \times 10^{-4}) / 6.64 = 0.0268$$

del balance de AIP

$$(217.5 - 6.64)(X_{Aai}) + 6.64(0.8734) = 133.6$$

$$X_{Aai} = 0.8432$$

del balance de agua

$$(217.5 - 6.64)(X_{Aag}) + 6.64(0.0997) = 33.704$$

$$X_{Aag} = 0.1568$$

Por lo tanto se requeriría de un AIP al 84.32 % mol en límites de batería.

Para poder checar y corregir las suposiciones hechas, se tiene que hacer el balance de masa con los valores especificados en límites de batería, que son AIP al 87.8% peso. A partir de este y con la corriente de entrada del

reactor, se determina la corriente de recirculación y la salida corregida del reactor.

Se realizaron 4 iteraciones para resolver el balance, los resultados definitivos se encuentran en el capítulo V.

**A.2 LISTADOS DE LOS PROGRAMAS DE LA ECUACION DE MATIAS, UNIQAC
Y PROPIEDADES DE TRANSPORTE.**

```

10 *****
11 *****
12 *****
13 *****
14 *****
15 *****
16 *****
17 *****
18 *****
19 *****
20 *****
21 *****
22 *****
23 *****
24 *****
25 *****
26 *****
27 *****
28 *****
29 *****
30 *****
31 *****
32 *****
33 *****
34 *****
35 *****
36 *****
37 *****
38 *****
39 *****
40 *****
41 *****
42 *****
43 *****
44 *****
45 *****
46 *****
47 *****
48 *****
49 *****
50 *****
51 *****
52 *****
53 *****
54 *****
55 *****
56 *****
57 *****
58 *****
59 *****
60 *****
61 *****
62 *****
63 *****
64 *****
65 *****
66 *****
67 *****
68 *****
69 *****
70 *****
71 *****
72 *****
73 *****
74 *****
75 *****
76 *****
77 *****
78 *****
79 *****
80 *****
81 *****
82 *****
83 *****
84 *****
85 *****
86 *****
87 *****
88 *****
89 *****
90 *****
91 *****
92 *****
93 *****
94 *****
95 *****
96 *****
97 *****
98 *****
99 *****
100 *****
101 *****
102 *****
103 *****
104 *****
105 *****
106 *****
107 *****
108 *****
109 *****
110 *****
111 *****
112 *****
113 *****
114 *****
115 *****
116 *****
117 *****
118 *****
119 *****
120 *****
121 *****
122 *****
123 *****
124 *****
125 *****
126 *****
127 *****
128 *****
129 *****
130 *****
131 *****
132 *****
133 *****
134 *****
135 *****
136 *****
137 *****
138 *****
139 *****
140 *****
141 *****
142 *****
143 *****
144 *****
145 *****
146 *****
147 *****
148 *****
149 *****
150 *****
151 *****
152 *****
153 *****
154 *****
155 *****
156 *****
157 *****
158 *****
159 *****
160 *****
161 *****
162 *****
163 *****
164 *****
165 *****
166 *****
167 *****
168 *****
169 *****
170 *****
171 *****
172 *****
173 *****
174 *****
175 *****
176 *****
177 *****
178 *****
179 *****
180 *****
181 *****
182 *****
183 *****
184 *****
185 *****
186 *****
187 *****
188 *****
189 *****
190 *****
191 *****
192 *****
193 *****
194 *****
195 *****
196 *****
197 *****
198 *****
199 *****
200 *****

```


APENDICE B

- B.1 Desarrollo de las ecuaciones para el diseño del reactor.
- B.2 Listado del programa y resultados de la simulación del reactor.
- B.3 Resultados del diseño de las torres de destilación, mediante el modelo de Napthali.
- B.4 Memoria de cálculo y resultados del diseño de los platos, diámetro de las torres.
- B.5 Memoria de cálculo y resultados del diseño del absorbedor.
- B.6 Listado del programa y resultados del diseño de los intercambiadores de calor.
- B.7 Memoria de cálculo y resultados del diseño térmico del calentador a --- fuego directo.
- B.8 Listado del programa y resultados del dimensionamiento de recipientes de proceso.
- B.9 Memoria de cálculo y resultados del dimensionamiento de tanques de almacenamiento.

B.1 DESARROLLO DE LAS ECUACIONES PARA EL DISEÑO DEL REACTOR.

Ecuaciones de Diseño para el Reactor Catalítico de Lecho Fijo (Tubular)

- Balance de Masa

$$\frac{\partial}{\partial z} \left(u_i \frac{\partial c_i}{\partial z} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial c_i}{\partial r} \right) - r_p (1 - \bar{X}) = \frac{\partial c_i}{\partial t} \quad \dots(1)$$

Suposiciones:

- No hay dispersión radial ni axial (masa y energía)
- Hay flujo Tapón
- Régimen permanente
- Isotérmico

Por lo tanto la ecuación 1 se reduce a:

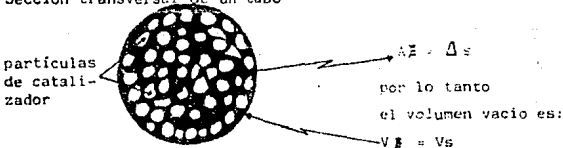
$$- r_p (1 - \bar{X}) = u_i \frac{\partial c_i}{\partial z} \quad \dots\dots\dots(2)$$

donde

$$u_i = Q/A\bar{X} \quad \dots\dots\dots(3)$$

donde $A\bar{X}$ es el área de espacios vacios en el lecho empaçado

Sección transversal de un tubo



El volumen de catalizador es $V(1 - \bar{X})$; por lo tanto el volumen del reactor es:

$V_R = \text{Vol. Cat.} + \text{Vol. reacc.}$

$$V_P = V (1 - \epsilon) + V \epsilon$$

$$V_R = V (1 - \epsilon + \epsilon)$$

Con respecto al flujo

$$\pm r \rho_p (1 - \epsilon) = \frac{Q}{A \epsilon} \frac{dC_i}{dz} \quad \dots\dots\dots (4)$$

Si Q no es constante y

$$dV = A \epsilon dz$$

por lo tanto

$$\frac{(C_i Q)}{V} = \pm r \rho_p (1 - \epsilon) \quad \dots\dots\dots (5)$$

$C_i Q = F_i$; sustituyendo en la ecuación 5

$$\frac{dF_i}{dV} = \pm r \rho_p (1 - \epsilon)$$

donde

ϵ = Porosidad del lecho del reactor

F_i = Flujo del componente i, lb mol /hr

C_i = Concentración del componente i, moles/lit

Q = Flujo Volumétrico, ft³/hr

r = Velocidad de reacción, lb mol/lb mol de cat. hr

ρ_p = Densidad de

$V =$ Volumen de reacción ft^3

- Balance de Energía

$$D_h \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + D_r h \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) - u_1 \rho C_p \frac{\partial T}{\partial z} + (-\Delta H) r (C_p (1 - X) = \dots\dots\dots(6)$$

Debido que el reactor es de tipo isotérmico, el único término que no se cancela y que nos da el calor generado o absorbido por la reacción es el siguiente:

$$dT/dV = Q$$

$$Q_R = - (\Delta H) r C_p (1 - X) \dots\dots\dots(7)$$

- Balance de Momentum

La caída de presión en el reactor puede ser evaluada realizando un balance de momentum en un tubo como un problema de flujo a través de lechos empacados. Para este tipo de flujo la ecuación de Ergün es satisfactoriamente aplicable.

En términos de volumen:

$$\frac{dP}{dV} = - \left(\frac{150}{Rep} + 1.75 \right) \frac{Q_g V_c^3 (1 - X)}{d_p g_c X^3 Q 144} \dots\dots\dots(8)$$

Cinética de Reacción

Usando un catalizador de Cu-SiO_2 , Lokras et al encontró que la cinética puede ser adecuadamente expresada por la reacción seudo irreversible de 1er. orden la reacción entre la conversión a acetona y el tiempo de reacción -- puede ser expresada como:

$$K (w/F) = -(RT/P) (2 \ln (1 - x) + x)$$

donde

w = Peso del catalizador, gr

F = Flujo mol/hr

R = cte. gas

T = Temperatura °K

P = Presión atm

x = Conversión de AIP a acetona

K = Cte. de velocidad de reacción

$$r = \frac{K k_1 P_1}{(1 + k_1 P_1 + k_2 P_A)^2} \quad \text{gr. mol/gr de cat. hr}$$

$$k_1 = 0.387 \exp^{(2585/RT)} \quad \text{atm}^{-1}$$

$$k_2 = 0.0324 \exp^{(6970/RT)} \quad \text{atm}^{-1}$$

Cu-SiO_2

$$K = 11\,760 \exp^{(-4\,243/T)}$$

Algoritmo

1.- Resolver simultaneamente las ecuaciones del balance de masa, momentum y calor absorbido.

2.- Resolver

$$x_i = \frac{F_i^o - F_i}{F_i^o}$$

3.- Cuando $x_{AIP} = 0.95$ parar, y encontrar V

4.- Determinado V calcular V_{tubos} , fijando el diámetro y longitud de tubos

5.- Calcular el número de tubos como:

$$n_{\text{tubos}} = V/V_{\text{tubos}}$$

6.- Con el calor absorbido calcular el vapor requerido para mantener la temperatura constante.

REACTOR CATALITICO

V (m ³)	conversion	P (atm)	F1 (lb/hr)	F2 (lb/hr)	F3 (lb/hr)	F4 (lb/hr)	F5 (lb/hr)	F6 (lb/hr)
0	0.000000	25.0000	0.00	404.81	186.88	8.00	8.00	0.00
.5	0.5533950	24.8259	182.08	181.48	198.68	222.61	17.44	0.00
1	0.7802620	24.6080	250.94	121.10	171.70	282.81	22.14	4.89
1.5	0.7905816	24.3688	289.95	34.64	150.32	319.37	24.99	5.45
2	0.8593380	24.1807	311.81	68.47	132.73	340.55	26.87	5.86
2.5	0.8517826	23.9388	325.50	43.72	121.02	360.25	28.18	6.19
3	0.9212005	23.5530	337.72	31.84	105.22	372.18	29.11	6.39
3.5	0.9421904	23.1680	345.47	22.27	93.36	380.74	29.77	6.49
4	0.9576880	22.9776	351.18	17.85	83.47	386.96	30.30	6.50

CONDICIONES FINALES

Volumen del Reactor= 4.8 m³

Presion del Reactor= 22.9776 psia

Longitud del Reactor= 7.61 m

Numero de Tubos= 1036

Haciendo un anepto en cuadro el diametro de la coraza es:

Diametro del Reactor= 1.5 m

B.3 RESULTADOS DEL DISEÑO DE LAS TORRES DE DESTILACION, MEDIANTE EL MODELO DE NAPHTALI.


```

*****
***                                     ***
***           TORRE DA-1102           ***
***           RESULTADOS              ***
***                                     ***
*****

```

1 PROPILENO (1) - ACETONA (2) - AIP (3) - AGUA (4) - O. DE MESITILLO (5)

INCLUYENDO COEFICIENTES DE ACTIVIDAD

INCLUYENDO COEFICIENTES DE FUGACIDAD

INCLUYENDO DIMERIZACION

INCLUYENDO ENTALPIA DE EXCESO

COMPOSICION DE LA ALIMENTACION Y PARAMETROS DE ANTOINE

1	0.700	5.4447	3375.447	418.5290
2	34.370	6.2444	5596.813	397.5290
3	3.500	7.1802	5356.715	327.2873
4	61.240	6.5325	7173.790	389.4747
5	0.820	6.1599	5631.040	361.7281

NUMERO DE PLATOS	61
DESTILADO	1.261
RELACION DE REFLUJO	2.000
PREBION TOTAL	1.500

CONFIGURACION DEL FLUJO

I	FL	FV	FKV	FEED
1	458.2	311.6	0.0	0.0
2	459.5	312.4	0.0	0.0
3	459.9	312.5	0.0	0.0
4	459.5	312.5	0.0	0.0
5	459.8	312.7	0.0	0.0
6	459.8	312.7	0.0	0.0
7	459.8	312.7	0.0	0.0
8	459.8	312.7	0.0	0.0
9	459.8	312.7	0.0	0.0
10	459.3	312.7	0.0	0.0
11	459.6	312.7	0.0	0.0
12	459.8	312.7	0.0	0.0
13	454.7	309.2	0.0	0.0
14	447.5	304.3	0.0	0.0
15	440.5	299.5	0.0	0.0
16	433.6	294.6	0.0	0.0
17	398.3	275.3	0.0	0.0

19	336.1	226.6	0.0	0.0
20	308.8	210.0	0.0	0.0
21	283.6	192.9	0.0	0.0
22	260.6	177.2	0.0	0.0
23	256.5	174.4	0.0	0.0
24	252.4	171.6	0.0	0.0
25	248.4	168.9	0.0	0.0
26	244.5	166.3	0.0	0.0
27	240.7	163.7	0.0	0.0
28	236.9	161.1	0.0	0.0
29	233.2	158.5	0.0	0.0
30	229.5	155.9	0.0	459.0
31	224.7	153.3	0.0	0.0
32	219.9	150.5	0.0	0.0
33	215.1	147.8	0.0	0.0
34	198.8	131.8	0.0	0.0
35	190.9	125.1	0.0	0.0
36	183.2	119.6	0.0	0.0
37	175.9	113.4	0.0	0.0
38	168.9	107.5	0.0	0.0
39	162.1	101.9	0.0	0.0
40	155.6	95.5	0.0	0.0
41	149.4	89.5	0.0	0.0
42	143.4	83.6	0.0	0.0
43	137.7	77.0	0.0	0.0
44	132.2	70.6	0.0	0.0
45	126.9	64.4	0.0	0.0
46	121.8	58.4	0.0	0.0
47	116.9	52.6	0.0	0.0
48	112.3	46.1	0.0	0.0
49	107.8	40.7	0.0	0.0
50	103.5	35.4	0.0	0.0
51	99.3	29.4	0.0	0.0
52	95.4	23.5	0.0	0.0
53	91.5	17.7	0.0	0.0
54	87.9	12.2	0.0	0.0
55	84.4	6.7	0.0	0.0
56	81.0	1.4	0.0	0.0
57	77.7	0.2	0.0	0.0
58	74.6	0.0	0.0	0.0
59	71.7	0.0	0.0	0.0
60	68.8	0.0	0.0	0.0
61	66.0	0.0	0.0	0.0

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES	(TODOS LOS FLUJOS SON FLUJOS DE LITRONES)			
1	75.50	458.1	0.00	157.25	16.03	281.11	3.76
2	74.34	459.4	0.00	157.63	16.08	281.95	3.77
3	73.32	459.4	0.00	157.59	16.08	282.01	3.77
4	72.31	459.5	0.00	157.55	16.09	282.06	3.76
5	71.35	459.8	0.00	157.92	16.10	282.29	3.45
6	70.43	459.8	0.00	157.94	16.10	282.34	3.38
7	69.57	459.8	0.00	157.96	16.10	282.38	3.31
8	68.71	459.8	0.00	157.98	16.10	282.43	3.25

9	67.90	459.8	0.00	158.00	16.10	282.48	3.18
10	67.13	459.8	0.00	158.37	16.11	282.29	2.99
11	66.40	459.8	0.00	158.38	16.11	282.34	2.93
12	65.72	459.8	0.00	158.40	16.11	282.38	2.87
13	65.07	454.7	0.00	156.63	15.95	279.30	2.78
14	64.46	447.5	0.30	154.16	15.71	274.94	2.68
15	63.73	440.5	0.30	151.94	15.48	270.44	2.59
16	63.04	433.5	0.29	149.56	15.39	266.22	2.34
17	62.39	398.2	0.27	137.43	14.28	244.54	1.99
18	61.78	365.8	0.25	126.29	13.13	224.63	1.79
19	61.20	336.1	0.23	116.05	12.07	206.33	1.61
20	60.65	308.7	0.21	106.87	11.10	189.52	1.23
21	60.16	283.6	0.19	98.30	10.21	174.08	1.02
22	59.68	260.5	0.18	90.40	9.39	159.90	0.84
23	59.24	238.4	0.17	89.07	9.25	157.37	0.75
24	58.84	232.4	0.17	87.74	9.11	154.88	0.66
25	58.36	248.4	0.17	86.43	8.98	152.42	0.59
26	57.92	244.5	0.17	85.14	8.84	150.01	0.52
27	57.51	240.7	0.16	83.91	8.71	147.63	0.24
28	57.12	236.9	0.19	82.57	8.59	145.29	0.24
29	56.77	233.1	0.22	81.24	8.46	142.99	0.23
30	56.70	229.5	0.25	80.22	8.26	140.55	0.19
31	56.29	224.7	0.20	151.41	4.05	68.88	0.15
32	55.90	215.7	0.22	180.32	1.95	33.10	0.12
33	55.54	207.1	0.12	190.03	0.93	15.90	0.12
34	55.22	198.8	0.12	190.51	0.45	7.64	0.11
35	54.92	190.8	0.21	186.77	0.22	3.67	0.11
36	54.65	183.2	0.20	181.16	0.10	1.76	0.10
37	54.41	175.9	0.19	174.80	0.10	0.85	0.10
38	54.20	168.8	0.19	168.19	0.10	0.41	0.10
39	54.01	162.1	0.27	161.59	0.09	0.39	0.09
40	53.75	155.6	0.37	155.12	0.09	0.38	0.09
41	53.51	149.4	0.50	148.81	0.08	0.36	0.09
42	53.30	143.4	0.69	142.68	0.08	0.14	0.08
43	53.12	137.7	0.95	136.70	0.08	0.13	0.08
44	52.97	132.2	1.30	130.59	0.07	0.13	0.08
45	52.84	126.9	1.78	124.83	0.07	0.12	0.07
46	52.73	121.8	2.44	119.10	0.07	0.12	0.07
47	52.58	116.9	3.35	113.33	0.07	0.11	0.07
48	52.45	112.3	4.60	107.42	0.06	0.11	0.06
49	52.35	107.8	6.31	101.23	0.06	0.10	0.06
50	52.27	103.5	8.65	94.60	0.06	0.10	0.06
51	52.22	99.3	27.68	71.44	0.06	0.10	0.05
52	52.20	95.3	27.11	68.08	0.05	0.05	0.05
53	52.20	91.5	26.55	64.83	0.05	0.05	0.04
54	52.22	87.9	26.02	61.72	0.05	0.04	0.04
55	52.28	84.4	25.48	58.74	0.05	0.04	0.04
56	52.35	81.0	24.96	55.89	0.05	0.04	0.04
57	51.70	77.7	24.46	53.19	0.02	0.04	0.04
58	51.08	74.6	23.96	50.58	0.02	0.04	0.04
59	50.51	71.6	39.16	41.39	0.02	0.04	0.03
60	49.98	68.8	28.96	39.74	0.02	0.03	0.03
61	48.68	66.0	27.90	38.15	0.02	0.03	0.03

RESIDUO = .2341E-01

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES FLUJOS DE VAPOR)	(TODOS LOS FLUJOS SON FLUJOS DE VAPOR)				
1	75.50	311.56	0.00	107.02	10.87	188.49	5.17	
2	71.90	312.43	0.00	107.36	10.90	189.98	5.19	
3	68.48	312.45	0.00	107.75	10.90	188.62	5.18	
4	65.22	312.46	0.00	108.13	10.90	186.25	5.18	
5	62.11	312.67	0.00	108.58	10.90	187.99	5.19	
6	59.16	312.67	0.00	108.99	10.88	187.62	5.18	
7	56.34	312.67	0.00	112.78	10.86	183.86	5.17	
8	53.66	312.67	0.00	116.48	10.84	180.19	5.16	
9	51.10	312.67	0.00	120.12	10.82	176.58	5.15	
10	48.67	312.67	0.00	123.69	10.79	173.05	5.14	
11	46.35	312.67	0.00	127.18	10.77	169.59	5.13	
12	44.14	312.67	0.00	130.69	10.75	166.20	5.12	
13	42.04	309.20	0.00	132.66	10.61	161.07	4.88	
14	40.04	304.33	0.00	135.44	10.42	157.78	4.69	
15	63.73	299.54	0.00	137.96	10.24	146.81	4.53	
16	63.04	294.82	0.00	140.42	9.88	146.17	4.37	
17	62.39	270.83	0.00	133.12	8.89	124.90	3.92	
18	61.78	248.80	0.00	125.92	8.00	111.29	3.56	
19	61.20	228.55	0.00	118.99	7.21	99.17	3.19	
20	60.65	209.94	0.00	112.24	6.49	88.77	2.87	
21	60.16	192.87	0.00	105.71	5.84	78.74	2.58	
22	59.68	177.18	0.00	99.43	5.26	70.17	2.33	
23	59.24	174.39	0.00	101.47	5.07	65.21	2.24	
24	58.84	171.64	0.00	103.25	4.89	61.75	2.16	
25	58.36	168.94	0.00	104.78	4.72	57.36	2.09	
26	57.92	166.28	0.00	106.08	4.55	53.64	2.01	
27	57.51	163.66	0.00	107.34	4.39	50.15	1.78	
28	57.12	161.08	0.00	108.47	4.23	46.89	1.69	
29	56.77	158.55	0.00	109.37	4.08	43.85	1.55	
30	56.40	229.49	0.23	161.64	5.79	60.29	1.54	
31	56.28	220.31	0.12	158.50	5.45	54.99	1.32	
32	55.90	211.49	0.17	155.03	5.13	50.15	1.08	
33	55.54	203.03	0.23	156.72	4.53	40.92	0.83	
34	55.22	194.91	0.31	156.87	3.66	33.79	0.60	
35	54.92	187.10	0.43	155.79	3.09	27.35	0.56	
36	54.65	179.63	0.59	153.77	2.61	22.23	0.43	
37	54.41	172.45	0.81	150.96	2.21	18.14	0.33	
38	54.20	165.35	1.10	147.82	1.86	14.80	0.25	
39	54.01	158.93	1.51	143.63	1.52	12.08	0.24	
40	53.75	152.57	2.08	139.25	1.24	9.86	0.23	
41	53.51	146.47	2.85	135.39	1.01	7.10	0.22	
42	53.30	140.61	3.81	130.68	0.83	5.11	0.21	
43	53.12	134.98	4.69	125.87	0.67	3.68	0.21	
44	52.97	129.58	5.63	120.71	0.55	2.85	0.20	
45	52.84	124.40	6.75	115.25	0.45	1.91	0.08	
46	52.73	119.43	8.10	109.56	0.35	1.37	0.07	
47	52.58	114.65	9.68	103.70	0.28	0.92	0.07	
48	52.45	110.06	11.62	97.53	0.22	0.62	0.07	
49	52.35	105.66	13.13	91.88	0.17	0.42	0.07	
50	52.27	101.43	14.90	86.12	0.17	0.28	0.06	
51	52.01	97.38	16.71	80.26	0.16	0.19	0.06	
52	51.76	93.48	18.78	74.37	0.09	0.18	0.06	
53	51.50	89.74	21.25	68.22	0.09	0.17	0.01	

54	51.24	86.15	24.01	61.89	0.09	0.17	0.01
55	50.99	82.71	25.69	56.84	0.08	0.08	0.01
56	50.73	79.40	27.41	51.82	0.08	0.08	0.01
57	50.48	76.22	29.25	46.82	0.08	0.08	0.01
58	48.08	73.17	31.21	41.82	0.07	0.07	0.00
59	47.84	70.25	30.08	40.09	0.07	0.01	0.00
60	47.60	67.44	28.94	38.43	0.07	0.00	0.00
61	47.36	64.74	27.89	36.84	0.00	0.00	0.00

PERFIL DEL FACTOR K EN LA COLUMNA

1	0.010	1.001	0.997	0.986	2.024
2	0.010	1.002	0.997	0.986	2.024
3	0.010	1.005	0.997	0.983	2.024
4	0.010	1.009	0.996	0.981	2.028
5	0.010	1.011	0.996	0.979	2.212
6	0.010	1.015	0.994	0.977	2.252
7	0.010	1.050	0.992	0.957	2.294
8	0.010	1.084	0.990	0.938	2.336
9	0.010	1.118	0.988	0.919	2.379
10	0.010	1.148	0.986	0.901	2.526
11	0.010	1.181	0.983	0.883	2.573
12	0.010	1.213	0.981	0.865	2.573
13	0.010	1.245	0.978	0.848	2.573
14	0.010	1.292	0.976	0.822	2.573
15	0.010	1.335	0.973	0.798	2.573
16	0.010	1.381	0.944	0.774	2.743
17	0.010	1.424	0.916	0.751	2.904
18	0.001	1.467	0.896	0.729	2.904
19	0.001	1.508	0.878	0.707	2.904
20	0.001	1.544	0.859	0.686	3.416
21	0.001	1.581	0.841	0.665	3.720
22	0.001	1.617	0.824	0.645	4.050
23	0.001	1.675	0.806	0.613	4.410
24	0.001	1.730	0.789	0.582	4.802
25	0.001	1.783	0.773	0.553	5.229
26	0.001	1.832	0.757	0.526	5.751
27	0.000	1.881	0.741	0.500	5.751
28	0.000	1.932	0.725	0.475	5.751
29	0.000	1.980	0.710	0.451	5.751
30	0.909	2.015	0.701	0.429	5.751
31	0.611	1.068	1.373	0.814	5.751
32	0.765	0.877	2.689	1.545	5.751
33	1.701	0.841	2.550	2.625	5.751
34	2.713	0.840	2.680	2.560	5.751
35	2.081	0.851	2.923	1.514	5.751
36	2.378	0.866	2.569	1.286	5.751
37	2.123	0.881	2.261	2.183	3.992
38	3.033	0.895	1.990	3.706	3.193
39	2.883	0.906	1.691	6.297	2.555
40	2.885	0.916	2.872	6.727	2.044
41	2.895	0.928	2.441	5.046	1.635
42	2.885	0.934	2.075	3.784	1.308
43	2.923	0.939	1.764	5.529	1.046
44	2.907	0.941	1.499	4.147	0.837

45	1.931	0.940	1.274	3.110	0.712
46	1.690	0.936	1.045	2.332	0.583
47	1.479	0.931	1.045	1.633	0.478
48	1.294	0.924	1.405	2.286	0.392
49	1.066	0.924	1.152	1.600	0.322
50	0.878	0.927	4.725	5.600	0.254
51	0.619	1.143	3.874	3.920	0.216
52	0.714	1.112	0.004	2.548	0.173
53	0.823	1.071	0.004	1.656	0.138
54	0.949	1.020	0.004	1.077	0.138
55	1.034	0.985	0.004	0.700	0.138
56	1.126	0.944	0.004	0.490	0.138
57	1.226	0.896	0.004	0.343	0.138
58	1.335	0.842	0.004	0.240	0.138
59	1.020	0.986	0.004	0.168	0.138
60	1.022	0.984	0.004	0.126	0.138
61	1.024	0.983	0.004	0.126	0.138

PERFIL DE FRACCION MOL EN LA COLUMNA (FASE LIQUIDA)

1	0.000	0.343	0.035	0.614	0.008
2	0.000	0.343	0.035	0.614	0.008
3	0.000	0.343	0.035	0.614	0.008
4	0.000	0.343	0.035	0.614	0.008
5	0.000	0.343	0.035	0.614	0.008
6	0.000	0.344	0.035	0.614	0.007
7	0.000	0.344	0.035	0.614	0.007
8	0.000	0.344	0.035	0.614	0.007
9	0.000	0.344	0.035	0.614	0.007
10	0.000	0.344	0.035	0.614	0.007
11	0.000	0.344	0.035	0.614	0.006
12	0.000	0.345	0.035	0.614	0.006
13	0.000	0.344	0.035	0.614	0.006
14	0.001	0.344	0.035	0.614	0.006
15	0.001	0.345	0.035	0.614	0.006
16	0.001	0.345	0.035	0.614	0.005
17	0.001	0.345	0.036	0.614	0.005
18	0.001	0.345	0.036	0.614	0.005
19	0.001	0.345	0.036	0.614	0.005
20	0.001	0.346	0.036	0.614	0.004
21	0.001	0.347	0.036	0.614	0.004
22	0.001	0.347	0.036	0.614	0.003
23	0.001	0.347	0.036	0.614	0.003
24	0.001	0.348	0.036	0.614	0.003
25	0.001	0.348	0.036	0.614	0.002
26	0.001	0.348	0.036	0.614	0.002
27	0.001	0.349	0.036	0.613	0.001
28	0.001	0.349	0.036	0.613	0.001
29	0.001	0.348	0.036	0.613	0.001
30	0.001	0.350	0.036	0.613	0.001
31	0.001	0.674	0.018	0.307	0.001
32	0.001	0.836	0.009	0.153	0.001
33	0.001	0.918	0.005	0.077	0.001
34	0.001	0.958	0.002	0.038	0.001
35	0.001	0.979	0.001	0.019	0.001

36	0.001	0.989	0.001	0.010	0.001
37	0.001	0.994	0.001	0.005	0.001
38	0.001	0.996	0.001	0.002	0.001
39	0.002	0.997	0.001	0.002	0.001
40	0.002	0.997	0.001	0.002	0.001
41	0.003	0.996	0.001	0.002	0.001
42	0.005	0.995	0.001	0.001	0.001
43	0.007	0.993	0.001	0.001	0.001
44	0.010	0.988	0.001	0.001	0.001
45	0.014	0.984	0.001	0.001	0.001
46	0.020	0.978	0.001	0.001	0.001
47	0.029	0.969	0.001	0.001	0.001
48	0.041	0.957	0.001	0.001	0.001
49	0.059	0.939	0.001	0.001	0.001
50	0.084	0.914	0.001	0.001	0.000
51	0.279	0.719	0.001	0.001	0.000
52	0.284	0.714	0.001	0.000	0.000
53	0.290	0.708	0.001	0.000	0.000
54	0.296	0.702	0.001	0.000	0.000
55	0.302	0.696	0.001	0.000	0.000
56	0.308	0.690	0.001	0.000	0.000
57	0.315	0.684	0.000	0.000	0.000
58	0.321	0.678	0.000	0.000	0.000
59	0.421	0.578	0.000	0.000	0.000
60	0.421	0.578	0.000	0.000	0.000
61	0.421	0.578	0.000	0.000	0.000

PERFIL DE FRACCIÓN NOL EN LA COLUMNA (FASE VAPOR)

1	0.000	0.344	0.035	0.605	0.017
2	0.000	0.344	0.035	0.605	0.017
3	0.000	0.345	0.035	0.604	0.017
4	0.000	0.346	0.035	0.602	0.017
5	0.000	0.347	0.035	0.601	0.017
6	0.000	0.349	0.035	0.600	0.017
7	0.000	0.361	0.035	0.588	0.017
8	0.000	0.373	0.035	0.576	0.016
9	0.000	0.384	0.035	0.565	0.016
10	0.000	0.396	0.035	0.553	0.016
11	0.000	0.407	0.034	0.542	0.016
12	0.000	0.418	0.034	0.532	0.016
13	0.000	0.429	0.034	0.521	0.016
14	0.000	0.445	0.034	0.505	0.015
15	0.000	0.461	0.034	0.490	0.015
16	0.000	0.476	0.033	0.475	0.015
17	0.000	0.492	0.033	0.461	0.015
18	0.000	0.506	0.032	0.447	0.014
19	0.000	0.521	0.032	0.434	0.014
20	0.000	0.535	0.031	0.421	0.014
21	0.000	0.548	0.030	0.408	0.013
22	0.000	0.561	0.030	0.396	0.013
23	0.000	0.582	0.029	0.376	0.013
24	0.000	0.602	0.028	0.357	0.013
25	0.000	0.620	0.028	0.340	0.012
26	0.000	0.638	0.027	0.323	0.012

27	0.000	0.656	0.027	0.306	0.011
28	0.000	0.673	0.026	0.291	0.009
29	0.000	0.690	0.026	0.277	0.008
30	0.001	0.704	0.025	0.263	0.007
31	0.001	0.719	0.025	0.250	0.006
32	0.001	0.733	0.024	0.237	0.005
33	0.001	0.772	0.021	0.202	0.004
34	0.002	0.805	0.019	0.171	0.003
35	0.002	0.833	0.017	0.146	0.003
36	0.003	0.856	0.015	0.124	0.002
37	0.005	0.875	0.013	0.105	0.002
38	0.007	0.891	0.011	0.089	0.002
39	0.010	0.904	0.010	0.076	0.002
40	0.014	0.913	0.008	0.065	0.002
41	0.019	0.924	0.007	0.048	0.002
42	0.028	0.929	0.006	0.036	0.002
43	0.035	0.933	0.005	0.027	0.002
44	0.043	0.931	0.004	0.020	0.002
45	0.054	0.926	0.004	0.015	0.001
46	0.068	0.917	0.003	0.011	0.001
47	0.084	0.904	0.002	0.008	0.001
48	0.106	0.886	0.002	0.006	0.001
49	0.124	0.870	0.002	0.004	0.001
50	0.146	0.849	0.002	0.003	0.001
51	0.172	0.824	0.002	0.002	0.001
52	0.201	0.796	0.001	0.002	0.001
53	0.237	0.760	0.001	0.002	0.000
54	0.279	0.718	0.001	0.002	0.000
55	0.311	0.687	0.001	0.001	0.000
56	0.345	0.653	0.001	0.001	0.000
57	0.384	0.614	0.001	0.001	0.000
58	0.426	0.571	0.001	0.001	0.000
59	0.428	0.571	0.001	0.000	0.000
60	0.429	0.570	0.001	0.000	0.000
61	0.431	0.569	0.000	0.000	0.000

EL CALOR A SUMINISTRAR EN EL REBOILER ES 7.1438E 08 (CAL/HR)
 EL CALOR REMOVIDO POR EL CONDENSADOR ES 1.3487E 07 (CAL/HR)

 *** TORRE DA-1103 ***
 *** RESULTADOS ***

1 ACETONA (1) - AIP (2) - AGUA (3) - D. DE MESITILCO (4)

INCLUYENDO COEFICIENTES DE ACTIVIDAD

INCLUYENDO COEFICIENTES DE FUGACIDAD

INCLUYENDO DIMERIZACION

INCLUYENDO ENTALPIA DE EXCESO

COMPOSICION DE LA ALIMENTACION Y PARAMETROS DE ANTOINE

1	34.720	6.2444	5396.3171	197.5290
2	3.490	7.1191	5356.7150	207.2870
3	61.350	6.5325	7173.7530	286.1747
4	0.820	6.1788	5631.0400	361.7281

NUMERO DE PLATOS	50
DESTILADO	157.641
RELACION DE REFLUJO	1.740
PRESION TOTAL	1.875

CONFIGURACION DEL FLUJO

I	FL	FV	FKV	FEED
1	300.3	274.3	0.0	0.0
2	574.6	274.3	0.0	0.0
3	574.6	274.3	0.0	0.0
4	574.6	274.3	0.0	0.0
5	574.6	274.3	0.0	0.0
6	374.6	274.3	0.0	0.0
7	574.6	274.3	0.0	0.0
8	574.6	274.3	0.0	0.0
9	574.6	274.3	0.0	0.0
10	574.6	274.3	0.0	0.0
11	574.6	274.3	0.0	0.0
12	574.6	274.3	0.0	0.0
13	574.6	274.3	0.0	0.0
14	574.6	274.3	0.0	0.0
15	574.6	274.3	0.0	0.0
16	574.6	274.3	0.0	0.0
17	574.6	274.3	0.0	0.0
18	574.6	274.3	0.0	0.0

18	574.6	274.3	0.0	0.0
19	574.7	274.3	0.0	458.1
21	116.5	274.3	0.0	0.0
22	116.5	274.3	0.0	0.0
23	116.5	274.3	0.0	0.0
24	116.5	274.3	0.0	0.0
25	116.5	274.3	0.0	0.0
26	116.5	274.3	0.0	0.0
27	116.5	274.3	0.0	0.0
28	116.5	274.3	0.0	0.0
29	116.5	274.3	0.0	0.0
30	116.5	274.3	0.0	0.0
31	116.5	274.3	0.0	0.0
32	116.5	274.3	0.0	0.0
33	116.5	274.3	0.0	0.0
34	116.5	274.3	0.0	0.0
35	116.5	274.3	0.0	0.0
36	116.5	274.3	0.0	0.0
37	116.5	274.3	0.0	0.0
38	116.4	274.4	0.0	0.0
39	116.4	274.4	0.0	0.0
40	116.4	274.4	0.0	0.0
41	116.4	274.4	0.0	0.0
42	116.4	274.4	0.0	0.0
43	116.4	274.4	0.0	0.0
44	116.4	274.4	0.0	0.0
45	116.4	274.4	0.0	0.0
46	116.4	274.4	0.0	0.0
47	116.4	274.4	0.0	0.0
48	116.4	274.4	0.0	0.0
49	116.4	274.4	0.0	0.0
50	116.5	157.6	0.0	0.0

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES	FLUJOS DE LIQUIDOS) (TODOS LOS FLUJOS SON		
1	94.00	500.27	0.54	14.51	280.75	0.39
2	91.87	574.59	1.03	31.60	537.24	0.75
3	92.15	574.50	7.79	31.49	534.55	0.73
4	91.24	574.47	10.56	31.38	531.83	0.70
5	90.33	574.42	13.33	31.27	529.14	0.68
6	89.44	574.36	11.39	31.15	526.47	0.64
7	88.55	574.30	9.30	31.04	518.68	0.58
8	87.66	574.24	27.12	30.90	511.00	0.52
9	86.81	574.19	74.84	30.74	503.43	0.46
10	85.95	574.13	42.50	30.44	495.98	0.40
11	85.10	574.07	50.25	30.14	488.64	0.34
12	83.90	574.07	58.04	28.84	472.19	0.28
13	83.72	574.06	80.22	27.61	456.29	0.22
14	81.55	574.05	101.87	26.42	440.93	0.16
15	80.40	574.05	117.65	25.29	426.09	0.10
16	79.27	574.04	137.20	24.21	407.82	0.04
17	78.15	574.04	153.67	23.17	390.34	0.00
18	77.05	574.03	170.60	22.18	373.61	0.00
19	75.97	574.02	190.61	21.23	357.59	0.00

27	70.55	116.32	197.00	20.03	752.16	4.71
28	70.50	116.40	197.76	2.30	47.79	0.76
29	71.04	116.50	198.53	2.27	34.97	0.60
30	71.73	116.77	199.17	2.25	24.49	0.48
31	72.40	116.39	198.84	2.23	17.14	0.38
32	71.89	116.39	199.74	2.13	12.00	0.30
33	71.17	116.39	199.72	2.03	8.40	0.24
34	70.47	116.39	199.78	1.94	5.88	0.19
35	69.77	116.39	199.77	1.22	4.12	0.15
36	69.06	116.79	199.84	0.86	2.06	0.12
37	68.35	116.79	199.84	0.60	1.03	0.10
38	67.72	116.79	199.82	0.42	0.51	0.08
39	67.05	116.79	199.82	0.29	0.26	0.06
40	66.36	116.38	199.17	0.21	0.13	0.05
41	65.73	116.79	199.75	0.14	0.93	0.04
42	65.07	116.38	199.36	0.10	0.92	0.03
43	64.43	116.38	199.38	0.07	0.91	0.02
44	63.79	116.38	199.39	0.05	0.91	0.02
45	63.16	116.38	199.39	0.05	0.90	0.02
46	62.54	116.28	199.33	0.05	0.89	0.01
47	61.92	116.27	199.38	0.05	0.84	0.01
48	61.30	116.27	199.43	0.05	0.80	0.01
49	60.70	116.27	199.47	0.05	0.77	0.01
50	60.10	116.27	199.51	0.05	0.73	0.00
51	59.50	116.27	199.54	0.05	0.71	0.00
52	58.91	116.27	199.57	0.03	0.68	0.00
53	58.30	116.27	199.60	0.05	0.65	0.00
54	58.74	116.27	199.63	0.05	0.63	0.00
55	58.41	116.26	199.65	0.05	0.60	0.00
56	58.08	116.26	199.68	0.05	0.58	0.00
57	57.72	116.26	199.70	0.05	0.58	0.00

RESIDUO = .1986E-01

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES	FLUJO DE VAPOR	(TODOS LOS FLUJOS EN	
					FLUJOS DE VAPOR)	
1	94.00	274.31	0.41	14.62	255.79	3.46
2	93.07	274.32	0.41	14.62	255.80	3.46
3	92.15	273.10	5.54	14.51	249.57	3.37
4	91.24	273.11	10.54	14.47	244.79	3.31
5	90.33	273.12	15.45	14.43	240.00	3.24
6	89.44	273.13	20.26	14.39	235.30	3.18
7	88.55	273.15	24.98	14.35	230.70	3.12
8	87.62	273.15	29.60	14.31	226.18	3.06
9	86.81	272.16	34.14	14.27	221.75	3.00
10	85.95	272.89	38.69	14.20	196.93	2.58
11	85.10	272.90	43.72	12.46	187.19	2.53
12	83.90	272.91	41.51	12.39	183.53	2.48
13	82.72	272.92	45.23	12.32	179.94	2.43
14	81.55	272.93	48.98	12.25	176.41	2.38
15	80.40	272.94	52.46	12.18	172.96	2.34
16	79.27	272.95	59.23	12.12	166.32	2.29
17	78.15	272.96	67.19	10.60	159.93	2.25
18	77.05	272.97	73.45	10.54	153.78	2.20
19	75.97	272.98	75.57	10.42	147.87	2.12

20	75.55	249.97	85.46	10.31	192.19	2.04
21	74.80	249.90	81.13	10.19	174.71	1.64
22	74.06	249.01	94.58	10.07	171.48	1.89
23	73.33	249.02	101.33	9.96	156.42	1.81
24	72.60	249.02	111.36	9.85	117.71	1.74
25	71.88	249.04	120.74	9.76	108.49	1.64
26	71.17	249.05	130.63	9.65	100.77	1.55
27	70.47	249.06	140.41	9.54	94.73	1.44
28	69.77	249.07	147.56	9.47	86.02	1.38
29	69.05	249.08	155.56	9.41	78.15	1.31
30	68.33	249.09	171.43	9.35	67.11	1.22
31	67.72	249.01	179.70	9.29	57.07	1.02
32	67.05	249.02	186.79	9.24	50.97	0.85
33	66.39	249.03	192.51	9.19	45.31	0.71
34	65.73	249.04	198.24	9.14	40.64	0.57
35	65.07	249.05	202.91	9.09	36.29	0.47
36	64.43	249.06	209.18	9.04	30.24	0.41
37	63.79	249.07	214.44	9.00	25.70	0.29
38	63.14	249.08	218.79	8.96	21.00	0.21
39	62.54	249.09	222.74	8.92	17.00	0.15
40	61.92	249.10	225.37	8.89	14.59	0.11
41	61.30	249.11	227.77	8.86	12.14	0.08
42	60.73	249.12	231.25	8.83	9.63	0.05
43	60.10	249.13	233.74	8.80	6.20	0.00
44	59.75	249.14	235.52	8.77	4.47	0.00
45	59.41	249.15	236.80	8.74	3.14	0.00
46	59.08	249.16	237.71	8.71	2.24	0.00
47	58.74	249.17	238.37	8.68	1.61	0.00
48	58.41	249.18	238.50	8.65	1.20	0.00
49	58.08	249.19	238.00	8.62	1.20	0.00
50	57.22	249.20	238.99	8.59	1.20	0.00

PERFIL DEL FACTOR U EN LA COLUMNA

1	0.833	0.969	0.997	3.456
2	0.803	0.959	0.997	3.387
3	1.476	0.970	0.995	3.319
4	2.099	0.970	0.995	3.253
5	2.438	0.971	0.994	3.182
6	3.739	0.972	0.993	1.252
7	2.721	0.972	0.993	1.240
8	2.295	0.974	0.991	1.229
9	2.060	0.976	0.992	1.219
10	1.904	0.983	0.991	1.208
11	1.796	0.990	0.991	1.198
12	1.460	1.028	0.990	1.198
13	1.270	1.058	0.994	1.178
14	1.149	1.109	0.997	1.159
15	1.065	1.153	0.991	1.160
16	1.032	1.197	0.996	1.151
17	1.031	1.092	0.990	1.141
18	1.012	1.137	0.985	1.133
19	0.998	1.175	0.989	1.107
20	1.038	1.230	0.996	1.075
21	0.692	2.173	0.987	1.022

22	0.566	2.149	1.622	1.516
23	0.554	2.145	1.619	1.634
24	0.555	2.141	1.615	2.220
25	0.582	1.745	1.611	2.636
26	0.599	1.777	1.608	2.478
27	0.628	1.503	1.604	2.329
28	0.648	1.503	1.600	2.190
29	0.687	1.503	1.797	2.058
30	0.730	1.500	1.793	1.935
31	0.761	1.502	1.790	1.819
32	0.766	1.502	1.786	1.710
33	0.812	1.502	1.783	1.607
34	0.837	1.501	1.779	1.511
35	0.852	1.500	1.775	1.420
36	0.878	1.573	1.772	1.335
37	0.901	1.517	1.768	1.255
38	0.919	0.766	1.765	2.120
39	0.934	0.766	1.761	1.514
40	0.941	0.766	1.758	1.982
41	0.956	0.766	1.754	1.0E2
42	0.970	0.766	1.751	1.082
43	0.980	0.766	1.747	1.087
44	0.987	0.766	1.744	1.082
45	0.992	0.766	1.740	1.082
46	1.000	0.766	1.676	1.082
47	0.988	0.766	1.244	1.082
48	0.996	0.766	1.198	1.082
49	0.995	0.766	1.000	1.082
50	1.000	0.766	1.000	1.082

PERFIL DE FRACCION 12 EN LA COLUMNA (FASE LIQUIDA)

1	0.002	0.055	0.075	0.001
2	0.002	0.055	0.075	0.001
3	0.014	0.055	0.070	0.001
4	0.018	0.055	0.076	0.001
5	0.027	0.054	0.081	0.001
6	0.030	0.051	0.017	0.009
7	0.024	0.054	0.001	0.007
8	0.047	0.054	0.080	0.009
9	0.061	0.054	0.077	0.009
10	0.074	0.057	0.044	0.009
11	0.088	0.052	0.051	0.009
12	0.115	0.057	0.037	0.009
13	0.146	0.046	0.050	0.009
14	0.177	0.046	0.069	0.008
15	0.209	0.044	0.042	0.008
16	0.219	0.042	0.070	0.008
17	0.271	0.041	0.060	0.008
18	0.302	0.039	0.051	0.008
19	0.332	0.037	0.077	0.008
20	0.347	0.035	0.014	0.008
21	0.344	0.030	0.429	0.007
22	0.373	0.030	0.381	0.005
23	0.766	0.015	0.210	0.004

24	0.870	0.019	0.147	0.003
25	0.876	0.018	0.103	0.007
26	0.906	0.017	0.072	0.002
27	0.931	0.017	0.051	0.002
28	0.948	0.011	0.035	0.001
29	0.968	0.007	0.018	0.001
30	0.978	0.005	0.009	0.001
31	0.984	0.004	0.004	0.001
32	0.987	0.003	0.002	0.001
33	0.990	0.002	0.001	0.000
34	0.991	0.001	0.000	0.000
35	0.991	0.001	0.000	0.000
36	0.991	0.001	0.000	0.000
37	0.992	0.000	0.000	0.000
38	0.992	0.000	0.000	0.000
39	0.992	0.000	0.000	0.000
40	0.992	0.000	0.007	0.000
41	0.993	0.000	0.007	0.000
42	0.993	0.000	0.007	0.000
43	0.993	0.000	0.006	0.000
44	0.994	0.000	0.006	0.000
45	0.994	0.000	0.006	0.000
46	0.994	0.000	0.006	0.000
47	0.995	0.000	0.005	0.000
48	0.995	0.000	0.005	0.000
49	0.995	0.000	0.005	0.000
50	0.995	0.000	0.005	0.000

PERFIL DE FRACCION MOL EN LA COLUMNA (FASE VAPORES)

1	0.002	0.050	0.907	0.013
2	0.002	0.053	0.835	0.013
3	0.020	0.052	0.914	0.012
4	0.039	0.053	0.896	0.012
5	0.057	0.053	0.879	0.012
6	0.074	0.052	0.861	0.012
7	0.091	0.052	0.845	0.011
8	0.108	0.051	0.828	0.011
9	0.125	0.052	0.812	0.011
10	0.141	0.052	0.796	0.011
11	0.157	0.052	0.780	0.011
12	0.173	0.052	0.765	0.010
13	0.189	0.051	0.750	0.010
14	0.204	0.051	0.735	0.010
15	0.219	0.051	0.721	0.010
16	0.247	0.050	0.693	0.010
17	0.280	0.049	0.666	0.009
18	0.306	0.049	0.641	0.009
19	0.332	0.048	0.616	0.009
20	0.356	0.048	0.592	0.008
21	0.390	0.042	0.570	0.008
22	0.402	0.042	0.548	0.008
23	0.424	0.042	0.527	0.008
24	0.464	0.041	0.488	0.007
25	0.510	0.032	0.452	0.007

25	0.544	0.031	0.412	0.006
27	0.565	0.022	0.387	0.006
28	0.615	0.021	0.353	0.006
29	0.665	0.021	0.309	0.005
30	0.714	0.014	0.265	0.005
31	0.749	0.009	0.238	0.004
32	0.778	0.006	0.212	0.004
33	0.804	0.004	0.190	0.003
34	0.826	0.002	0.169	0.002
35	0.845	0.001	0.151	0.002
36	0.871	0.001	0.126	0.002
37	0.853	0.001	0.105	0.001
38	0.911	0.000	0.087	0.001
39	0.928	0.000	0.073	0.001
40	0.938	0.000	0.061	0.000
41	0.949	0.000	0.051	0.000
42	0.963	0.000	0.036	0.000
43	0.973	0.000	0.026	0.000
44	0.981	0.000	0.018	0.000
45	0.986	0.000	0.013	0.000
46	0.990	0.000	0.009	0.000
47	0.993	0.000	0.007	0.000
48	0.993	0.000	0.006	0.000
49	0.994	0.000	0.005	0.000
50	0.995	0.000	0.005	0.000

EL CALOR A SUMINISTRAR EN EL REBOILER ES 7.1432E 09 (CAL/HR)

EL CALOR REMOVIDO POR EL CONDENSADOR ES 2.0268E 09 (CAL/HR)

```

*****
***                                     ***
***                                     ***
*** TORRE DA-1104                       ***
*** RESULTADOS                           ***
***                                     ***
*****

```

1 ACETONA (1) - AJP (2) - AGUA (3) - O. DE MESITILO (4)

INCLUYENDO COEFICIENTES DE ACTIVIDAD

INCLUYENDO COEFICIENTES DE FUGACIDAD

INCLUYENDO DIMERIZACION

INCLUYENDO ENTALPIA DE EXCESO

COMPOSICION DE LA ALIMENTACION Y PARAMETROS DE ANTOINE

1	0.002	6.2444	5596.8131	397.5290
2	0.053	7.1802	5356.7150	327.2873
3	0.933	6.5325	7173.7900	389.4747
4	0.013	6.1599	5631.0400	361.7281

NUMERO DE PLATOS	52
DESTILADO	33.94
RELACION DE REFLUJO	2.300
PRESION TOTAL	1.800

CONFIGURACION DEL FLUJO

I	FL	FV	FKV	FEED
1	276.3	207.2	0.0	0.0
2	483.5	207.2	0.0	0.0
3	483.5	207.2	0.0	0.0
4	483.5	207.2	0.0	0.0
5	483.5	207.2	0.0	0.0
6	483.5	207.2	0.0	0.0
7	483.5	207.2	0.0	0.0
8	483.5	207.2	0.0	0.0
9	483.5	207.2	0.0	0.0
10	483.5	207.2	0.0	0.0
11	483.5	207.2	0.0	0.0
12	483.5	207.2	0.0	0.0
13	483.5	207.1	0.0	0.0
14	483.5	207.1	0.0	0.0
15	483.5	207.0	0.0	0.0
16	483.5	207.0	0.0	0.0
17	483.5	207.0	0.0	0.0
18	483.5	206.9	0.0	0.0

19	483.5	206.9	0.0	0.0
20	483.5	206.8	0.0	0.0
21	483.5	206.8	0.0	0.0
22	483.5	206.8	0.0	0.0
23	483.5	206.7	0.0	0.0
24	483.5	206.7	0.0	0.0
25	483.5	206.6	0.0	0.0
26	483.5	206.6	0.0	300.0
27	183.5	206.5	0.0	0.0
28	176.3	206.5	0.0	0.0
29	171.5	206.5	0.0	0.0
30	170.7	206.4	0.0	0.0
31	170.0	206.4	0.0	0.0
32	165.4	188.9	0.0	0.0
33	160.9	180.3	0.0	0.0
34	156.5	172.1	0.0	0.0
35	152.2	164.3	0.0	0.0
36	148.1	156.9	0.0	0.0
37	144.1	149.7	0.0	0.0
38	140.2	142.9	0.0	0.0
39	136.4	136.4	0.0	0.0
40	132.7	130.2	0.0	0.0
41	129.1	124.3	0.0	0.0
42	125.6	118.6	0.0	0.0
43	122.2	113.3	0.0	0.0
44	118.8	108.1	0.0	0.0
45	115.6	103.2	0.0	0.0
46	115.1	98.5	0.0	0.0
47	114.6	94.0	0.0	0.0
48	114.1	89.8	0.0	0.0
49	113.5	85.7	0.0	0.0
50	113.0	81.8	0.0	0.0
51	112.5	78.1	0.0	0.0
52	112.0	33.9	0.0	0.0

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES	(TODOS LOS FLUJOS SON FLUJOS DE LIQUIDOS)		
1	95.30	276.29	0.00	0.36	272.20	3.73
2	95.25	483.50	0.00	0.63	476.35	6.53
3	95.21	481.60	0.00	1.04	473.87	6.50
4	95.16	481.60	0.00	1.38	473.53	6.50
5	95.11	481.60	0.00	1.84	473.07	6.50
6	95.06	481.60	0.00	2.46	472.45	6.50
7	95.02	481.60	0.19	3.27	471.63	6.50
8	94.97	481.60	0.19	4.37	470.54	6.50
9	94.92	479.55	0.19	5.43	467.45	6.47
10	94.88	479.55	0.19	6.79	466.09	6.47
11	94.83	479.55	0.19	8.49	464.39	6.47
12	94.78	479.55	0.19	10.61	462.27	6.47
13	94.74	479.54	0.19	11.79	461.09	6.47
14	94.69	479.54	0.19	13.10	459.79	6.47
15	94.64	479.54	0.26	14.56	458.26	6.47
16	94.60	479.54	0.37	16.18	456.53	6.47
17	94.54	479.54	0.46	17.97	454.64	6.47

18	94.48	479.54	0.57	19.97	452.53	6.47
19	94.43	479.54	0.63	22.19	450.25	6.47
20	94.37	479.54	0.70	22.64	449.72	6.47
21	94.31	479.50	0.71	23.10	449.22	6.47
22	94.26	479.49	0.72	23.57	448.73	6.46
23	94.20	479.48	0.72	24.05	448.25	6.46
24	94.15	479.47	0.72	24.54	447.75	6.46
25	94.09	479.46	0.72	25.04	447.24	6.46
26	94.00	479.45	0.72	25.55	447.09	6.04
27	93.77	183.50	0.40	9.79	180.80	2.29
28	93.20	176.30	0.44	9.42	173.68	2.18
29	92.64	171.51	0.48	9.25	168.94	2.09
30	92.08	170.74	0.60	9.30	168.08	2.06
31	91.52	169.97	0.75	9.35	167.36	1.86
32	90.96	163.35	0.91	10.01	162.65	1.79
33	90.41	160.86	1.04	10.71	158.10	1.72
34	89.86	156.49	1.19	11.46	153.81	1.49
35	89.32	152.25	1.32	13.38	149.49	1.44
36	88.78	148.11	1.45	15.62	145.28	1.38
37	88.24	144.09	1.61	18.24	141.28	1.20
38	87.71	140.18	1.74	21.29	137.29	1.15
39	87.17	136.37	1.88	31.07	133.39	1.11
40	86.65	132.67	2.03	43.33	129.57	1.06
41	86.12	129.07	2.19	44.54	125.85	1.02
42	85.60	125.57	2.18	43.77	122.40	0.98
43	85.08	122.16	2.16	43.01	119.05	0.95
44	84.56	118.84	2.15	46.02	69.76	0.91
45	84.05	115.61	2.13	49.25	63.44	0.79
46	83.54	113.09	2.16	53.93	58.30	0.70
47	83.04	114.57	2.16	59.05	52.73	0.62
48	82.53	114.05	2.15	64.67	46.68	0.55
49	82.03	113.53	2.15	65.72	45.17	0.49
50	81.54	113.02	2.14	66.80	43.64	0.44
51	81.04	112.51	2.14	74.48	35.47	0.43
52	80.55	112.00	2.13	74.12	35.33	0.43

RESIDUO = .3926E-01

PLATO	TEMP.	FLUJO TOTAL	FLUJO DE COMPONENTES FLUJOS DE VAPOR)	(TODOS LOS FLUJOS SON		
1	95.30	207.01	0.00	0.21	203.49	0.29
2	95.25	207.00	0.00	0.21	203.48	0.29
3	95.21	207.00	0.00	0.23	206.38	0.29
4	95.16	207.00	0.00	0.26	206.34	0.29
5	95.11	206.99	0.00	0.29	206.31	0.29
6	95.06	206.99	0.00	0.33	206.27	0.29
7	95.02	206.98	0.00	0.36	206.23	0.29
8	94.97	206.98	0.00	0.41	206.18	0.29
9	94.92	206.97	0.00	0.47	206.11	0.29
10	94.88	206.66	0.14	0.54	205.68	0.29
11	94.83	206.66	0.21	0.62	205.54	0.29
12	94.78	206.65	0.29	0.72	205.35	0.29
13	94.74	206.61	0.37	0.83	205.12	0.29
14	94.69	206.57	0.46	1.01	204.81	0.29
				1.22	204.44	0.29

16	94.60	206.49	0.72	1.48	203.99	0.29
17	94.54	206.45	0.90	1.80	203.45	0.29
18	94.48	206.40	1.12	2.19	202.80	0.29
19	94.43	206.36	1.25	2.74	202.09	0.29
20	94.37	206.32	1.39	3.43	201.19	0.32
21	94.31	204.73	1.40	4.26	198.72	0.35
22	94.26	204.69	1.56	4.79	197.95	0.39
23	94.20	204.65	1.73	5.39	197.10	0.43
24	94.15	204.61	1.93	6.06	196.15	0.47
25	94.09	204.57	2.14	6.82	195.13	0.48
26	94.00	204.52	2.38	7.67	193.99	0.49
27	93.77	204.48	2.64	9.30	192.06	0.49
28	93.20	204.44	2.69	11.28	189.98	0.49
29	92.64	204.40	2.75	13.67	187.49	0.50
30	92.08	204.36	2.80	16.57	184.49	0.50
31	91.52	203.29	2.84	19.99	179.91	0.55
32	90.96	186.09	2.66	22.18	160.70	0.56
33	90.41	177.64	2.59	25.68	148.84	0.53
34	89.86	169.56	2.52	29.72	136.81	0.51
35	89.32	161.85	2.46	34.39	124.52	0.49
36	88.78	154.50	2.39	36.81	114.83	0.46
37	88.24	147.47	2.33	39.40	105.30	0.44
38	87.71	140.77	2.27	42.17	95.91	0.42
39	87.17	134.37	2.21	45.13	86.63	0.40
40	86.65	128.26	2.15	48.30	77.42	0.39
41	86.12	122.43	2.10	51.70	68.27	0.37
42	85.60	118.64	2.04	56.17	60.04	0.39
43	85.08	113.24	1.98	54.27	56.58	0.41
44	84.56	108.10	1.93	52.43	53.30	0.43
45	84.05	103.18	1.88	50.65	50.19	0.46
46	83.54	98.49	1.83	48.94	47.29	0.44
47	83.04	94.07	1.78	47.28	44.53	0.42
48	82.53	89.74	1.70	45.68	42.00	0.36
49	82.03	85.66	1.63	52.37	31.32	0.35
50	81.54	81.77	1.55	51.92	27.96	0.33
51	81.04	78.05	1.48	51.67	24.58	0.32
52	80.55	33.94	0.64	22.46	10.70	0.13

PERFIL DEL FACTOR K EN LA COLUMNA

1	1.224	0.769	0.998	0.104
2	1.224	0.769	0.998	0.104
3	1.224	0.521	1.013	0.104
4	1.224	0.437	1.014	0.104
5	1.224	0.367	1.015	0.104
6	1.224	0.309	1.016	0.104
7	1.224	0.259	1.017	0.104
8	1.224	0.218	1.020	0.104
9	1.224	0.201	1.022	0.104
10	1.749	0.185	1.024	0.104
11	2.498	0.170	1.027	0.104
12	3.568	0.157	1.031	0.104
13	4.461	0.163	1.033	0.104
14	5.976	0.178	1.034	0.104
15	5.229	0.195	1.036	0.104

16	4.575	0.213	1.038	0.104
17	4.575	0.233	1.039	0.104
18	4.575	0.255	1.041	0.104
19	4.575	0.287	1.043	0.104
20	4.575	0.352	1.040	0.115
21	4.622	0.432	1.036	0.127
22	5.084	0.476	1.033	0.140
23	5.648	0.525	1.030	0.155
24	6.274	0.579	1.027	0.171
25	6.970	0.638	1.023	0.173
26	7.744	0.704	1.017	0.187
27	5.927	0.853	0.953	0.191
28	5.322	1.033	0.943	0.195
29	4.779	1.240	0.931	0.199
30	3.901	1.488	0.917	0.204
31	3.185	1.787	0.899	0.248
32	2.600	1.969	0.878	0.277
33	2.255	2.171	0.853	0.281
34	1.956	2.393	0.821	0.315
35	1.756	2.418	0.783	0.319
36	1.577	2.259	0.758	0.323
37	1.416	2.111	0.728	0.361
38	1.300	1.972	0.696	0.366
39	1.194	1.474	0.659	0.371
40	1.097	1.102	0.618	0.375
41	1.007	1.224	0.572	0.380
42	0.989	1.358	0.519	0.423
43	0.989	1.361	0.513	0.471
44	0.989	1.252	0.840	0.524
45	0.989	1.152	0.886	0.646
46	0.989	1.060	0.948	0.730
47	1.007	0.976	1.029	0.826
48	1.005	0.898	1.144	0.823
49	1.004	1.056	0.919	0.931
50	1.002	1.074	0.886	1.053
51	1.000	1.000	0.999	1.085
52	1.000	1.000	1.000	1.000

PERFIL DE FRACCION MOL EN LA COLUMNA (FASE LIQUIDA)

1	0.000	0.001	0.985	0.014
2	0.000	0.001	0.985	0.014
3	0.000	0.002	0.984	0.013
4	0.000	0.003	0.983	0.013
5	0.000	0.004	0.982	0.013
6	0.000	0.005	0.981	0.013
7	0.000	0.007	0.979	0.013
8	0.000	0.009	0.977	0.013
9	0.000	0.011	0.975	0.013
10	0.000	0.014	0.972	0.013
11	0.000	0.018	0.968	0.013
12	0.000	0.022	0.964	0.013
13	0.000	0.025	0.962	0.013
14	0.000	0.027	0.959	0.013
15	0.001	0.030	0.956	0.013

16	0.001	0.034	0.952	0.013
17	0.001	0.037	0.948	0.013
18	0.001	0.042	0.944	0.013
19	0.001	0.046	0.939	0.013
20	0.001	0.047	0.938	0.013
21	0.001	0.048	0.937	0.013
22	0.001	0.049	0.936	0.013
23	0.001	0.050	0.935	0.013
24	0.001	0.051	0.934	0.013
25	0.002	0.052	0.933	0.013
26	0.002	0.053	0.933	0.013
27	0.002	0.053	0.985	0.012
28	0.002	0.053	0.985	0.012
29	0.003	0.054	0.985	0.012
30	0.004	0.054	0.984	0.012
31	0.004	0.055	0.985	0.011
32	0.005	0.061	0.984	0.011
33	0.006	0.067	0.983	0.011
34	0.008	0.073	0.983	0.010
35	0.009	0.088	0.982	0.009
36	0.010	0.105	0.981	0.009
37	0.011	0.127	0.981	0.008
38	0.012	0.152	0.979	0.008
39	0.014	0.228	0.978	0.008
40	0.015	0.342	0.977	0.008
41	0.017	0.345	0.975	0.008
42	0.017	0.349	0.975	0.008
43	0.018	0.352	0.975	0.008
44	0.018	0.387	0.987	0.008
45	0.018	0.476	0.549	0.007
46	0.019	0.469	0.507	0.006
47	0.019	0.515	0.460	0.005
48	0.019	0.567	0.409	0.005
49	0.019	0.579	0.398	0.004
50	0.019	0.591	0.386	0.004
51	0.019	0.662	0.315	0.004
52	0.019	0.662	0.315	0.004

PERFIL DE FRACCION MOL EN LA COLUMNA (FASE VAPOR)

1	0.000	0.001	0.983	0.001	0.99
2	0.000	0.001	0.983	0.001	0.99
3	0.000	0.001	0.997	0.001	1.00
4	0.000	0.001	0.997	0.001	1.00
5	0.000	0.001	0.997	0.001	1.00
6	0.000	0.002	0.997	0.001	1.00
7	0.000	0.002	0.996	0.001	1.00
8	0.000	0.002	0.996	0.001	1.00
9	0.000	0.002	0.996	0.001	1.00
10	0.001	0.003	0.995	0.001	1.00
11	0.001	0.003	0.995	0.001	1.00
12	0.001	0.003	0.994	0.001	1.00
13	0.002	0.004	0.993	0.001	1.00
14	0.002	0.005	0.992	0.001	1.00
15	0.003	0.006	0.990	0.001	1.00

15	0.003	0.007	0.988	D.001	1.00
17	0.004	0.009	0.986	0.001	1.00
18	0.005	0.011	0.983	0.001	1.00
19	0.006	0.013	0.979	0.001	1.00
20	0.007	0.017	0.975	0.002	1.00
21	0.007	0.021	0.971	0.002	1.00
22	0.008	0.023	0.967	0.002	1.00
23	0.008	0.024	0.963	0.002	1.00
24	0.009	0.026	0.959	0.002	1.00
25	0.010	0.028	0.954	0.002	1.00
26	0.012	0.033	0.949	0.002	1.00
27	0.013	0.040	0.939	0.002	1.00
28	0.015	0.055	0.929	0.002	1.00
29	0.017	0.067	0.917	0.002	1.00
30	0.014	0.061	0.903	0.002	1.00
31	0.014	0.098	0.895	0.003	1.00
32	0.014	0.119	0.864	0.003	1.00
33	0.015	0.145	0.838	0.003	1.00
34	0.015	0.175	0.807	0.003	1.00
35	0.015	0.213	0.769	0.003	1.00
36	0.015	0.238	0.743	0.003	1.00
37	0.016	0.267	0.714	0.003	1.00
38	0.016	0.300	0.681	0.003	1.00
39	0.016	0.336	0.645	0.003	1.00
40	0.017	0.377	0.604	0.003	1.00
41	0.017	0.422	0.558	0.003	1.00
42	0.017	0.473	0.506	0.003	1.00
43	0.018	0.479	0.500	0.004	1.00
44	0.018	0.485	0.493	0.004	1.00
45	0.018	0.491	0.486	0.004	1.00
46	0.019	0.497	0.480	0.004	1.00
47	0.019	0.503	0.474	0.004	1.00
48	0.019	0.509	0.468	0.004	1.00
49	0.019	0.611	0.366	0.004	1.00
50	0.019	0.635	0.342	0.004	1.00
51	0.019	0.662	0.315	0.004	1.00
52	0.019	0.662	0.315	0.004	1.00

EL CALOR A SUMINISTRAR EN EL REBOILER ES 4.8457E 08
 EL CALOR REMÓVIDO POR EL CONDENSADOR ES 6.0849E 08

B.4 MEMORIA DE CALCULO Y RESULTADOS DEL DISEÑO DE LOS PLATOS, DIAMETRO DE LAS TORRES.

Cálculo del diseño de platos tipo válvula (manual Glitsch)

1.- Cálculo de la velocidad en la bajante

$$V_{Dsg} = 250(\text{S.F.}) = 250 \cdot 1 = 250$$

$$V_{Dsg} = 41 (D_1 - D_v)^{1/2} (\text{S.F.}) = 41(6.985 - 0.226)^{1/2} \cdot 1 = 106.6$$

$$V_{Dsg} = 7.5 (T_s)^{1/2} (D_1 - D_v)^{1/2} (\text{S.F.}) = 7.5 (20)^{1/2} (6.985 - 0.226)^{1/2} (1) = 87.20$$

Donde D_1 es la densidad del líquido, D_v densidad del vapor, S.F. es el factor del sistema, T_s el espaciamiento entre platos.

2.- Factor de capacidad de inundación.

$$CAF = CAF^0 \cdot \text{S.F.}$$

CAF^0 de la figura 5 manual Glitsch (MG)

$$CAF^0 = 0.4$$

$$CAF = 0.4 \cdot (1) = 0.4$$

3.- Diámetro aproximado en función de GPM y velocidad de carga de vapor.

$$V_{load} = CFS (D_v / (D_1 - D_v))^{1/2} = 39.27(0.226 / (6.985 - 0.226))^{1/2} = 7.1808$$

4.- Cálculo de la longitud del líquido FPL, de la figura 6.8 del manual se obtiene un D_T aproximado.

$$FPL = 9 (D_T / 2) = 9 (8 / 2) = 36 \text{ in}$$

5.- Determinación de las áreas mínimas.

$$AAM = (V_{load} + GPM \cdot FPL / 13000) / (CAF \cdot FF)$$

$$AAM = (7.18081 + 1375 \cdot 36 / 13000) / (0.4 \cdot 0.518) = 19.041 \text{ ft}^2$$

$$\text{Bajante ADM} = \text{GPM} / (\text{VDsg} \cdot \text{FF})$$

$$= 1375 / (87.2 \cdot 0.518) = 10.61 \text{ ft}^2$$

$$\text{ADM} = 2 \cdot \text{Bajante} = 21.2355 \text{ ft}^2$$

$$\text{ADM} = 0.11 \cdot \text{AAM} = 2.0945 \text{ ft}^2$$

Utilizar la menor (2.0945)

$$\text{ATM} = \text{AAM} + 2 \cdot \text{ADM} = 25.42452 \text{ ft}^2$$

$$\text{ATM} = \text{Vload} / (0.75 \cdot \text{CAF} \cdot \text{FF}) = 47.7594 \text{ ft}^2$$

6.- Cálculo del diámetro de la torre.

$$D_T = (\text{ATM} / 0.785)^{1/2} = 7.8 \text{ ft} = 2.37 \text{ metros}$$

7.- Area de la columna con el diámetro calculado.

$$A_t = 0.785 \cdot (7.8)^2 = 47.76 \text{ ft}^2$$

8.- Area de la bajante

$$\text{AD} = A_t \cdot \text{ADM}/\text{ATM} = 47.76 \cdot 2.0945 / 47.7594 = 2.09452 \text{ ft}^2$$

Dado que es menor al 10 % de A_t , considerar:

$$\text{AD}_1 = 4.776 \text{ ft}^2$$

9.- Ancho de la bajante

$$\text{AD}_1/A_t = 4.776/47.76 = 0.1$$

Para este valor, de la tabla 4 del MG:

$$H_1/D_T = 0.1565$$

$$H_1 = 0.1565 \cdot 7.8 = 1.2207 \text{ ft} = 14.6484 \text{ in}$$

10.- Longitud de la trayectoria de flujo, recalculada.

$$FPL = (12 \cdot D_T - 2 \cdot H_1) / NP = 32.1516$$

$$FPL \text{ modular} = 32$$

11.- Cálculo de H_1 .

$$H_1 = (12 D_T - NP \cdot FPL) / 2$$
$$= (12 \cdot 7.8 - 2 \cdot 32) / 2 = 14.8 \text{ in}$$

12.- Area ajustada de la bajante.

$$AD_1 / AT = 0.0936$$

$$AD_1 = 4.47033 \text{ ft}^2$$

13.- Area activa del plato.

$$AA = AT - 2 \cdot AD_1 = 38.32 \text{ ft}^2$$

En esta área, entre los extremos de entrada y salida de la bajante se colocan las válvulas.

14.- Cálculo del porcentaje de inundación.

$$\% \text{ FLOOD} = 100(V_{load} + GPM \cdot FPL / 13000) / (AA \cdot CAF)$$
$$= 69.05$$

$$\% \text{ FLOOD} = (V_{load} / (A_t \cdot CAF \cdot 0.518)) \cdot 100$$
$$= 72.5637$$

Ambas ecuaciones predicen que el plato no se inunda lo que indica que el -- diámetro de la torre es el adecuado. En el caso contrario (que haya inundación) se tendrían que rehacer los cálculos con un diámetro mayor a partir del punto 7.

Este mismo algoritmo se realizó para las otras dos torres obteniendose los siguientes resultados:

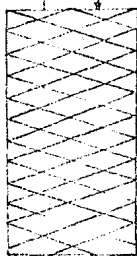
Torre	Diámetro (metros)	Espaciamiento entre platos (metros)	Altura de la torre (metros)	Cabezas	Nº de platos
DA-1102	2.37	0.50	31.00	Toriesfericas	61
DA-1103	1.75	0.67	33.50	Toriesfericas	50
DA-1104	1.65	0.67	34.75	Toriesfericas	52

B.5 MEMORIA DE CALCULO Y RESULTADOS DEL DISEÑO DEL ABSORBEDOR.

Diseño del Absorbedor

Hidrógeno 98.68% mol
 Propileno 0.95% mol
 Acetona 0.37% mol
 = 0.136 Kg/m³
 = 0.01299E-3 Kg/m³ seg
 $G_2 = 435.41 \text{ Kg/hr}$

Agua = 190.701 Kg/mol/hr
 = 1E-3 Kg/m²seg
 = 1000 Kg/m²
 $L_1 = 3436.43 \text{ Kg/hr}$



Hidrógeno 69.00% mol
 Acetona 26.07% mol
 Isopropanol 0.98% mol
 Propileno 3.13% mol
 Óxido de N. 0.07% mol
 = 0.94958 Kg/m³
 = 0.01067E-3 Kg/m³ seg
 = 55.50 Dinás/cm
 $G_1 = 4307.67 \text{ Kg/hr}$

Acetona 23.47% mol
 Propileno 0.02% mol
 Isopropanol 0.90% mol
 Agua 75.55% mol
 Óxido de N. 0.06% mol
 = 0.4658E-3 Kg/m³ seg
 $L_2 = 7308.69 \text{ Kg/hr}$

Suposiciones

Las suposiciones hechas para el diseño de éste equipo son las siguientes:

- 1.- Debido a la alta solubilidad del isopropanol y óxido de mesitilo en agua, se desprecia la contribución de éstos en los coeficientes de transferencia de masa.
- 2.- La mezcla de gases de entrada se tomará como una mezcla binaria de hidrógeno y acetona.
- 3.- De acuerdo a ésta última suposición los datos de equilibrio y otros necesarios se tomarán para acetona unicamente.

Como la mayor cantidad de flujo se encuentra en el fondo de la torre, tomaremos las condiciones de éste para determinar el diámetro de la torre:

$$L' = 7308.69 \text{ Kg/hr (1hr/3600 seg)} = 2.0302 \text{ Kg/seg}$$

$$G = 4307.67 \text{ Kg/hr (1hr/3600 seg)} = 1.1966 \text{ Kg/seg}$$

$$(L'/G) (\rho_G / \rho_L)^{0.5} = (2.0302/1.1966)(0.94968/1000)^{0.5} \\ = 0.052285$$

De acuerdo a la figura 6.34 del Treybal, utilizando una caída de presión del gas de $200 \text{ (N/m}^2\text{)}/\text{m}^{**}$, la ordenada es = 0.045.

Para sillas de berl de cerámica de 1 in, el factor de caracterización del empaque $C_f = 110$ de la tabla 6.3 del Treybal.

$$G_s'' = (\text{Ordenada}) \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} \left(\frac{g_c}{C_f \mu} \right)^{0.1} J^{0.5} = (0.045)(0.94968)(100-0.94968)(1)/(110)(1E-3)^{0.1}(1)^{0.5} \\ = 0.88002 \text{ Kg/m}^2 \text{ seg}$$

Por lo tanto el área transversal en el fondo de la torre es:

$$A = G'_S / G''_S = (1.1966 \text{ Kg/seg}) / (0.88002 \text{ Kg/m}^2 \text{ seg}) = 1.36 \text{ m}^2$$

El diámetro de la torre será:

$$D_T = (4 A / \pi)^{1/2} = (4 \cdot 1.36 / 3.1416)^{1/2} = 1.35 \text{ m}$$

** Pág 204 Treybal.

Cálculo de las Difusividades.

$$D_{\text{Agua-gas}} = 5.85E-5 \text{ (cm}^2/\text{seg)} (1 \text{ m}^2/(100 \text{ cm})^2) = 5.85E-9 \text{ m}^2/\text{seg}$$

$$D_{\text{gas-Agua}} = 8.231E-6 \text{ m}^2/\text{seg}$$

Cálculo de los Coeficientes de Transferencia de masa.

$$S_{CL} = \mu_L / \rho_L D_L = (1E-3 \text{ Kg/m}^3 \text{ seg}) / (1000 \text{ Kg/m}^3 \cdot 5.85E-9 \text{ m}^2/\text{seg}) = 170.94$$

$$S_{CG} = \mu_G / \rho_G D_G = (1.067E-5) / (0.94968 \cdot 8.231E-6) = 1.365$$

Retención a partir de la Tabla 6.5 del Treybal y con:

$$L'_S = 2.0302 \text{ Kg/seg} / 1.3600 \text{ m}^2 \text{ para silla de Berl de cerámica de 1 in.}$$

$$d_s = 0.0320 \text{ m}$$

$$\beta = 1.508 d_s^{0.376}$$

$$\psi_{LS} = \frac{(4.23E-3 \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55})}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}}$$

$$LSW = 5.014E-5 / d_s^{1.56}$$

$$LTW = (2.32E-6) (737.5L')^\beta / d_s^2$$

$$\beta = 1.508 (0.0320)^{0.376} = 0.413368$$

$$\sigma = 55.50 \text{ dinas/cm (0.001)} = 0.0555 \text{ N/m}$$

$$\psi_{LSW} = (5.014E-5) / (0.0320)^{1.56} = 0.01076838 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\psi_{LTW} = ((2.32E-6) (737.5(1.5))^{0.413368}) / (0.0320)^2 = 0.0410577 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\psi_{LS} = ((4.23E-3) (1E-3)^{0.04} (0.0555)^{0.55}) / ((0.032)^{1.56} (1000)^{0.37}) = 0.01090605 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$H = (2830L^{0.57} \mu_L^{0.31}) / (L^{0.84} (3.24L^{10.412} - 1) (\sigma / 0.073)^{0.28177 - 0.262 \log L'})$$

$$H = ((2830)(1.5)^{0.57} (1E-3)^{0.31}) / ((1000)^{0.84} (3.24(1.5)^{10.412} - 1) (0.0555/0.073)^{0.28177 - 0.262 \log 1.5})$$

$$H = 0.4695168$$

$$\varphi_{LOW} = \varphi_{LTW} - \varphi_{LSW} = 0.0410577 - 0.01076838 = 0.03028932 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LO} = \varphi_{LOW} H = 0.03028932 * 0.4695168 = 0.01422134$$

$$\varphi_{LT} = \varphi_{LO} + \varphi_{LS} = 0.01422134 + 0.01090605 = 0.0251274$$

Area interfacial a partir de la tabla 6.1

$$L' = 1.5$$

$$n = 52.14$$

$$n = 0.0506 L' - 0.1029 = -0.027$$

$$p = 0$$

$$a_{AW} = m((808 G') / G^{0.5})^n L' p =$$

$$= 52.14 ((808 * 0.88002) / (0.94968)^{0.5})^{-0.027} (1.5)^0 = 43.6382 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$a_A = a_{AW} (\varphi_{LO} / \varphi_{LOW}) = 43.6382 (0.01422134 / 0.03028932) = 20.4868614 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

de la tabla 6.3 $\bar{E} = 0.69$

$$\bar{E}_{LO} = \bar{E} - \varphi_{LT} = 0.69 - 0.0251274 = 0.66487$$

Para anillos Rasching y sillas de Berl, Shulman encontró que los coeficientes de la fase gaseosa y líquida son:

$$(F_G S_{CG}^{2/3}) / G = 1.195 ((d_S G') / (\rho_G (1 - \varphi_{LO})))^{-0.36} = (K_G P_B S_{CG}^{2/3}) / G$$

$$(K_L d_S) / D_L = 25.1 ((d_S L') / \rho_L)^{0.45} S_{CL}^{0.5}$$

Para el gas

$$F_G = 1.195 ((0.0320 * 0.88002) / (0.01067E-3 (1 - 0.66487)))^{-0.36} (1.1966 / (1.365)^{1/3}) =$$

$$= 0.0510054$$

Para líquido

$$K_L = 25.1 \left(\frac{0.0320 \cdot 1.5}{0.001} \right)^{0.45} \left(\frac{172.940^{1/2} \cdot 5.85E-9}{0.0320} \right) =$$
$$= 3.425E-4 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ seg Kg mol/m}^3$$

Puesto que los datos para K_L se tomaron a concentraciones muy bajas, esto puede convertirse a $F_L = K_L \cdot C$, donde C es la concentración en Kg mol/m^3 , por tanto

$$F_L = 3.425E-4 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ seg Kg mol/m}^3 \cdot (1000 \text{ Kg/m}^3) / 18 \text{ Kg/Kg mol} =$$
$$= 0.0190277 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ seg} = K_{L,A} X_{B,M} C$$

Por lo tanto los coeficientes volumétricos, son:

$$F_{G,A} = 0.0510054 \cdot 20.4888614 = 1.045042 \text{ Kg mol/m}^3 \text{ seg}$$
$$F_{L,A} = 0.0190277 \cdot 20.4888614 = 0.3898575 \text{ Kg mol/m}^3 \text{ seg}$$

Del balance de masa se puede obtener la curva de operación como:

$$G_S = (Y_1 - Y) = L_S (X_1 - X)$$

$$-Y = L_S / G_S (X_1 - X) - Y_1$$

$$Y = Y_1 - L_S / G_S (X_1 - X)$$

Como el componente principal que se va a absorber es la acetona, todos los cálculos se harán con respecto a esta:

Acetona en el gas de entrada 62.187 Kg mol/hr

Composición $y_{ac,E} = 0.2607$

$$Y_{ac} = 0.2607 / (1 + 0.2607) = 0.3526 \text{ Kg mol Acetona/Kg mol gas seco}$$

Líquido de entrada (absorbente) = 190.701 Kg mol/hr

Acetona en el líquido = 0

Líquido de salida, contenido de acetona a la salida $x_{AC_S} = 0.2347$

$X_{AC_S} = 0.3066 \text{ Kgmol}_{AC} / \text{Kgmol de líquido.}$

$$G_B = 238.471 \cdot (1 - 0.2607) = 176.3016 \text{ Kgmol/hr}$$

De la ecuación de la curva de operación:

$$Y = 0.35263 - (190.701/176.3016)(0.3066 - X)$$

De esta se puede obtener el perfil de fracciones haciendo:

$$x = X/(1 + X) \quad ; \quad y = Y/(1 + Y)$$

X	x	Y	y
0.000	0.00000	0.0209	0.02055
0.040	0.03846	0.0642	0.06037
0.080	0.07467	0.1075	0.09708
0.120	0.10714	0.1508	0.13103
0.160	0.13800	0.1940	0.16252
0.200	0.16660	0.2373	0.19180
0.240	0.19350	0.2806	0.21911
0.280	0.21875	0.3238	0.24463
0.306	0.23470	0.3526	0.26070

Los datos de equilibrio para el sistema Acetona - Agua fueron obtenidos experimentalmente por Battino y Clever ⁽¹⁾ reportando los siguientes valores:

(1) Battino and Clever, in Dack, ed., Solution and Solubilities, pt.1, 1976.

Curva de equilibrio

x	y
0.00	0.0000
0.04	0.0150
0.06	0.0226
0.08	0.0302
0.10	0.0377
0.12	0.0452
0.14	0.0527
0.16	0.0603
0.18	0.0678
0.20	0.0754
0.22	0.0830
0.24	0.0905
0.26	0.0980
0.28	0.1055
0.30	0.1100
0.32	0.1206
0.34	0.1281

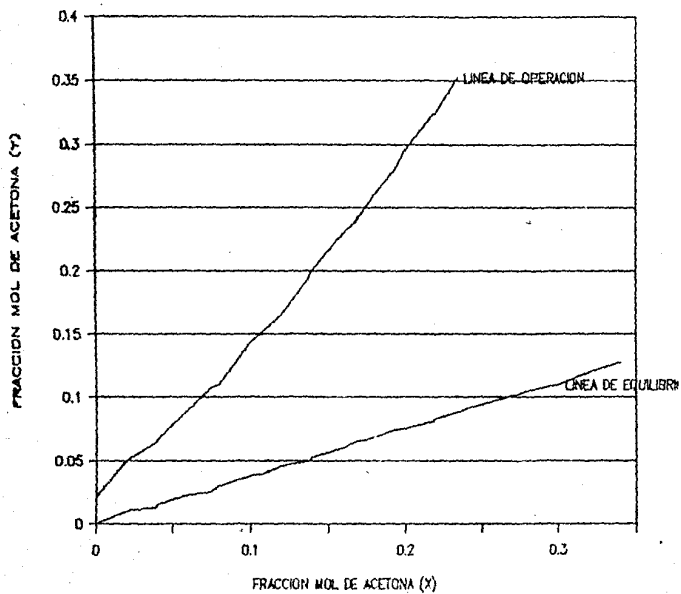
En la gráfica A1.1 se representan la línea de equilibrio y la curva de operación

Para encontrar las composiciones en la interfase que corresponden a puntos en la línea de operación de la gráfica se determinan con la siguiente relación:

$$(1-y_i^*)/(1-y) = ((1-x)/(1-x_i^*))^{F_L/F_G} = ((1-x)/(1-x_i))^{F_{L^a}/F_{G^a}}$$

Sustituyendo los valores y reareglando, se obtiene:

Curva de Operación y Equilibrio del Absorbedor DA-1101



GRAFICA A1.1

$$y_1^* = 1 - 0.7393 (0.7653/(1 - x_1^*))^{0.3730543}$$

Seguendo el procedimiento que describe Treybal para encontrar las composiciones en la interfase, se encuentra:

y	y ₁ [*]	y/(y-y ₁ [*])	log y
0.08250	0.02590	1.42113	-1.05848
0.11220	0.03600	1.47244	-0.95000
0.13695	0.05145	1.60175	-0.86343
0.16170	0.05475	1.51192	-0.79128
0.18640	0.06450	1.52910	-0.72955
0.21120	0.07500	1.55060	-0.67530
0.23590	0.08400	1.55300	-0.62727
0.26070	0.09300	1.55450	-0.58385

$$N_{tG} = 2.303 \int_{\log y_2}^{\log y_1} y/(y - y_1^*) d \log y + 1.152 \log (1 - y_2)/(1 - y_1)$$

La integral mediante Simpson da un área de 6.49902

$$N_{tG} = 2.303 * 6.49902 + 1.152 \log ((1-0.0835)/(1-0.2607)) = 15.0753$$

La rapidez promedio del gas es

$$G = ((238.471 + 176.30161)/(1 - 0.0825))/(2 * 1.82416) = 114.33507 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ hr}$$

$$= 0.03176 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ seg}$$

$$H_{tG} = G/(F_G a) = (0.030176 \text{ Kg mol/m}^2 \text{ seg})/0.060497 = 0.4988$$

$$Z = H_{tG} * Z_{tG} = 0.49880 * 15.0753 = 7.52 \text{ m}$$

Altura del absorbedor = 7.52 m

B.G LISTADO DEL PROGRAMA Y RESULTADOS DEL DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.

```

15 REN *****
20 REN ***** PROGRAMA PARA EL DISEÑO DE CONDENSADORES *****
30 REN ***** Y REBOILERS *****
40 REN *****
50 INPUT "TEMP. ENTRADA Y SALIDA DEL FLUIDO DE LA CORAZA (F) ",T1,T2
60 INPUT "TEMP. ENTRADA Y SALIDA DEL FLUIDO DE LOS TUBOS (F) ",TA,TS
70 INPUT "VISC. DEL MEDIO DE ENRIAMIENTO (lb/ft hr) ",MU
80 INPUT "DENS. DEL LIQUIDO Y DEL VAPOR (cp) ",ML,MV
90 INPUT "DENSIDAD DEL LIQUIDO Y DEL VAPOR (lb/ft3) ",RL,RV
100 INPUT "CAPACIDAD CAL. DEL LIQUIDO Y VAPOR (BTU/lb F) ",CL,CV
110 INPUT "CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL LIO. Y VAPOR (BTU/hr ft F) ",KL,KV
120 INPUT "CALOR LATENTE DE VAP. ESPECIFICA (BTU/lb) ",L
130 INPUT "CALOR LATENTE DE VAP. (BTU/lb) ",L
140 INPUT "FLUJO TOTAL (lb/hr) ",WV:INPUT "FRAC. DE LIO.A LA ENTRADA ",W2
150 INPUT "FRAC. DE VAPOR A LA SALIDA ",W1
160 INPUT "FRAC. DE LIQUIDO SUBENFRIADO A LA SALIDA ",W3
170 DATA=(T1-T2)/(T1-T2+0.5*(T2-T1)):A=(T1-T2)/(T1-T2):B=(T1-T2)/(T1-T2)
180 L3=(T1-T2)/LOG((T1-T1)/(T2-T1)):F=(T1-T2)/(T1-T2):S=(T1-T2)/(T1-T2)
190 AT=(T1-T2)/LOG((T1-T1)/(T2-T1)):Y=(T1-T2)/(T1-T2):Z=XT*LOG(YT)
200 FT=ZW*(5-D)*LOG((2-S*(5+1-7T))/(7-S*(P+1+7T)))
210 PRINT "R. REFRINI "S ";S:PRINT "F ":FT:INPUT "N PASOS ",N
220 IF FT>=75 THEN 205
230 GOTO 60
240 LN=DN*(T1-T2)/(TA-T2)/2: TE=(T1+T2)/2
250 L1=(T1-T2)/LOG((T1-T1)/(T2-T1)): L2=(T1-T2)/LOG((T1-T2)/(T2-T1))
260 L3=(T1-T2)/LOG((T1-T1)/(T2-T1)): TH=1000/L1/(750/L2+250/L3):LM=LM*TH
270 L3=(T1-T2)/LOG((T1-T1)/(T2-T1)): TH=1000/L1/(750/L2+250/L3):LM=LM*TH
280 INPUT "DA RECOMENDADA (BTU/hr ft2 F) ",UD:AR=0/(UD*LM)
290 INPUT "DAME EL DIAM. (in) Y LONG. (ft) DE LOS TUBOS ",D,LT
300 INPUT "DAME DE LA TABLA 1: d1, d2, d3, diam. eq. ",DT,AC,AF,DD
310 RECOMENDACIONES:PRINT "D ",DT:AF=NT*AP*(144/d1)
320 INPUT "DAME Y LA TABLA 4 DAME D: DE LA CORAZA Y DT (in) ",DI,DD
330 INPUT "DAME EL ESPACIAMIENTO DE MANIFEROS? ",S
340 IF S<=5 THEN INPUT "B ",B:GOTO 308
350 B=01
360 DT=NT*AF:V=6T/224610: IF V<=3 THEN V=3.5
370 FE=0.0001/12/2.42*MU:PRINT "V ":V:PRINT "RE ":RE
380 INPUT "DE LA FIG. 25 DAME hio ",HI
390 REN *****
400 REN ***** CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS *****
410 REN *****
420 INPUT "DE LA FIG. 26 DAME EL FACT. DEFRICC. ",FF
430 REFRACC=0.017*(12/5.72E+10)*S1
440 F1=4*FF*(16.24E+07/5.72E+10)
450 FE=FE*F1
460 FE=FE*F1
470 REN *****
480 REN *****
490 REN ***** CALCULO EN EL LADO DE LA CORAZA *****
500 REN *****
510 REN *****
520 GV=(W1+W2)/2:HL=W2+WV/2
530 F1=(CL/CV)*ML*(L/RL)*(5/9)+1:FI=1/F1
540 FV=(CV/CL)*RV*(L/RL)*(5/9)+1:FI=1/FI
550 FV=1/FV:PRINT "AT ENT./AT SAL. ":F7
560 INPUT "DAME AT ENT./AT SAL. : LA FIG. 48 DAME LAMDA ",C
570 LAM=1000/C

```

```

480 HF=(.785*(D1^2-.785*(D2^2)))*.44
490 XF=(D1-NC*(D1)*B : GR=VV*V/(25*NF*FV) : GS=VV*V/(25*XF*FV)
500 RN=(124*DO*GR)/MV : RT=(124*DF*GS)/MV
510 PRINT "NRE L":RN : PRINT "NRE T":RT
520 INPUT "PARTIR DE LA FIG. 49 Y NRE L O NRE T DAME DL Y DT ",DL,DT
530 HL=JL*CV*GR/(.00028*(CV*VV*FV) : DT)
540 HT=JL*CV*GS/(.00028*(CV*VV*FV) : DT)
550 HP=.69*HL+.31*HT
560 QW=GV*CV*(T1-T2)
570 HE=(HP+QW)/(T1-T2)*.47
580 Q2=WL*CV*(T1-T2)
590 HD=(QW+Q2)/(QW+HE+Q2/HP)
600 CT=(QW+Q2)/(AR*HD)
610 FC=(LM-CT)/LN : FR=(CL*HL*.242)/VL
620 VH=VV/(NC*LT)
630 FC=1.65*VH/HL : PRINT "REYNOLDS "FC"
640 INPUT "CON EL REYNOLDS Y LA TAB. 50 DAME CO ",CO
650 HC=JC*KL*.65*CO*(S2/ML)*.273
660 U=1/(1/HC+1/HC+.004)
670 UL=1/(1/HC+.004) : U=U*UL*FR
680 IF ABS (UC-UL) > 4 THEN GOTO 610
690 PRINT "U=";UC
700 GOTO 240
710 INPUT "ARREGLO DE TUBOS ",A
720 INPUT "CLAVE DEL INTERCAMBIADOR ",E1
730 REM *****
740 REM ***** CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA *****
750 REM *****
760 DL=(12*(DL-3*DB)/PI)*
770 DF=VV/(.785*(D1^2-D2^2)*.44)
780 DO=DO*(1-RT)/(1-RT+.44) : DL=DL*DO : DT=DT*DO
790 INPUT "CON RE1 Y LA FIG. 51 DAME EL FAC. DE FRIC. ",F1
800 FC=DO*(1+(A*DF)/V) : F1=FC*(1+.25*(A*V))
810 CLS :KEY OFF:PRINT : PRINT
820 PRINT "
830 PRINT " INTERCAMBIADOR DE CALOR : ";E1:PRINT:PRINT
840 PRINT " UNIDADES "
850 PRINT " CARGA TERMICA : ";Q:PRINT "BTU/hr":PRINT
860 PRINT " AREA DE TRANSFERENCIA : ";A:PRINT "ft^2":PRINT
870 PRINT " COEFICIENTE GLOBAL DE "
880 PRINT " TRANSFERENCIA DE CALOR : ";G:PRINT "BTU/hr ft^2 F"
890 PRINT :PRINT"
900 PRINT " AREA DE LOS TUBOS : ";A:PRINT
910 PRINT " LONGITUD DE LOS TUBOS : ";L:PRINT
920 PRINT " DIAMETRO DE LOS TUBOS : ";D:PRINT "ft":PRINT
930 PRINT " CAIDA DE PRESION EN TUBOS : ";P:PRINT "psi":PRINT
940 PRINT " CARGA EN LA CORAZA : ";Q:PRINT
950 PRINT " DIAMETRO DE LA CORAZA : ";D:PRINT "in":PRINT
960 PRINT " NUMERO DE PASADOS : ";N:PRINT
970 PRINT " ESPESOR DE MANIFOLD : ";E:PRINT "in":PRINT
980 PRINT " CAIDA DE PRESION CORAZA : ";P:PRINT "psi":PRINT
990 PRINT " FLUJO AGUA DE ENTRADA/SAIDA : ";V:PRINT "GPM":PRINT

```

INTERCAMBIADOR DE CALDR : EA-1101

	UNIDADES
CARGA TERMICA	= 4165846 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	= 660.2583 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :	CUADRO
NUMERO DE TUBOS	= 336
LONGITUD DE LOS TUBOS	= 10 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	= .62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	= .6806802 PSI
PASOS EN LA CORAZA	= 2
DIAMETRO DE LA CORAZA	= 23.25 in
4. NUMERO DE MAMPARAS	=
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS	= 23.25 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	= .2321661 PSI
FLUJO DE VAPOR	= 37355.15 lb/hr

```

480 HF=(.785*D1^2-.785*D2^2)*.46
490 XF=(D1-NC*D)*B : GR=WF/C/(25*HF*FV) : GS=WF/C/(25*XF*FV)
500 RN=(124*DD*GR)/MV:RT=(124*DG*GS)/MV
510 PRINT "NRE L";RN:PRINT "NRE T";RT
520 INPUT "APARTIR DE LA FIG. 49 Y 50 EL DAME EL NRE T DAME DL Y DT ",DL,DT
530 HL=JL*CV1GR/(.00028*(CV1MV/DT)^.75)
540 HT=JT*CV1GS/(.00028*(CV1MV/DL)^.75)
550 HP=.69*HL+.31*HT
560 QH=GV*CV*(T1-T2)
570 HE=(HP+QH)/(T1-T2)*.41E
580 QH=Q1*CV*(T1-T2)
590 HQ=(QH+Q2)/(QW/HE+Q2/HP)
600 CT=(QW+Q2)/(AR*HQ)
610 FC=(LM-CT)/LH : FR=(CL*ML*.42)/ML
620 VM=V/(NC*LT)
630 AC=1.85*VM/ML : PRINT "REYNOLDS ";AC
640 INFL "CON EL REYNOLDS Y LA FIG. 50 DAME DC ",DC
650 HC=JC*KL*.654Q*(S2/ML)^.2/3
660 U=1/(1/HC+1/HL+.064)
670 UL=1/(1/HC+1/HT+.064)
680 IF ABS (HC-UL) < .4 THEN 710
690 PRINT "NO ";LC
700 GOTO 240
710 INFL "ARREGLO DE TUBOS ",A#
720 INPUT "CLAVE DEL INTERCAMBIADOR ",B#
730 REM *****
740 REM ***** CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA *****
750 REM *****
760 N=(12*(L1-3*DR)/P)-1
770 QP=QW/(.785*(D1^2-D2^2)*.46)
780 NRE=(D1-D2)*1.133*QP*1.2546/(.00028*V)^.75 RT "RT"
790 INPUT "CON RT Y LA FIG. 51 DAME EL FAC. DE FRIC. ",FT
795 PC=RT*(1.455*FV) : FZ=RT*(50.267*(220*FV)
800 FC=(PC+FZ)/QW-1)
810 CLS :KEY OFF:PRINT : PRINT
820 PRINT " INTERCAMBIADOR DE CALOR : ";D1:PRINT:PRINT
830 PRINT " UNIDADES "
840 PRINT " CORAZA TRENIDA : ";D2:PRINT " BTU/hr";PRINT
850 PRINT " AREA DE TRANSFERENCIA : ";AR:PRINT " ft2";PRINT
860 PRINT " COEFICIENTE GLOBAL DE "
870 PRINT " TRANSFERENCIA DE CALOR : ";HQ:PRINT " BTU/hr ft2 F"
880 PRINT " ARREGLO DE LOS TUBOS : ";A#:PRINT
890 PRINT " NUMERO DE TUBOS : ";N:PRINT
900 PRINT " LONGITUD DE LOS TUBOS : ";L1:PRINT " ft";PRINT
910 PRINT " DIAMETRO DE LOS TUBOS : ";D2:PRINT " in";PRINT
920 PRINT " CAIDA DE PRESION DE TUBOS : ";HT:PRINT " psig";PRINT
930 PRINT " PASES EN LA CORAZA : ";FR:PRINT
940 PRINT " DIAMETRO DE LA CORAZA : ";D1:PRINT " in";PRINT
950 PRINT " NUMERO DE PASOSAS : ";FC:PRINT
960 PRINT " ESPESOR DE PASOSAS : ";FZ:PRINT " in";PRINT
970 PRINT " CAIDA DE PRESION CORAZA : ";PC:PRINT " psig";PRINT
980 PRINT " FLUIDO AGUA DE REFRIGERACION : ";FV:PRINT " lbm/hr";PRINT

```

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1102

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	1215269 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	76.37867 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		CUADRO
NUMERO DE TUBOS	=	49
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	8 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS=		1.140216 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	2
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	10 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	9
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS=		10 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA=		11.29334 PSI
FLUJO DE VAPOR	=	8717.852 lb/hr

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1103

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	1.162102E+07 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	613.9005 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		CUADRO
NUMERO DE TUBOS	=	261
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	12 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	=	.7832994 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	2
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	21.25 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	6
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS	=	21.25 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	=	.3951866 PSI
FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	=	26351.52 lb/hr

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1104

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	53523 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	27.24196 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		CUADRO
NUMERO DE TUBOS	=	17
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	8 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS=		1.01171 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	3
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	8 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	11
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS=		8 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA=		2.664483E-03 PSI
FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO=		283.1905 lb/hr

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1106

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	8043014 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	3137.928 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		TRIANGULAR
NUMERO DE TUBOS	=	1332
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	12 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS=		1.435359 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	4
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	39 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	3
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS=		39 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA=		6.989284E-02 PSI
FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO=		42555.63 lb/hr

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1107

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	2834865 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	1535.596 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		CUADRO
NUMERO DE TUBOS	=	782
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	10 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS=		1.10573 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	2
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	35 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	2
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS=		35 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA=		7.788485E-05 PSI
FLUJO DE VAPOR	=	25420.24 lb/hr

INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1108

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	2414663 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	727.8433 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		CUADRO
NUMERO DE TUBOS	=	371
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	10 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS=		1.431718 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	4
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	25 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	4
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS=		25 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA=		1.413999E-02 PSI
FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO=		12776 lb/hr

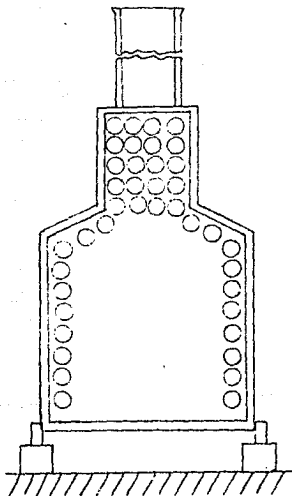
INTERCAMBIADOR DE CALOR : EA-1109

UNIDADES

CARGA TERMICA	=	1922902 BTU/hr
AREA DE TRANSFERENCIA	=	1123.233 ft ²
ARREGLO DE LOS TUBOS :		TRIANGULAR
NUMERO DE TUBOS	=	572
LONGITUD DE LOS TUBOS	=	10 ft
DIAMETRO DE LOS TUBOS	=	.62 in
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	=	.9485896 PSI
PASOS EN LA CORAZA	=	2
DIAMETRO DE LA CORAZA	=	27 in
NUMERO DE MAMPARAS	=	3
ESPACIAMIENTO DE LAS MAMPARAS	=	27 in
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	=	1.687526E-02 PSI
FLUJO DE VAPOR	=	21221.74 lb/hr

B.7 MEMORIA DE CALCULO Y RESULTADOS DEL DISEÑO TERMICO DEL CALENTADOR A FUEGO DIRECTO.

Diseño Térmico del Calentador a Fuego Directo BA-1101/2



Datos:

Flujo:

Temperatura de Entrada: 100 °C

Temperatura de Salida: 454.4°C

Combustible: Combustoleo

Poder Calorífico Inferior (LHV): 16,350 BTU/lb

Calor de Diseño: 10×10^6 BTU/hr

Memoria de Cálculo

1.- Cálculos Preliminares

a) Calor liberado

$$Q_{\text{lib}} = Q_{\text{diseño}} / \eta$$

$$Q_{\text{diseño}} = 50 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$\eta = 79\%$$

$$Q_{\text{lib}} = 50 \times 10^6 / 0.79 = 62.5 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

b) Flujo de Combustible:

$$\text{lb de combustible/hr} = Q_{\text{lib}} / \text{LHV}$$

$$\text{lb de combustible/hr} = 62.5 \times 10^6 \text{ BTU/hr} / 16,851 \text{ BTU/lb} = 3.709 \text{ lb/hr}$$

c) Suponiendo una combustión completa, y haciendo cálculos estequiométricos se obtiene:

$$\text{lb aire totales/hr} = 64,321.097 \text{ lb/hr}$$

$$\text{lb gases a la salida/hr} = 65,235.636 \text{ lb/hr}$$

Composición de los gases de combustión:

$$Y_{\text{CO}_2} = 0.1291$$

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0517$$

$$Y_{\text{SO}_2} = 0.0002$$

$$Y_{\text{O}_2} = 0.0604$$

$$Y_{\text{N}_2} = 0.7586$$

Concentración de los gases absorbentes:

$$Y_{\text{CO}_2} + Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.1291 + 0.0517 = 0.1808$$

2.- N° de Celdas

Según la experiencia es recomendable tener por celda una liberación de calor aproximadamente 60 MM BTU/hr por lo que para nuestro caso tendremos que usar 1 celda

3.- N° de pasos

Es determinado en base a una masa velocidad recomendada, que es función del servicio deseado. Para calentador generador de vapor $G_{mc} = 100-150$ lb/ft² seg (Tabla 5.15*)

$$G/celda = (Wror/1)SD/Af \times Np \times 3600$$

donde:

Wror = lb/hr fluido proceso

Af = Area de flujo (ft²)

Np = N° de pasos

SD = Sobrediseño

El diámetro de tubo usado en este tipo de equipos es 3" y 6" de diámetro nominal.

4.- Areas de Flujo

$$\text{Para 3" } Af = (\pi/4)(3.026/12)^2 = 0.049941 \text{ ft}^2$$

$$\text{Para 6" } Af = (\pi/4)(6.065/12)^2 = 0.2006 \text{ ft}^2$$

$$G/celda = (\quad \times 1.211 \text{ lb/hr}) / (Af \times Np \times 3600)$$

* Cuaderno de posgrado N°9 Diseño de Equipo pag.108

Nº de pasos	$\Delta=3''$	$\phi =6''$
2	405.11	263.44
4	106.20	131.72
6	16.56	87.81

Según cálculos hechos podríamos escoger 2 pasos con $\Delta N = 3''$.

$$N_p = 2 \quad G = 350 \text{ lb/seg ft}^2 \quad \phi = 3''$$

5.- Flux Recomendado (Q/A)

El flux recomendado según el servicio requerido está en un rango de 9000-13000 BTU/hr ft^2 (tabla 1*)

6.- Carga térmica secc. radiación

Se considera entre 0.62 - 0.67 carga térmica de diseño

$$Q_{TRAD} = (50 \times 10^6) \times 0.60 = 30 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Area por celda: 'secc. rad.)

$$Q_{TRAD}/\text{FLUX. CALOR} = 30 \times 10^6 / 13000 = 2307.70 \text{ ft}^2$$

7.- Dimensiones por celda

Para calentadoras horizontales es recomendable tener las relaciones siguientes:

$$1.4 \quad H/A \quad 2.0$$

H = Altura horno

$$2.2 \quad L/A \quad 5.0$$

A = ancho cámara de combustión

L = Largo cámara de combustión

$$A_{TRAD}/\text{celda} = \pi (DE) L_{TR} \times N_{TR}/\text{celda}$$

con:

DE = Diámetro exterior de tubo ft.

L_{TR} = Long. tubos secc. radiación

A_{TR} = N° de tubos de radiación ; proponiendo una $L_{TR} = 50$ ft

$$N_{TRAD} = \frac{ATRAD}{\pi (DE) L_{TR}} = 2307.70 / (\pi \times 3.586/12 \times 50) = 49.16 \approx 49 \text{ tubos}$$

si $L/A = 5$, entonces $A = L/5 = 50/5 = 10$

A = ancho cámara de combustión

$$A = (N_{t \text{ techo}} - 1) pt + DO + 8 DN$$

donde

Pt = pitch = 2 DN

DN = Diámetro Nominal de tubos (3")

DO = Diámetro Exterior de tubos (3.025")

Despejando

$$N_{t \text{ techo}} = (A - DO - 8 DN) / pt \quad (N_{t \text{ techo}}) = \text{N° tubos en techo de cámara de combustión}$$

$$N_{t \text{ techo}} = (10 \times 12 - 3.586 - 8 \times 3) / 6 = 15.4 \approx 15$$

H = Altura de la cámara = $H_1 + H_2$

$$H_1 = (N_{t \text{ pared}} - 1) pt + 4 DN + DO \quad N_{t \text{ pared}} = \text{N° tubos en la pared}$$

$$N_{t \text{ pared}} = (N_{TRAD} - N_{t \text{ techo}}) \times \frac{1}{2} = (49 - 15) \times \frac{1}{2} = 17 \text{ tubos}$$

$$H_1 = 17 \times 8 + 4 \times 3 + 3.586 = 139.586 \text{ in} = 11.632 \text{ ft}$$

$H_2 = 0.25$ Ancho convecc.

$$\text{Ancho cono} = (Altcc + 1)pt + DE/12$$

donde

Ntec = N° tubos convecc. en c/cama = 6

$$\text{Ancho cono} = 7.3254/12 = 0.61045 \text{ entonces } H_2 = 2.4418$$

$$H_1 + H_2 = 11.632 + 2.4418 = 14.0738 \text{ ft}$$

$H/A = 14.0738/10 = 1.40738$, estando la relación dentro de los límites permitidos.

8.- Cálculo de Areas

$$\text{Area Total} = (H \times A)^2 + (H \times L)^2 + (A \times L)^2$$

$$\begin{aligned} \text{Pared Refrac.} &= (14.0638 \times 10)^2 + (14.0738 \times 50)^2 + (10 \times 50)^2 \\ &= 2\ 688.856\ \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Arp}_{\text{tw}} = \frac{\text{Area plano gris equiv. en pared}}{12} = \frac{\text{NTR} \times \text{Pt} \times \text{LI}}{12} = \frac{49 \times (3 \times 2) \times 60}{12} = 1\ 225\ \text{ft}$$

$$\text{Acp} = \text{Acp}_{\text{tw}} + \text{Acp}_{\text{te}}$$

Para este horno $\text{Acp}_{\text{te}} = 0$, ya que los tubos escudo no "VEN" secc. de radiación.

$$\text{Pt}/\text{DO} = 6/3.586 = 1.673; \alpha = 0.920 \quad (\text{Figura 4}^*)$$

$$\text{Acp}_{\text{tw}} = (0.92 \times 1\ 225) = 1154.6 = \alpha \text{Acp}$$

$$\begin{aligned} \text{Area refractario libre} &= \text{A}_{\text{total pared}} - \alpha \text{Acp} \\ &= 2688.856 - 1154.6 = 1534.256\ \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Rel. Areas:

$$\text{A ref libre} / \alpha \text{Acp} = 1534.256 / 1154.6 = 1.32$$

$$Q_R = Q_{\text{cp}} \times F \times T (T_g^4 - T_{\text{TUB}}^4) + 7.0 \text{Acp} F (T_g - T_{\text{TUB}})$$

$$T_{\text{TUBO}} = (600 + 950)/2 + 100 = 825^\circ\text{F}$$

PROM

$$\begin{aligned} Q_R &= 1154.6 \times F \times 1.73 \times 10^{-8} ((T_g + 460)^4 - 2.7264 \times 10^{12}) + 7 \times 1154.6 \times \\ &F (T_g - 825) \end{aligned} \quad \dots\dots(1)$$

Nota: La influencia de la temperatura de la pared del tubo sobre el color transferido en la sección de radiación es pequeño, por lo -

* Op-cit pag. 119

que al suponer un valor aproximado

$(T_{\text{TUBO}} + T_{\text{PROM}} + 100^{\circ}\text{F})$ no se comete gran error. El calor ----
FLUIDO

transferido en la sección de radiación depende principalmente de
la temperatura del gas T_g .

9.- Longitud Promedio del Haz Radiante.

$$L = 50'$$

$$A = 10' \quad \text{de la tabla 3} \cdot "L" = 2/3(\text{Volumen Horno})^{1/3}$$

$$H = 14.0738'$$

$$"L" = 2/3 (50 \times 10 \times 14.0738)^{1/3} = 16.7403 \text{ ft}$$

$$P_{\text{atm}} = 760 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Presión Parcial } p = (Y_{\text{CO}_2} + Y_{\text{H}_2\text{O}}) P_{\text{atm}} = 0.1808 \times 1 = .1808 \text{ atm}$$
$$p "L" = 0.1808 \times 16.7403 = 3.0266 \text{ atm. ft}$$

10.- Balance de Energia por Celda:

$$Q_{\text{lib}} + Q_{\text{aire}} + Q_{\text{comb}} + Q_{\text{rad}} + Q_{\text{pérdidas}} + Q_{\text{gases salida}}$$

$$Q_{\text{aire}} + W_{\text{aire}} + CP_{\text{aire}} (T_{\text{ent aire}} - T_{\text{ref.}})$$

$$Q_{\text{aire}} = (64 \ 321.097 \text{ lb aire/hr}) (0.248 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F})(77 - 66) ^{\circ}\text{F} =$$

$$175 \ 467.952 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{comb.}} = (3 \ 709 \text{ lb comb/hr}) (0.30 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F})(77-66)^{\circ}\text{F} = 12 \ 239.7 \text{ BTU/hr}$$

$Q_{\text{pérdidas}}$: el criterio para CPD rectangulares de aproximadamente 2%

$$= 0.02 \times 62.5 \times 10^6 = 1 \ 250 \ 000 \text{ BTU/hr}$$

Sustituyendo en la ecuación de balance de energía, se tiene:

$$62.5 \times 10^6 + 175 \ 467.952 + 12 \ 239.7 = 62 \ 686 \ 707.65 = Q_R + 1 \ 250 \ 000 + Q_{\text{gsal}}$$

* Op-cit pag 110

$$Q_{\text{gases salida}} = 61\,436\,707.65 - Q_R \quad \dots\dots(2)$$

$$Q_{\text{gases salida}} = W_{\text{gases comb}} \times a (T_g - T_{\text{ref.}}) + v/2 (T_{g_s}^2 - T_{\text{ref.}}^2)$$

$$a = 0.02353 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} \quad ; \quad v = 2.8105 \times 10^{-5} \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}^2$$

por tanto:

$$Q_{\text{g salida}} = 65\,235.636 \text{ lb}_g/\text{hr} (0.2353(T_g - 66) + 2.8105 \times 10^{-5} / 2 ((T_g + 460)^2 - (66 + 460)^2)) \quad \dots\dots(3)$$

El algoritmo para resolver las ecuaciones 1, 2 y 3 es el siguiente:

- a) Suponer T_g ($T_{\text{fluido}} < T_g < T_{\text{flama}} : 850 < T_g < 3\,038 \text{ } ^\circ\text{F}$)
- b) Con T_g y $P^*L^* = 3.026$ obtener E_g (emisividad gas) (de fig 5.44*)
- c) Con E_g y Ref. áreas obtener factor de intercambio térmico F de fig. 5.45**
- d) Evaluar Q_R con la ecuación 1
- e) Evaluar $Q_{\text{gases salida}}$ con la ecuación 2
- f) Evaluar $Q_{\text{g salida}}$ con la ecuación 3
- g) Comparar $Q_{\text{gases salida}}$ de los incisos e y f si son muy diferentes -- repetir los cálculos desde el inciso a

Iteraciones:

$T_g(^{\circ}\text{F})$	E_g	F	Q_R	$Q_{\text{g salida}}(2)$	$Q_{\text{g salida}}(3)$	$Q_{\text{g salida}}(1)/Q_{\text{g salida}}(2)$
1500	0.430	0.65	19 167 123.35	42 263 534.30	25 279 571.93	1.672
1700	0.465	0.63	23 417 012.11	33 019 695.54	29 105 241.35	1.134
1800	0.455	0.61	33 544 016.60	27 892 691.06	31 045 427.78	0.898
1750	0.460	0.62	30 800 603.70	30 636 103.89	30 073 042.76	1.018

* Cp-cit pag. 110

** Cp-cit pag. 110

11.- Carga Térmica Esperada en la Sección de Radiación

$$Q_R = 3\ 080\ 060.7\ \text{BTU/hr}$$

12.- Resultados

Horno tipo:	Caja horizontal
Flujo de combustible:	3 709 lb/hr
Area de transferencia de calor:	2 307.70 ft ²
Carga Térmica:	3 080 060.7 BTU/hr
Nº total de tubos:	49
Nº de tubos en el techo:	15
Nº de tubos por pared:	17
Diámetro de tubos:	3"
Longitud promedio de haz radiante:	16.74 ft
Altura del horno:	14.075 ft
Ancho del cono:	2.44 ft
Pasos en los tubos:	2
Flujo de aire:	64 321.07 lb/hr

B.8 LISTADO DEL PROGRAMA Y RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES DE PROCESO.

```

5 CLS: KEY OFF
10 REM *****
20 REM ***** PROGRAMA PARA EL DISEÑO DE RECIPIENTES DE PROCESO *****
30 REM *****
40 INPUT "ELIJA UNA OPCION: RECIPIENTE: 1)HORIZONTAL, 2)VERTICAL ",OP
50 INPUT "FLUJO DE VAP. [Kg/hr] ",FV:INPUT "FLUJO DE LIO. [Kg/hr] ",FL
60 INPUT "TR [min] ",TR: INPUT "DENS. VAP. [Kg/m3] ",DV
70 INPUT "DENS. LIO. [Kg/m3] ",DL: INPUT "ESFUERZO PERM. [Kg/cm2] ",ES
80 INPUT "PRESION DE DIS. [Kg/cm2] ",FD
90 F=(PD/(ES*.16*.8))/2.54 : FC=.3048
100 IF OP=2 THEN 500
110 VL=FL/(60*DL)*TR*1.2: VT=VL/.9
120 PRINT "Vtot ";VT/FC*3: PRINT "fc3 ";:PRINT "F ";F
130 INPUT "DAME EL DIAM. [ft] POR ABAKIANS ":DI: DI*FC:DI:GOSUB 140
135 GOTO 1000
140 AR=.7854*DI^2: HB=.152
150 HV=.15*DI: HM=.35*DI
160 R1=HB/DI : PRINT "hb/D ":R1:INPUT "DAME A1/A Y ZC DE TABLAS ",A1,Z
170 A1=A1*AR: VC=Z*.2618*DI^3
180 R2=HV/DI:PRINT "hv/D ":R2:INPUT "DAME A3/A DE TABLAS ",A3:A3*A3*AR
190 R3=HM/DI: PRINT "h1+h2/D ":R3: INPUT "DAME ZC DE TABLAS ",ZC
200 VC1=ZC*.2618*DI^3
210 VCT=VC1-VC
220 LR=(VL-VCT)/(AR-A1-A3):PRINT "L ":LR/FC: INPUT "Lcorr [ft] ",LM
230 LR=LM*FC: R4=LR/DI: IF OP=2 THEN 245
240 IF R4<2 OR R4>=4.9 THEN PRINT "L/D ":R4: GOTO 130
243 GOTO 250
245 IF R4>=4.5 THEN RETURN
247 PRINT "L/D ":R4: GOTO 600
250 RETURN
500 REM
510 REM ***** RECIPIENTES VERTICALES *****
520 REM
530 F1=FL: F2=FV: D1=DL: D2=DV
540 FS=(F1/F2)*SQR(D2/D1) :PRINT "FACTOR DE SEPARACION":FS
550 INPUT "DAME EL FACTOR DE VELOCIDAD ",KV
560 KH=1.25*KV: UV=KH*SQR((D1-D2)/D2) :AV=F2/(UV*D2) : AT=AV/.2
570 DI=SQR(4*AT/S.1415) : VL=F1/(60*D1):1.2*TR: VT=VL*.9
573 GOSUB 140
575 GOTO 1000
600 PRINT "Vt ":VT :INPUT "DIAMETRO ",DI : DI=DI*FC: GOTO 573
1000 REM
1010 REM ***** IMPRESION DE RESULTADOS *****
1020 REM
1030 INPUT "CLAVE DEL RECIPIENTE ":RP#
1040 INPUT "TIPO DE CABEZAS ":CB#
1050 IF OP=1 THEN T$="HORIZONTAL":ELSE T$="VERTICAL"
1060 LPRINT :LPRINT :LPRINT :LPRINT " " :T: RECIPiente : "RP#
1065 LPRINT " ***"
1070 LPRINT :LPRINT " " POSICION : "T"
1080 LPRINT :LPRINT " " CABEZAS : "CB#
1090 LPRINT :LPRINT " " DIAMETRO = "DI:

```



```

1095 LPRINT " m 1";LPRINT USING "##.###";D1/FC;LPRINT " ft)"
1100 LPRINT :LPRINT "          LONGITUD   = ";LPRINT USING "##.###";LR;
1105 LPRINT " m 2";LPRINT USING "##.###";LR/FC;LPRINT " ft)"
1110 LPRINT "          NIVEL MIN   = ";LPRINT USING "##.###";HB;
1115 LPRINT " m 3";LPRINT USING "##.###";HB/FC;LPRINT " ft)"
1120 LPRINT "          NIVEL MAX   = ";LPRINT USING "##.###";HM;
1125 LPRINT " m 4";LPRINT USING "##.###";HM/FC;LPRINT " ft)"
1130 LPRINT "          VOL CABEZAS = ";LPRINT USING "##.###";VCT;
1135 LPRINT " m5";LPRINT USING "##.###";VCT/FC*3;LPRINT " ft3)"
1140 LPRINT :PRINT :END!!
1150 PRINT "COMO SE VENIA OTRO RECIPIENTE S/N ";INPUT D$
1160 IF D$="" THEN CLEAR: GOTO 5
1170 END

```

*** RECIPIENTE : FA-1101 ***

POSICION : VERTICAL
CABEZAS : TORRESFERICAS
DIAMETRO = 1.2192 m (4.000 ft)
LONGITUD = 5.4864 m (18.000 ft)
NIVEL MIN = 0.1520 m (0.499 ft)
NIVEL MAX = 1.0363 m (3.400 ft)
VOL CABEZAS = 0.4200 m³ (14.8321 ft³)

*** RECIPIENTE : FA-1102 ***

POSICION : HORIZONTAL
CABEZAS : TORRESFERICAS
DIAMETRO = 0.6096 m (2.000 ft)
LONGITUD = 2.4384 m (8.000 ft)
NIVEL MIN = 0.1520 m (0.499 ft)
NIVEL MAX = 0.5182 m (1.700 ft)

*** RECIPIENTE : FA-1103 ***

POSICION : HORIZONTAL
CABEZAS : TORIESFERICAS
DIAMETRO = 1.2192 m (4.000 ft)
LONGITUD = 3.6576 m (12.000 ft)
NIVEL MIN = 0.1520 m (0.499 ft)
NIVEL MAX = 1.0363 m (3.400 ft)
VOL CABEZAS = 0.4118 m3 (14.543 ft3)

*** RECIPIENTE : FA-1104 ***

POSICION : HORIZONTAL
CABEZAS : TORIESFERICAS
DIAMETRO = 0.7620 m (2.500 ft)
LONGITUD = 2.4384 m (8.000 ft)
NIVEL MIN = 0.1520 m (0.499 ft)
NIVEL MAX = 0.6477 m (2.125 ft)
VOL CABEZAS = 0.0924 m3 (3.264 ft3)

B.9 MEMORIA DE CALCULO Y RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO.

Dimensionamiento de los Tanques de Almacenamiento

Tanque de Almacenamiento FB-1101

El dimensionamiento se hizo tomando en cuenta el flujo volumétrico y un tiempo de residencia de almacenamiento.

1.- Determinación del Flujo Volumétrico:

$$FV = \text{Flujo/Densidad}$$

$$FV = 11465.03 \text{ Kg/hr} / 875.4 \text{ Kg/m}^3 = 13.096 \text{ m}^3/\text{hr}$$

2.- Considerando que se llenara con AIP cada 72 hrs e introduciendo un factor de riesgo del 15%, tenemos lo siguiente:

$$(13.096 \text{ m}^3/\text{hr})(72 \text{ hrs})(1.15) = 1084.42 \text{ m}^3$$

3.- Fijando una altura de 6 metros, obteneremos un área de:

$$1084.42 \text{ m}^3 / 6 \text{ m} = 180.737 \text{ m}^2$$

4.- Por lo tanto el diámetro del tanque de almacenamiento sera igual:

$$D = (4A/\pi)^{1/2} = (4(180.737 \text{ m}^2)/3.1416)^{1/2} = 15 \text{ m}$$

5.- Debido a que la L/D no es la adecuada para los tanques de almacenamiento regresamos al punto 3 fijando otra altura.

3.- Fijando una altura de 12 m obtenemos un diámetro de 10.72 m

$$L/D = 1.1$$

Este procedimiento se repite para los demás tanques de almacenamiento, obteniendo los siguientes resultados:

Tanque de Almacenamiento	Flujo Kg/hr	Densidad Kg/m ³	Flujo Vol. m ³ /hr	Altura m	Diámetro m	L/D
FB-1101	11465.03	875.4	13.096	12.0	10.72	1.11
FB-1102	12575.36	875.6	14.360	8.0	7.40	1.08
FB-1103	12575.36	875.6	14.360	8.0	7.40	1.08
FB-1104	12575.36	875.6	14.360	8.0	7.40	1.08
FB-1105	11465.03	875.4	13.096	12.0	10.72	1.11
FB-1106	11465.03	875.4	13.096	12.0	10.72	1.11

APENDICE C

C.1 Resultados del programa para la evaluación de costos fijos por el método modular de Guthrie.

**C.1 RESULTADOS DEL PROGRAMA PARA LA EVALUACION DE COSTOS FIJOS POR EL
METODO MODULAR DE GUTHRIE.**

 * RESULTADOS DEL *
 * COSTO DEL EQUIPO *

BOMBAS CENTRIFUGAS ACCIONADAS CON MOTOR

	COSTO DE 1968 (DOLARES)		COSTO AL AÑO SOLICITADO	
	AC AL C	ALEACION	DOLARES	PESOS
BOMBA CM(1)	864.4	1141.0	3763.1	8926064.0
BOMBA CM(2)	738.7	975.1	3216.0	7628371.0
BOMBA CM(3)	905.1	1194.8	3940.5	9346825.0
BOMBA CM(4)	912.1	1203.9	3970.8	9418544.0
BOMBA CM(5)	442.3	583.8	1925.5	4567339.0
BOMBA CM(6)	951.6	1256.2	4143.0	9827253.0
BOMBA CM(7)	1003.7	1324.9	4369.6	10364790.0

BOMBA CM (8)	715.3	944.2	3114.1	7386630.0
BOMBA CM (9)	649.5	857.3	2827.6	6702025.0
BOMBA CM (10)	633.4	836.1	2757.5	6540619.0
TOTAL	7816.1	10317.2	34027.7	89713770.0
DIFERENCIA TOTAL DE COSTO POR ALEACION			2501.1	

INTERCAMBIADORES DE CALOR

	COSTO DE 1968 (DOLARES)		COSTO AL AÑO SOLICITADO	
	AC AL C	ALEACION	DOLARES	PESOS
INTERCAMBIADOR (1)	6831.4	6831.4	22531.1	53443850.0
INTERCAMBIADOR (2)	312.6	312.6	1031.0	2445532.0
INTERCAMBIADOR (3)	6542.8	6542.8	21579.2	51185960.0
INTERCAMBIADOR (4)	288.3	288.3	950.8	2255181.0
INTERCAMBIADOR (5)	266.7	266.7	879.5	2086439.0
INTERCAMBIADOR (6)	17241.4	17241.4	57194.7	135665800.0
INTERCAMBIADOR (7)				

	11316.3	11316.3	37322.8	89529700.0
INTERCAMBIADOR (8)				
	7243.7	7243.7	23890.7	56668760.0
INTERCAMBIADOR (9)				
	9385.1	9385.1	30955.3	75421320.0
TOTAL	59528.3	59528.3	196333.3	465702600.0
DIFERENCIA TOTAL DE COSTO POR ALEACION			.0	

RECIPIENTES HORIZONTALES

	COSTO DE 1968 (DOLARES)		COSTO AL AÑO SOLICITADO	
	AC AL C	ALEACION	DOLARES	PESOS
RECIPIENTE H (1)				
	700.6	700.6	2310.6	5480740.0
RECIPIENTE H (2)				
	1644.7	1644.7	5424.5	12966900.0
RECIPIENTE H (3)				
	959.9	959.9	3166.0	7509799.0
TOTAL	3305.2	3305.2	10901.1	25857340.0
DIFERENCIA TOTAL DE COSTO POR ALEACION			.0	

RECIPIENTES VERTICALES

	COSTO DE 1968 (DOLARES)		COSTO AL AÑO SOLICITADO	
	AC AL C	ALEACION	DOLARES	PESOS
RECIPIENTE V (1)				
	5475.5	20095.0	66276.4	157207500.0

RECIPIENTE V (2)	5475.5	20095.0	66276.4	157207500.0
RECIPIENTE V (3)	5298.0	5298.0	17473.6	41447270.0
RECIPIENTE V (4)	24502.2	24502.2	80811.9	191625800.0
RECIPIENTE V (5)	19424.4	19424.4	64064.8	151961700.0
RECIPIENTE V (6)	16766.0	16766.0	55296.9	131164300.0
RECIPIENTE V (7)	1041.7	1041.7	3435.5	8149093.0
TOTAL	77983.2	107222.3	353635.5	838823400.0
DIFERENCIA TOTAL DE COSTO POR ALEACION			29239.0	

INTERNOS

	DOLARES	PESOS
COSTO TOTAL DE LOS PLATOS	100368.00	238072800.00
COSTO TOTAL DE EMPAQUES	5558.71	13165250.00
COSTO TOTAL DE INTERNOS	105926.71	251258050.00

COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS

COSTO DE 1968 (DOLARES)		COSTO AL AÑO SOLICITADO	
AC AL C	ALEACION	DOLARES	PESOS
148622.0	180372.9	594897.6	1411097000.0

RESULTADOS DEL MODULO
DE PROCESO

COSTOS TOTALES POR MATERIAL AUXILIAR

BOMBAS

	DOLARES	PESOS
ACERO	.00	.00
AISLAMIENTO	644.46	1528670.00
CONCRETO	1031.14	2445872.00
ELECTRICO	7991.36	18955500.00
INSTRUMENTACION	775.36	1854404.00
PINTURA	206.23	489174.30
TUBERIA	7785.13	18466330.00
MATERIALES EN CAMPO, m	18431.68	43719950.00
COSTO DIRECTO POR MATERIAL, E + m = M	44210.26	104866700.00
COSTO DIRECTO POR MANO DE OBRA EN CAMPO, L	17967.67	42619310.00
COSTO DIRECTO M&L	62177.93	147486000.00

COSTOS TOTALES POR MATERIAL AUXILIAR

INTERCAMBIADORES DE CALOR

	DOLARES	PESOS
ACERO	6086.33	14434780.00
AISLAMIENTO	9620.33	22819450.00
CONCRETO	10013.00	23750830.00
ELECTRICO	3926.67	9314052.00
INSTRUMENTACION	20026.00	47501660.00
PINTURA	981.67	2328517.00
TUBERIA	89527.98	212360400.00
MATERIALES EN CAMPO, m	140182.00	332511700.00
COSTO DIRECTO POR MATERIAL, E + m = M	336515.30	798214100.00
COSTO DIRECTO POR MANO DE OBRA EN CAMPO, L	123690.00	293392600.00
COSTO DIRECTO M&L	460205.30	1091607000.00

COSTOS TOTALES POR MATERIAL AUXILIAR

	DOLARES	PESOS
ACERO	872.09	2068587.00
AISLAMIENTO	872.09	2068587.00
CONCRETO	1090.11	2585734.00
ELECTRICO	545.05	1292867.00
INSTRUMENTACION	1253.62	2973595.00
PINTURA	141.71	336145.40
TUBERIA	6540.64	15514410.00
MATERIALES EN CAMPO,m	11315.31	26839920.00
COSTO DIRECTO POR MATERIAL, E + m = M		
	22216.38	52697260.00
COSTO DIRECTO POR MANO DE OBRA EN CAMPO,L	10817.86	25650480.00
COSTO DIRECTO M&L	33030.25	78347750.00

COSTOS TOTALES POR MATERIAL AUXILIAR

RECIPIENTES HORIZONTALES

	DOLARES	PESOS
ACERO	13374.43	31724150.00
ACERO	13374.43	31724150.00
CONCRETO	15946.44	37824950.00
ELECTRICO	13374.43	31724150.00
INSTRUMENTACION	15946.44	37824950.00
PINTURA	1286.00	3050399.00
TUBERIA	105709.40	250742800.00
MATERIALES EN CAMPO,m	165894.40	392501500.00
COSTO DIRECTO POR MATERIAL, E + m = M		
	427095.00	1003561000.00
COSTO DIRECTO POR MANO DE OBRA EN CAMPO,L	158178.40	375199100.00
COSTO DIRECTO M&L	581273.40	1378760000.00

COSTOS TOTALES POR MATERIAL AUXILIAR

COSTO TOTAL

	DOLARES	PESOS
ACERO	6958.42	16505370.00
ACERO	24511.31	58140840.00
CONCRETO	28080.69	66607390.00
ELECTRICO	25277.51	61086580.00
INSTRUMENTACION	77999.41	18134610.00
PINTURA	2615.61	6204132.00
TUBERIA	209563.20	497083900.00
MATERIALES EN CAMPO,m	375827.40	766573100.00
COSTO DIRECTO POR MATERIAL, E + m = M		
	666076.90	1959260000.00
COSTO DIRECTO POR MANO DE OBRA EN CAMPO,L	110649.20	276861500.00
COSTO DIRECTO M&L	1136687.00	2696221000.00

 * RESULTADOS DEL MODULO *
 * DE EDIFICIOS *
 * INDUSTRIALES *

	DOLARES	PESOS
OFICINAS ADMINISTRATIVAS	268526.70	637182400.00
EDIFICIO DE PROCESO	79115.04	187660900.00
CAFFETERIA	121734.00	288753100.00
ESTACIONAMIENTO	56396.77	133770100.00
COSTO TOTAL DEL MODULO	683634.50	1621580000.00

 * RESULTADOS DEL *
 * MODULO DE SERVICIOS *

	DOLARES	PESOS
SISTEMA DE GENERACION DE VAPOR	538979.10	1278459000.00
TANQUES DE ALMACENAMIENTO	346899.00	822544400.00
TORRE DE ENFRIAMIENTO Y DISTRIBUCION DE AGUA	133476.50	316606400.00
COSTO TOTAL DEL MODULO	1365955.00	3279978000.00

 * INVERSION FIJA *
 * TOTAL DE SERVICIOS S.A. *

(RESULTADOS REPORTADOS PARA EL AÑO 1989)

MODULO	DOLARES	PESES
EDIFICIOS INDUSTRIALES	683634.30	1621590000.00
PROCESO	1523166.00	3612931900.00
SERVICIOS AUXILIARES	1365935.00	3236930000.00
COSTO TOTAL DE LOS MODULOS	3572729.90	8474910000.00
CONTINGENCIAS Y HONORARIOS	643091.28	1525418000.00
INTERNOS	105926.71	251258050.00
DIFERENCIA POR ALEACION	104684.00	248310400.00
INVERSION FIJA TOTAL	4426432.19	10499492450.00

COSTOS PARA MARZO DE 1989