

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA



"ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO
PARA LA INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE ÁCIDO TEREFTÁLICO A
PARTIR DEL PARAXILENO"

TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUIMICO

Presentado por:

CERMEÑO SANCHEZ, JOEL VICENTE - COD. 830185D
LAGRAVERE CAMACHO, ALFREDO IGNACIO - COD. 830134K

LIMA - PERU

1999

*A mi esposa,
mi hija y mis padres
por su apoyo y comprensión
Joel C.*

*En memoria de mi padre,
a mi madre y a mi esposa
por su apoyo incondicional.
Alfredo L.*

AGRADECIMIENTO

Queremos agradecer a la señora Gladys Requejo Pacheco por sus consejos y colaboración en la edición del presente trabajo; al señor. Víctor Salazar, por su invalorable ayuda al proporcionarnos la información estadística necesaria de la Comunidad Andina.

Finalmente queremos agradecer a los señores C.P.C. Joel Cermeño Ramírez y C.P.C. Jesús Leyva Cermeño por su aliento incondicional para culminar el presente Proyecto.

INDICE

	Pág.
ABREVIATURAS	8
I. INTRODUCCION	9
II. RESUMEN	11
III. DESARROLLO DEL TEMA	
1. MATERIA PRIMA	
1.1 Disponibilidad.....	13
2. PRODUCTO	
2.1 Desarrollo histórico.....	19
2.2 Propiedades físicas.....	22
2.3 Aplicaciones Industriales.....	24
3. ESTUDIO DE MERCADO	
3.1 Antecedentes.....	31
3.2 Análisis de la demanda histórica.....	32
3.3 Determinación del mercado y participación del proyecto.....	40
3.4 Proyección de la demanda.....	42
4. TAMAÑO Y LOCALIZACION DE PLANTA	
4.1 Factores determinantes en el tamaño de la planta.....	46
4.2 Factores determinantes en la localización de la planta.....	49

5. INGENIERIA DEL PROYECTO

5.1	Procesos Disponibles.....	52
5.1.1	Henkel I.....	54
5.1.2	Henkel II.....	58
5.1.3	Mobil.....	61
5.1.4	PRP.....	64
5.1.5	Maruzen.....	66
5.1.6	Teijin.....	69
5.1.7	Toray.....	72
5.2	Selección del proceso.....	74
5.3	Descripción del proceso Amoco.....	77
5.4	Balance de Masa.....	90
5.5	Balance de Energía.....	99
5.6	Diseño de Equipos de Proceso.....	101
5.7	Seguridad Industrial y Medio Ambiente	102

6. INVERSION TOTAL

6.1	Inversión de Capital Fijo.....	104
6.1.1	Generalidades.....	104
6.1.2	Estimación de la Inversión de Equipos en términos FOB-USA...	104
6.1.3	Estimación de la Inversión de Capital Fijo.....	111
6.2	Inversión de Capital de Trabajo.....	112

	Pág.
7. COSTOS DE PRODUCCION, DEPRECIACION, VENTAS Y FINANCIAMIENTO	
7.1 Costos de Producción.....	113
7.1.1 Costos de Materias Primas.....	113
7.1.2 Costos Variables.....	113
7.1.3 Costos Fijos.....	114
7.1.4 Costo Total de Producción.....	115
7.2 Depreciación.....	116
7.3 Ventas.....	116
7.4 Financiamiento.....	117
8. ESTADOS FINANCIEROS	
8.1 Estado de Pérdidas y Ganancias Proyectado.....	119
8.2 Flujo de Caja Proyectado.....	122
8.3 Balance General Proyectado.....	124
8.4 Razones Financieras.....	127
8.4.1 Indices de Rentabilidad..	127
8.4.2 Indices de Operación o Actividad.....	129
8.4.3 Indices de Apalancamiento	131
8.4.4 Indices de Liquidez.....	133

	Pág.
9. JUSTIFICACION ECONOMICA DEL PROYECTO	
9.1 Rentabilidad del Proyecto.....	135
9.1.1 Valor Actual Neto (VAN).....	137
9.1.2 Tasa Interna Retorno(TIR).....	137
9.1.3 Período de Recupero (PR).....	138
9.1.4 Relación Beneficio-Costo (B/C)	138
9.1.5 Índice de Valor Presente (IVP).	139
9.2 Análisis de Sensibilidad.....	140
9.2.1 Sensibilidad al porcentaje de financiamiento.....	140
9.2.2 Sensibilidad al precio de venta.....	142
9.2.3 Sensibilidad al precio de la materia prima.....	144
IV. CONCLUSIONES.....	146
V. RECOMENDACIONES.....	149
VI. BIBLIOGRAFIA.....	151
VII APENDICE.....	157

ABREVIATURAS

TPA	Acido Tereftálico
MTA	Acido Tereftálico de baja pureza
PTA	Acido Paratoluico
DMT	Dimetil Tereftalato
4-CBA	4-Carboxibenzaldehido
BIS-HET	Bis(β -hidroxietil) tereftalato
PX	Paraxileno
PET	Polietilentereftalato (poliéster)
PBT	Polibutilentereftalato
MEK	Metiletilcetona
Co.Ac	Acetato de Cobalto Hidratado
Mn.Ac	Acetato de Manganeso Hidratado
Hac	Acido Acético
Cat.	Catalizador
CAN	Comunidad Andina de Naciones
PBI	Producto Bruto Interno
COR	Coeficiente de Regresión
ALADI	Asociación Latinoamericana de Desarrollo Industrial.

I. INTRODUCCION

La Industria Petroquímica Nacional es un sueño que se tiene desde hace tiempo, y con este trabajo se quiere colaborar en sus inicios, teniendo los empresarios privados la palabra.

La Industria Química y Petroquímica es una de las actividades manufactureras más dinámicas por sus altos índices de encadenamiento intro e interindustrial, por proveer de materias primas e insumos a otros sectores industriales, por sus importantes economías de escala y los efectos directos e indirectos en la generación de empleo y valor agregado en el conjunto de la economía.

Se ha recopilado la mayor información posible sobre el proceso de producción del Acido Tereftálico (TPA), de gran importancia por su demanda en el mercado interno y sus posibilidades de exportación a los países vecinos.

El Perú cuenta con recursos petroleros y de gas con los cuales se puede planificar el desarrollo energético y petroquímico del futuro.

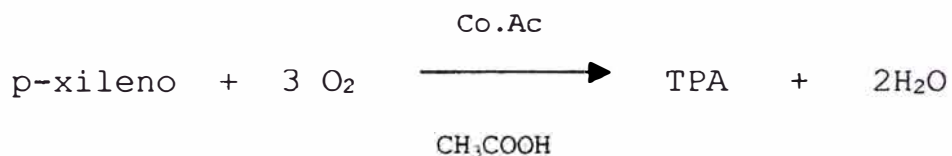
Los hallazgos de gas en Camisea ofrecen un promisorio horizonte como materia prima.

El Acido Tereftálico de alta pureza es uno de los productos intermediarios en la manufactura del polietilentereftalato, polímero que luego es procesado en fibras de poliéster, películas, etc. y cuyo consumo ha crecido en los últimos años de manera considerable.

II. RESUMEN

La producción del Acido Tereftálico (TPA), es una gran alternativa debido a que se trata de un producto químico usado ampliamente en la producción de materiales sintéticos tales como: fibras de poliéster de etilenglicol y butilenglicol, resinas moldeables para la fabricación de envases plásticos, películas, etc.

El TPA es obtenido a partir del paraxileno por oxidación con aire, en presencia de acetato de cobalto y manganeso como catalizador y bromuro de sodio como promotor. Esta reacción ocurre en fase líquida utilizando ácido acético como solvente. Las condiciones de operación son: temperatura de 200°C y presión de 20 atm. Se produce según la reacción:



El ácido así obtenido es impuro, no cumple las especificaciones para su uso en la producción de fibras de poliéster por lo que es necesario purificarlo mediante lavado y posterior cristalización obteniéndose así una pureza superior al 90%.

El consumo de este producto a través de los años va en aumento como consecuencia del aumento en el consumo de fibra de poliéster y de los nuevos usos finales que se desarrollan.

En lo que respecta al mercado, se espera poder cubrir la demanda total de nuestro país y un porcentaje de la demanda de Colombia y Venezuela miembros de la Comunidad Andina de Naciones (CAN).

III. DESARROLLO DEL TEMA

1. MATERIA PRIMA

1.1 DISPONIBILIDAD

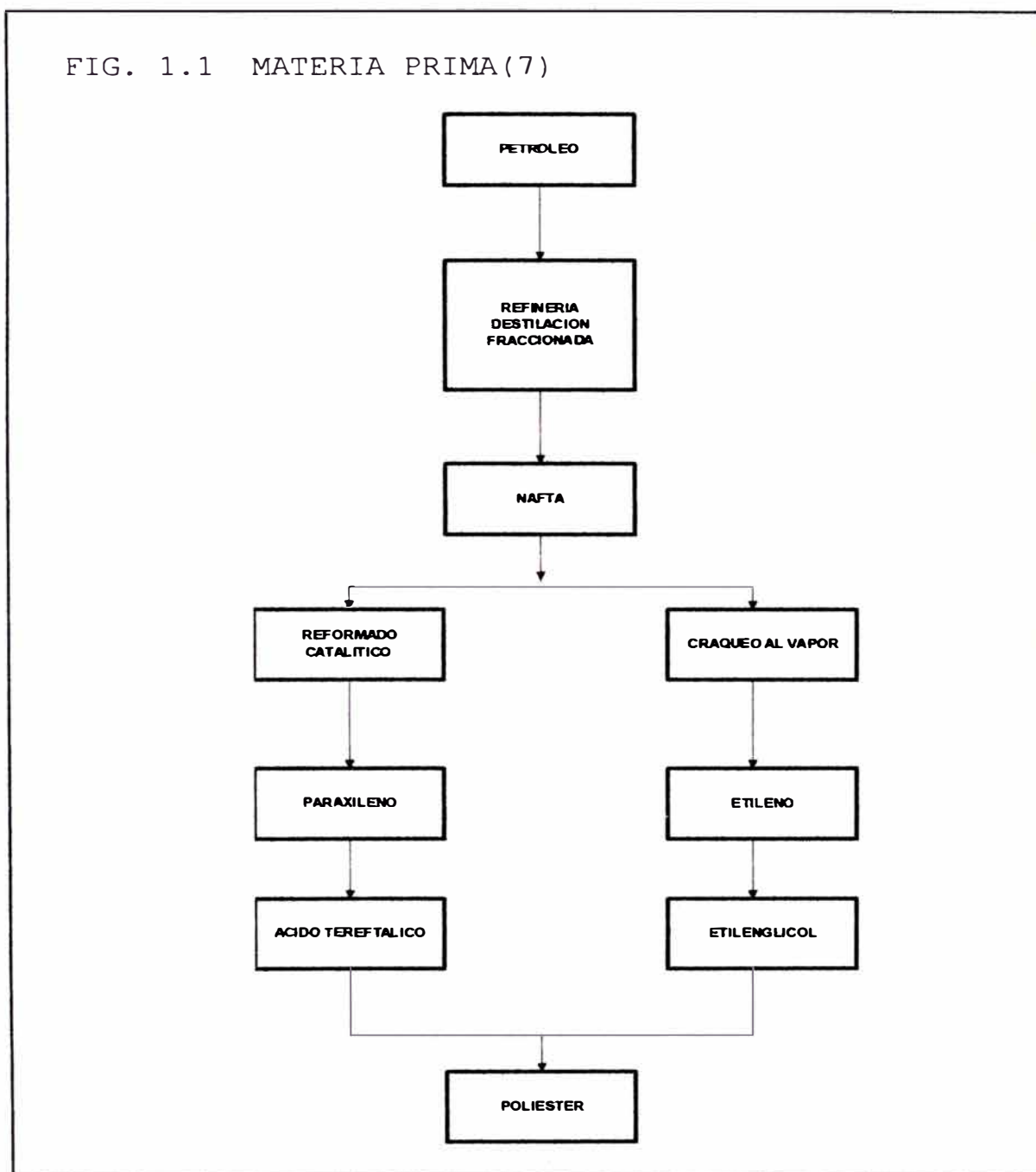
En la Industria Petroquímica el gas natural encuentra un amplio uso y puede decirse que se está convirtiendo en la principal fuente de materias primas. Esto debido a sus enormes ventajas para la fabricación de los compuestos petroquímicos básicos como las olefinas y aromáticos.

Existe una importante reserva de gas y condensados en nuestro país, en los campos de San Martín y Cashiriari, ubicados ambos en la zona de Camisea, provincia de La Convención, Región Inka.

Se estima que las reservas recuperables son del orden de 10.8 billones de pies cúbicos de gas y 725 millones de barriles líquidos del gas (36). Esto equivale a 2500 millones de barriles de petróleo, es decir alrededor de seis veces las actuales reservas probadas de petróleo crudo existentes en el país.

Actualmente el petróleo es la fuente de materias primas para las fibras sintéticas y es a partir

de su refinación que se obtiene la nafta. Esta a su vez sirve como alimentación para el reformado catalítico y craqueo al vapor, que son procesos utilizados para la obtención de aromáticos y olefinas, como se observa a continuación:



PARAXILENO

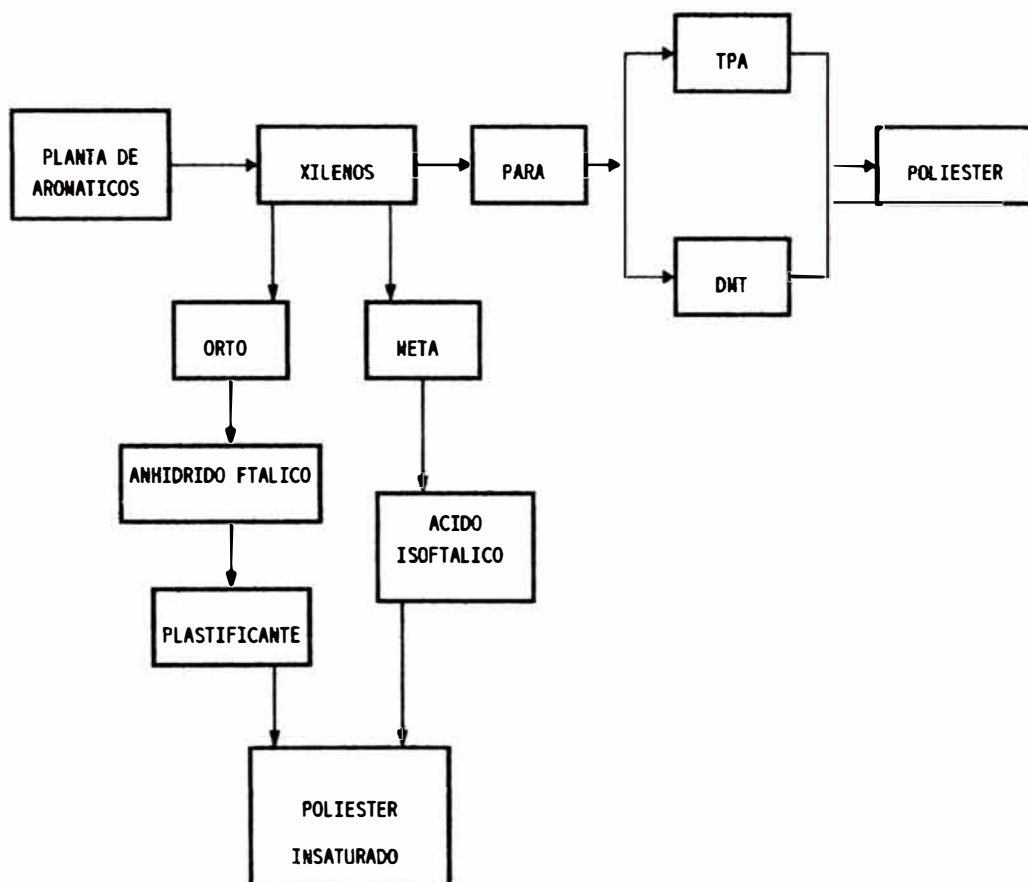
Del reformado catalítico se obtiene la mayor cantidad de aromáticos (7), los cuales contienen benceno, tolueno, xileno, etc. A partir de la mezcla de vapores de xilenos (orto, meta y para) se obtiene el paraxileno ó 1,4-dimetilbenceno de fórmula $C_6H_4(CH_3)_2$, que es materia prima para el Acido Tereftálico como se muestra en la figura 1.2

Debido a las propiedades físicas del paraxileno, el cual hierve a $0.653^\circ C$ por debajo del m-xileno, no puede ser económicamente separado por fraccionamiento y a causa de su alto punto de fusión, $38^\circ C$ más alto que el o-xileno, la mejor ruta es a baja temperatura de cristalización por ser el proceso original.

Aunque el proceso de adsorción se ha convertido en la opción en los últimos años y hoy cuenta con la casi tercera parte de la capacidad instalada. La unidad más grande de cristalización tiene una capacidad de 430 MTM/Año, mientras la unidad más grande de adsorción tiene la mitad de este tamaño. Ambos procesos pueden rendir paraxileno con una pureza cercana al 99.5%.

En nuestro estudio el paraxileno debe estar libre de impurezas, debido a que en la reacción de oxidación se formarían compuestos derivados de estas tales como; los ácidos isoftálico, benzoico, o-toluoico y la acetofenona que no pueden ser reciclados por que no son convertidos a TPA(31).

FIG. 1.2 DERIVADOS DEL XILENO(7)



Las propiedades típicas del paraxileno comercial son:

Composición(%)	Paraxileno	99.2
	Metaxileno	0.8
	No aromáticos	- -
Destilación(°C)	Inicial	138.0
	Punto de secado	138.6
	Gravedad específica	0.865
	Color de lavado ácido	1

Los mayores derivados del paraxileno son el Dimetiltereftalato (DMT) y el Acido Tereftálico (TPA) pero con un porcentaje mayor de TPA que DMT.

En el mundo entero hay suficiente paraxileno disponible, cubriendo la capacidad instalada y planeada los requerimientos hasta la próxima década(5).

La demanda de poliéster en términos del paraxileno (PX) requerido es mostrada en la tabla 1.1, con un valor de 1.34 millones toneladas métricas (MMTM) en 1970, la demanda creció a 3.66 MMTM en 1980 y a 7.04 MMTM en 1995. El crecimiento de 1970 a 1980 fue de 11% por año, más bajo que para el poliéster. Durante este período hubo mejoras en la eficiencia de procesos de manufactura del paraxileno, TPA, DMT y poliéster.

Desde 1980 el crecimiento de la demanda de paraxileno es paralelo a la del poliéster(5).

TABLA 1.1

Demanda Mundial de Paraxileno
Millones de Toneladas Métricas (MMTM)

1965	1970	1975	1980	1985	1990	1995
0.38	1.34	2.55	3.66	4.83	5.93	7.04

La Capacidad media de paraxileno en el mundo es de aproximadamente de 6 MMTM. Históricamente, la capacidad mundial de paraxileno ha sido más que suficiente para hacer frente la demanda, y se está proyectando esta tendencia estimada en 72%. En la tabla 1.2 se aprecia las diferentes capacidades por región.

TABLA 1.2

Capacidad por Regiones del PX

Región	MMTM			% Capacidad		
	1970	1980	1995	1970	1980	1995
CEE, USA y Japón	2.08	4.60	5.57	94	83	58
Todos los otros	0.14	0.96	3.97	6	17	42
Total mundial	2.22	5.56	9.54	100	100	100

CEE: Comunidad Económica Europea

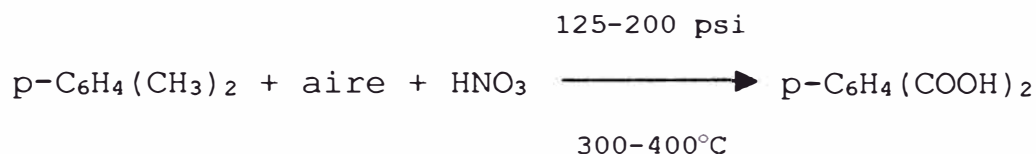
2. PRODUCTO

2.1 DESARROLLO HISTORICO

Inicialmente las fibras de poliéster se hacían a partir del dimetiltereftalato puro, obteniéndose ácido tereftálico crudo como intermediario en muchas plantas.

A mediados de 1960 algunos productores como la Mobil Chemical Co., Amoco Chemical Corp. y Japan Mitsubishi Chemical Industries, empezaron a producir ácido Tereftálico lo suficientemente puro para estereficarlos directamente con glicol, eliminando la etapa del DMT.

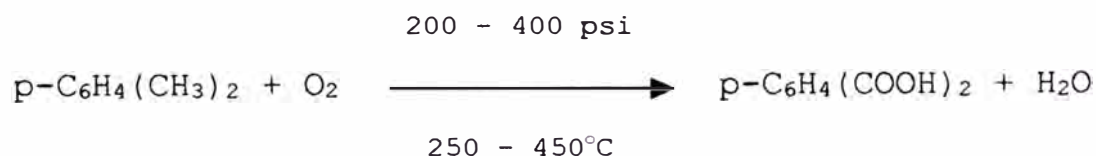
El TPA se podía producir por la misma oxidación catalítica usada para hacer anhídrido ftálico, usando paraxileno en lugar de ortoxileno en la alimentación. Pero el primer proceso industrial empleaba la oxidación en fase líquida con ácido nítrico acuoso (30-40%); según la siguiente reacción:



El TPA se separaba por precipitación y centrifugación, después se secaba y esterificaba con metanol a 150°C usando ácido sulfúrico como catalizador. El rendimiento era 90% molar pero la presencia de compuestos de nitrógeno hacía difícil la purificación y la recuperación de los óxidos de nitrógeno sobrecargaba seriamente la economía del sistema, por lo que fue abandonado a comienzos de 1970.

Este proceso ha sido reemplazado por oxidación con aire en solventes como el ácido acético, acetaldehído o metiletilcetona; en presencia de materiales catalíticos tales como sales de cobalto solubles en petróleo, sales de manganeso o sales de metales pesados (usualmente bromuros).

Esta reacción de oxidación puede realizarse en 2 etapas; primero formando el ácido toluoico y luego cambiando las condiciones para mejorar el rendimiento en una segunda oxidación:



El TPA de esta reacción se recupera por cristalización o extracción con solventes y secado. Este TPA es más puro que el de la oxidación en ácido nítrico; además la esterificación a metiltereftalato hace la purificación más fácil.

Se prefiere la producción de la fibra por medio del TPA ya que al tener menor peso molecular requiere 15% menos de monómero que al emplear la ruta del DMT. Además las fibras de poliéster de TPA tienen una resistencia mayor a la tensión, lo que las hace particularmente útiles en aplicaciones tales como amarrar tiras (14).

TABLA 2.1.1
ESPECIFICACIONES COMERCIALES DEL ACIDO TEREFTALICO

Características	TPA
Acido equivalente (mgKOH/g)	675 ± 2
Cenizas max. (ppm)	15
Metales max. (ppm)	10
Acido 4-formilo benzoico max. (ppm)	25
Contenido max. Humedad (% peso)	0.5
Color (Pt/Co) en solución 5% DMF max	10

2.2 PROPIEDADES FÍSICAS

En las siguientes tablas se pueden apreciar las características y propiedades físicas del TPA:

TABLA 2.2.1
CARACTERÍSTICAS DEL TPA

Concepto	Descripción
. Nombres comunes	: Acido Tereftálico, ácido ftálico, teftol, ácido 1,4 Bencenodicarboxílico
. Fórmula semidesarrollada:	p-HOOC-C ₆ H ₄ -COOH
. Fórmula global	: C ₈ H ₆ O ₄
. Peso molecular	: 166.14 gr./mol
. Composición	: C=57.83%, O=38.52%, H=3.64%
. Soluble	: en álcalis, alcohol caliente y ligeramente en agua fría 0.001 (solubilidad en 100 partes)
. Insoluble	: en la mayor parte de los solventes orgánicos como cloroformo, éter, ácido acético, etc.

TABLA 2.2.2
PROPIEDADES FÍSICAS DEL TPA

Concepto	Descripción
. Forma y color	: cristales o polvo blanco
. Punto de fusión	: ---
. Punto de sublimación	: 300°C (bajo 101.3 KPa abs.), 1 atm.
. Densidad relativa	: $d'_{sol} = 1.510$ (gravedad específica 68.0/39.2)
. Paracoro	: 343.1
. Calor de Disolución	: -4871 cal/mol de soluto
. Calor Específico	: 0.232 cal/gr°C
. Precaución	: Ligeramente irritante, poco tóxico, combustible
. Información Comercial:	El grado técnico se envasa en tambores o en bolsas de papel, polipropileno o Polietileno.

* Densidad relativa del TPA a 20°C respecto al agua a 4°C

2.3 APLICACIONES INDUSTRIALES

Casi todo el Acido Tereftálico grado polímero se utiliza en la fabricación de polietilentereftalato, polímero básico que se emplea en la fabricación de fibras, películas y resinas para botellas. La fibra de poliéster se usa en una gran cantidad de tejidos y fábricas de tejido de punto para ropa, cortinas y tapicería.

Las aplicaciones industriales incluyen bandas transportadoras y mangueras entre otras. Las películas de poliéster, cuando se recubren con una emulsión química se emplean como microfilms y placas para rayos X; en cambio cuando se recubren con una emulsión magnética se emplean en cintas de audio y vídeo; y cuando se recubren con un adhesivo se emplean en gran variedad de cintas para envoltura(35).

El envase de poliéster que actualmente tiene cada vez más aplicaciones, imita un cristal claro, ligero e irrompible, por tanto es sustituto ideal de los envases de cristal para las bebidas carbonatadas.

El Acido Tereftálico grado polímero se emplea en cantidades menos considerables en la producción de

adhesivos, recubrimientos y otros químicos específicos. El Acido Tereftálico grado polímero tiene otra aplicación como termoplásticos saturados, para resinas de uso en ingeniería. Estos polímeros son productos de la reacción e involucran al ácido tereftálico y a varios glicoles incluyendo al etilenglicol, 1,4-butadienol y/o 1,4-ciclohexadimetanol (35).

En la tabla siguiente se muestra la demanda histórica del poliéster en términos de materia prima usada, ya sea como TPA o DMT. Aquí se incluye los diferentes grados de pureza que están siendo comercializados y manufacturados como variantes de TPA y DMT.

TABLA 2.3.1
MATERIA PRIMA BASICA PARA LA PRODUCCION MUNDIAL DE
POLIÉSTER (5)

Como poliéster equiv.	Porcentaje Poliéster Total			
	1980	1985	1990	1997
DMT	85	72	55	47
TPA	15	28	45	53

Antes de 1964, no se comercializaba el TPA. Todo el poliéster se producía vía el DMT. Con la

introducción del TPA su uso en la manufactura de poliéster se ha incrementado progresivamente alcanzando 15% en 1980 y 45% en 1990 (TABLA 2.3.1).

Esto representó cerca del 53% de la producción total de 1997 y se espera que siga esta tendencia en los próximos años. Este rápido crecimiento en el mercado del poliéster, tiene una velocidad de crecimiento 10% al año en el Mundo (3).

El TPA se usa principalmente para hacer fibras de poliéster (85%) y películas. Entre las fibras se encuentran: Avlin (American Viscose), Blue C (Monsanto), Dacron (Du Pont), Encron (American Enka), Fortret (Fiber Industries), Kodel (Eastman), Quintess (Phillips), Trevira (Hystron), Vicron Tough Stuff (Braunit), etc. Estas se usan para fabricar tapas magnéticas, aislantes eléctricos, empaques, soportes fotográficos y en general para aplicaciones con alta resistencia. El TPA también se usa como un intermediario para herbicidas, en adhesivos, en tintas de impresión y revestimientos en pinturas y en alimentos complementarios de animales.

En la siguiente tabla se observa el incremento de la Producción Mundial de Poliéster desde el año 1975 hasta 1997.

TABLA 2.3.2
 PRODUCCION MUNDIAL DE POLIÉSTER POR MERCADOS (5)

	(millones de toneladas métricas)				
	1975	1980	1985	1990	1997
Fibra de poliéster	0.46	1.64	3.37	5.13	7.05
Película de poliéster	0.04	0.11	0.23	0.37	0.61
Botella de poliéster	-	-	-	0.18	0.50
Industriales (como poliéster equivalente)	0.01	0.03	0.05	0.10	0.16
TOTAL	0.51	1.78	3.65	5.78	8.32
% fibra del total	92	92	92	89	85

Existen por lo menos otros 2 tipos de ésteres tereftalatos que están creciendo en importancia comercial; estos son los poliésteres insaturados y el polibutilentereftalato (PBT), este último es un plástico ingenieril que presenta uno de los crecimientos más rápidos en inyección de plásticos moldeables.

Las rutas para obtener poliéster son varias como se puede apreciar en las figuras 2.3.1 y 2.3.2 utilizándose siempre el TPA en su preparación(13).

Las botellas de polietilentereftalato(PET) pueden ser recicladas mediante la tecnología desarrollada por la Universidad Tecnológica de Michigan (USA) (20).

FIG. 2.3.1 OBTENCION DE POLIÉSTER CON ETILENGLICOL (13)

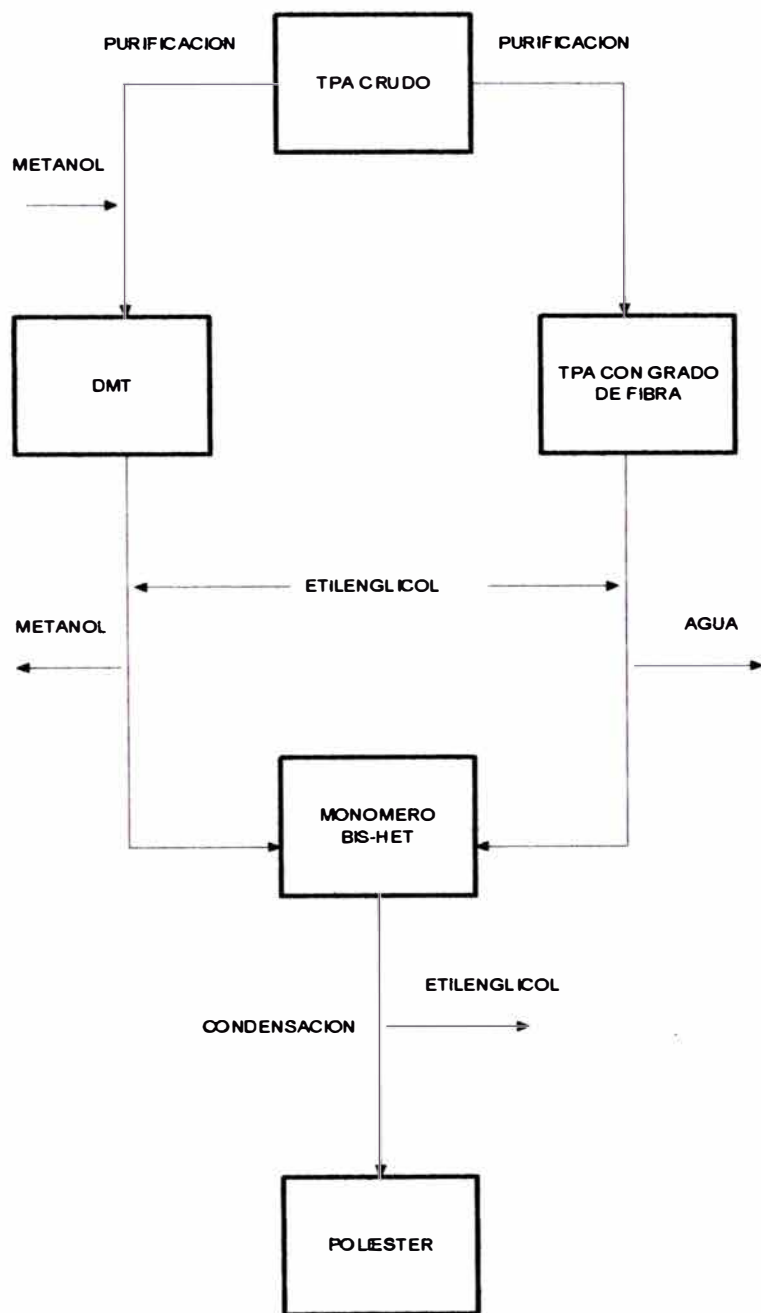


FIG. 2.3.2 OBTENCION DE POLIÉSTER CON OXIDO DE ETILENO (13)

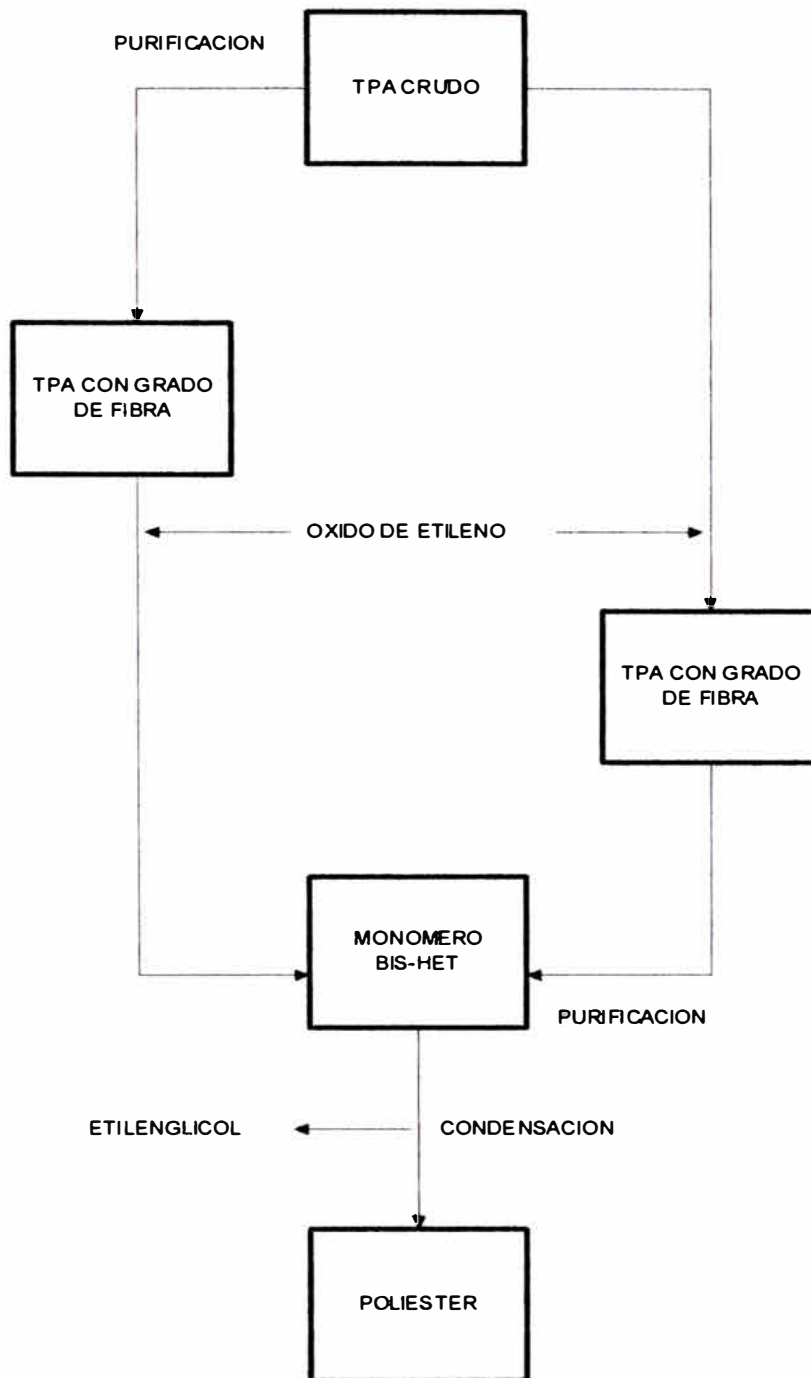
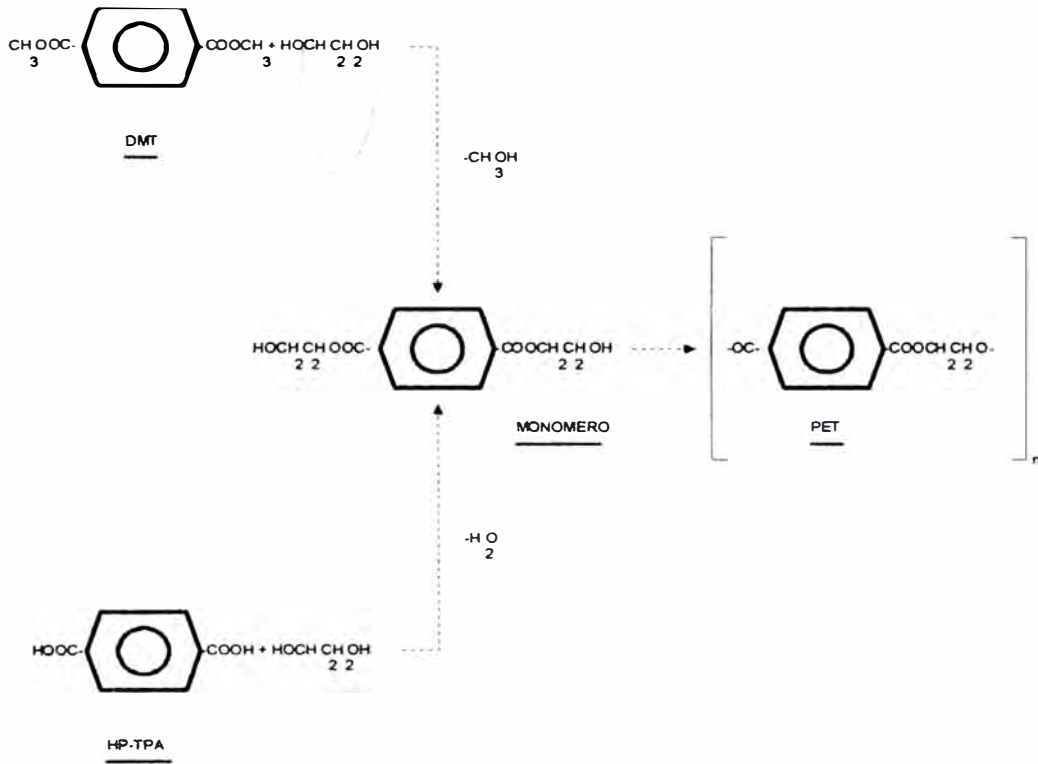


FIG. 2.3.3 PROCESOS DE POLIMERIZACION DEL POLIETILENTEREFTALATO (4)



3. ESTUDIO DE MERCADO

3.1 ANTECEDENTES

Ante el proceso de apertura al mundo y la mayor liberalización de las comunidades andinas, nuestro país adecuó sus mecanismos e instituciones para hacerlo compatible con esa nueva realidad.

Es así como de un sistema cerrado y estatista, basado en el modelo clásico de la sustitución de importaciones, con aranceles altos y serias restricciones a la inversión extranjera, se pasó a adoptar un modelo abierto de integración, donde rige la lógica del mercado a partir de ventajas competitivas, con una razonable protección a la producción nacional y con una normativa comunitaria que observa los estándares internacionales.

Esos cambios en la orientación del proceso andino de integración tomaron impulso a finales de la década de los ochenta y tuvieron su base de sustentación en la voluntad política de seguir adelante con los esfuerzos integracionistas de parte de los Presidentes Andinos. El CAN ha establecido una zona de libre comercio, ha adoptado un Arancel Externo Común dando un

paso decisivo a la configuración de una Unión Aduanera, ha liberalizado los servicios de transporte en sus diferentes modalidades y ha eliminado los obstáculos a la inversión extranjera.

3.2 ANALISIS DE LA DEMANDA HISTORICA

La demanda de ácido tereftálico (TPA) ha estado ligada con el dimetiltereftalato (DMT), debido al uso que ambos tienen en común en la producción de fibras, películas y resinas de poliéster.

En el mercado mundial, aproximadamente un 30% ha representado el uso de ácido tereftálico para este fin, hasta fines de la década de los setenta. Desde entonces este porcentaje tiende a revertirse a su favor, principalmente por el desarrollo de nuevos procesos que permiten obtener con mayor simplicidad y a menor costo ácido tereftálico de alta pureza, con el grado requerido para la producción de fibras y por la tendencia creciente al consumo de éstas.

El TPA estuvo en el puesto 11, con 24.392 millones de dólares entre los años 1992-1994 (promedio), y se encuentra en la distribución de los 75 productos químicos y petroquímicos no producidos en la Subregión

con importaciones de terceros países mayores a 5.000 millones de dólares. Además es el segundo producto químico importado desde México (39).

En la Tabla 3.2.1 vemos el incremento de la capacidad de producción mundial como consecuencia del incremento proporcional en la demanda, siendo los principales productores EE.UU., Japón y Europa Occidental (2).

TABLA 3.2.1
CAPACIDAD MUNDIAL TOTAL DE TPA Y DMT
(Miles de toneladas)

	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992
Europa Occid.	1131	1229	1419	1477	1778	1813	1898	1928	1938	1943
EE.UU.	1536	1556	1835	1960	2515	3001	3341	3431	3431	3431
Países americ.	14	44	84	160	168	228	228	288	288	288
Japón	777	907	969	1158	1158	1284	1284	1284	1284	1284
Países asiát.	50	50	50	76	85	135	455	615	695	705
Europa Orient.	235	235	265	315	381	415	415	415	415	415
Total	3743	4021	4622	5146	6085	6876	7621	7961	8051	8066

En la Comunidad Andina; Venezuela, Colombia y Perú son los principales consumidores. Ecuador en 1993 importó 36 Toneladas de TPA de Venezuela, y Bolivia no registra importaciones hasta 1997.

El principal abastecedor de Venezuela de 1990 a 1997 fue México y sólo en 1993 importó 502 Toneladas de la Unión Europea (Bélgica - Luxemburgo).

Colombia también importa principalmente de México y sólo en 1994 importó 50 Toneladas de Emiratos Arabes Unidos y 48 Toneladas de Venezuela.

Perú importó TPA del Reino Unido hasta 1987 y de los Estados Unidos hasta 1995. Actualmente compra TPA también a México (ver Apéndice - TABLA D.2).

En el entorno de la ALADI (en los países sudamericanos), el desarrollo histórico de la oferta y demanda ha mostrado déficit de capacidad de producción, tal es el caso de Chile (8) y Argentina que muestra que en el corto y mediano plazo persistirá esta situación como puede verse en el Tabla 3.2.3.

Importantes consumidores en este grupo lo son Brasil y México, cuya producción de TPA y derivados los ha hecho autosuficientes (ver Tablas 3.2.4 y 3.2.5).

TABLA 3.2.2

CONSUMO APARENTE DE TPA EN ABRAMEX EN 1986

	(miles de toneladas)		
	Argentina	Brasil	México
. TPA	2.0	86.0	110.0
. Población (millones de habitantes)	31.0	138.0	81.0

TABLA 3.2.3

ARGENTINA - OFERTA Y DEMANDA TOTAL DE TPA

(Miles de toneladas)

AÑO	PRODUCC.	IMPORT.	CONSUMO APARENTE	CAPACIDAD INSTALADA	SALDO
1979	15	1	16	29	13
1980	6	2	8	23	15
1981	7	6	13	23	10
1982	5	10	15	23	8
1983	6	14	20	23	3
1984	8	18	26	27	1
1985	9	7	16	30	14
1986	---	2	2	---	-2

TABLA 3.2.4

BRASIL - OFERTA Y DEMANDA TOTAL DE TPA
(Miles de toneladas)

AÑO	PRODUCC.	IMPORT.	EXPORT.	CONSUMO APARENTE	CAPACIDAD INSTALADA	SALDO
1979	67	2	-	69	90	21
1980	195	4	8	191	90	-101
1981	169	6	27	148	90	- 58
1982	56	9	8	57	90	33
1983	81	1	19	63	231	168
1984	114	1	37	78	90	12
1985	95	1	23	73	178	105
1986	89	-	3	86	90	4

TABLA 3.2.5
MEXICO - OFERTA Y DEMANDA TOTAL DE TPA
(Miles de toneladas)

AÑO	PRODUCC.	IMPORT.	EXPORT.	CONSUMO APARENTE	CAPACIDAD INSTALADA	SALDO
1979	198	5	2	202	356	154
1980	227	4	41	190	370	180
1981	271	4	76	199	395	196
1982	285	3	99	189	410	221
1983	348	1	129	220	452	232
1984	396	1	155	242	457	215
1985	430	1	174	257	482	225
1986	399	4	167	236	496	260

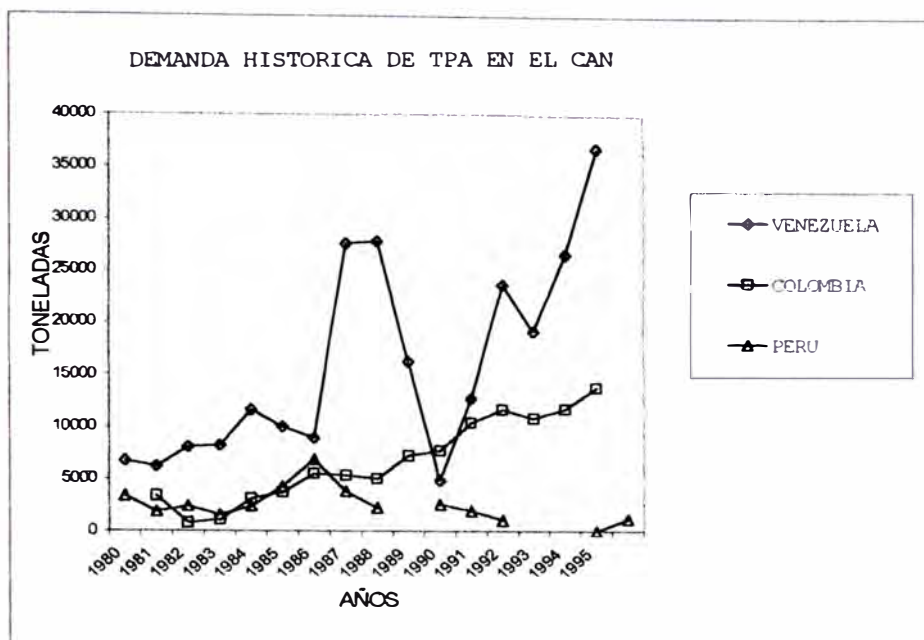
En la Tabla 3.2.6 y la figura 3.2.1 se observa el comportamiento de la demanda en los países miembros del CAN (Comunidad Andina) en los últimos 18 años. Durante este período se observa una clara tendencia creciente al consumo de ácido tereftálico.

TABLA 3.2.6
 IMPORTACIONES DE TPA
 (toneladas)

AÑO	VENEZUELA	COLOMBIA	PERU
1980	6743	-	3366
1981	6175	3392	1865
1982	8066	804	2390
1983	8220	1105	1555
1984	11643	3112	2400
1985	10034	3705	4259
1986	8950	5519	6917
1987	27621	5361	3846
1988	27852	5020	2259
1989	16313	7247	517
1990	4877	7730	2594
1991	12751	10423	1966
1992	23731	11693	1040
1993	19704	10838	-
1994	26599	11853	-
1995	36798	13802	3
1996	18292	6594	-
1997	29209	5962	1208

Fuente: Secretaría General de la Comunidad Andina

Figura 3.2.1



Como hemos mencionado, el TPA es usado principalmente para la producción de PET que a su vez es utilizado como materia prima para la fabricación de fibras y resinas, por tanto se ha considerado las importaciones de PET como parte del mercado de TPA por ser usado para estos fines.

En la TABLA 3.2.7, se observa el consumo de PET (importaciones) de los países del CAN y de Chile. Con este último se tienen conversaciones que consolidan la red de acuerdos de Chile con los miembros del CAN para ampliar la libre circulación de Bienes y Servicios, y abarca todos los productos de acuerdo al programa de desgravación arancelaria.

TABLA 3.2.7
 IMPORTACIONES DE POLIETILENTEREFALATO
 (EN FORMAS PRIMARIAS)
 (Toneladas)

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA	CHILE
1990	0	3501	5407	5301	1418	-
1991	4	2224	6180	6032	5543	7268
1992	254	7909	3786	6593	5902	12260
1993	2	4483	2295	10749	2991	11470
1994	0	8634	7280	6950	2584	12970
1995	0	6774	5016	10963	3016	16939
1996	830	7251	4326	13139	2174	13331
1997	1424	8976	5078	23282	2326	23751

3.3 DETERMINACION DEL MERCADO Y PARTICIPACION DEL PROYECTO

El TPA es uno de los productos en la Industria Química Orgánica de gran crecimiento desde 1970 en el Mundo, ya que es materia prima para la fabricación de fibras de poliéster, por lo que tienen gran acogida en el mercado nacional e internacional.

Nuestro mercado está formado principalmente por los países pertenecientes a la Comunidad Andina, y el Perú, para el cual se pretende cubrir la totalidad de su demanda y una parte de la demanda total de los países restantes (principalmente Venezuela y Colombia).

En este punto debemos resaltar la importancia de los esfuerzos realizados por la Junta del Acuerdo de Cartagena de propiciar el mercado de la Industria Petroquímica, promoviendo el comercio y producción subregional y dando lugar a la utilización de los mercados internos de los países miembros mediante el "Programa de Integración Industrial Petroquímico", y otras publicaciones en las cuales se informa de los acuerdos y decisiones tomadas en sus reuniones.

En la sesión de la Comisión del Acuerdo de Cartagena de Mayo de 1991, se decidió (Decisión 296) aprobar el nuevo Programa de Integración Industrial Petroquímico, en el cual se especifican los productos objeto del Programa, incluyéndose al Acido Tereftálico; en su artículo 3° y en su artículo 4° señala que estos productos podrán ser elaborados en las plantas que se localicen en el territorio de cualquiera de los países miembros participantes.

3.4 PROYECCION DE LA DEMANDA

Para proyectar la demanda se ha recopilado información de los países de la Comunidad Andina desde el año 1980 al 1997, tomándose en cuenta las siguientes variables:

- . Demanda de TPA en toneladas
- . Producto Bruto Interno manufacturero en millones de Dólares Americanos.

Para el Perú, Venezuela y Colombia se utilizaron las siguientes ecuaciones correlacionadas:

- | | | |
|-----|---------------------------|---|
| I | Regresión Lineal: | $y = A + B x'$ |
| II | Regresión Logarítmica: | $y = A + B \text{Ln } x'$ |
| III | Regresión Potencial: | $\text{Ln } y = \text{Ln } A + B \text{Ln } x'$ |
| IV | Regresión Exponencial: | $\text{Ln } y = \text{Ln } A + B x'$ |
| V | Regresión Lineal Inversa: | $y = A + B/ x'$ |

Donde:

- y: Demanda
- B: Coeficiente
- A y Ln A: Constantes
- x: PBI manufacturero

Utilizando estos modelos con los datos de demanda histórica y PBI manufacturero (ver Apéndice Sección D), se obtuvieron los Coeficientes de Regresión (COR) para cada una de los países, como se muestra a continuación;

COEFICIENTES DE REGRESION (COR)
DEMANDA DE TPA VS. PBI MANUFACTURERO

PAIS	I	II	III	IV	V
PERU	0.8068	0.8096	0.6848	0.6777	0.8098
VENEZUELA	0.8175	0.8091	0.8612	0.8636	0.8403
COLOMBIA	0.9598	0.9504	0.9267	0.9188	0.9389

Se seleccionaron las ecuaciones que tuvieron mayor coeficiente de regresión, obteniéndose los siguientes resultados:

. Regresión lineal inversa para el Perú:

$$D = 8949.224 - 20496271.2/PBI, \quad COR = 0.8098$$

. Regresión exponencial para Venezuela:

$$D = 167.9675 * \exp(4.89587e^{-4} * PBI), \quad COR = 0.8636$$

. Regresión Lineal para Colombia:

$$D = - 20037.909 + 3.96 * PBI, \quad COR = 0.9598$$

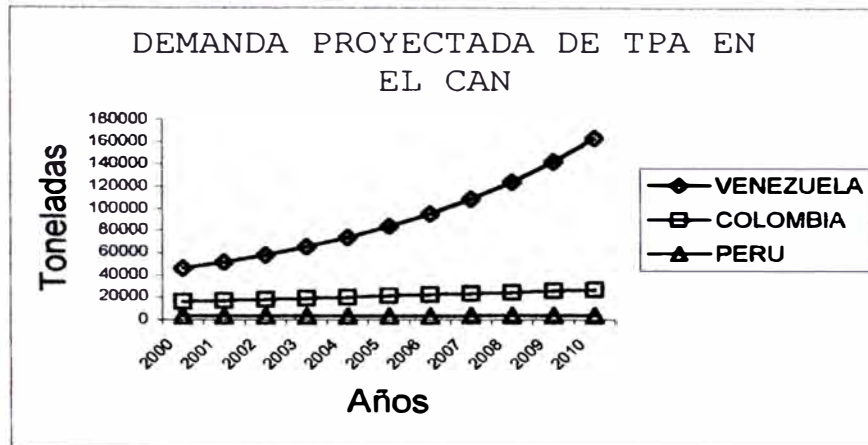
Se ha estimado un crecimiento anual del PBI manufacturero de 1.04% para el Perú, 2.6% para Colombia y 2.05% para Venezuela (correlación de datos históricos).

Por tanto, la demanda proyectada hasta el año 2010 del Perú, Colombia, Venezuela y el CAN, se muestra en la Tabla 3.4.1.y la figura 3.2.2.

TABLA 3.4.1
DEMANDA PROYECTADA (Toneladas)

AÑO	VENEZUELA	COLOMBIA	PERU	CAN
2000	46004	16408	3329	65741
2001	51626	17357	3387	72369
2002	58071	18330	3444	79846
2003	65480	19329	3501	88310
2004	74016	20353	3558	97927
2005	83876	21405	3613	108894
2006	95294	22483	3669	121445
2007	108550	23590	3723	135863
2008	123981	24725	3777	152484
2009	141994	25891	3831	171715
2010	163077	27086	3884	194046

Figura 3.2.2



Las tendencias de la oferta y la demanda en Argentina y Chile son de déficits de capacidad de producción en el corto y mediano plazo en el entorno inmediato. La tendencia indica también la existencia de excedentes de capacidad de fabricación en Brasil y México, países que competirán con el Grupo Andino en el abastecimiento de las áreas deficitarias que estén dentro de su campo de acción.

En Asia las mejores posibilidades de intercambio programado de producción petroquímica se darán en los países que constituyen la Asociación de Naciones del Sudeste Asiático, cuyo desarrollo petroquímico (excepto en Singapur) se encuentra retrasado.

4. TAMAÑO Y LOCALIZACION DE PLANTA

4.1 FACTORES DETERMINANTES EN EL TAMAÑO DE LA PLANTA

En el presente capítulo se especificará el tamaño o capacidad máxima de producción en el presente proyecto, según el análisis de los principales factores directos o indirectos que condicionan este tamaño de planta.

Los factores principales son:

*** Tamaño del Mercado**

El tamaño de planta de TPA, según este criterio, se determinó en función al volumen del mercado que se pretende cubrir. Las cifras del estudio de mercado nacional y subregional (CAN) muestran en los tres últimos años(1995-1997) un consumo total promedio de 38,000 toneladas/año (solamente de TPA).

Por tanto de acuerdo a las proyecciones se ha estimado un demanda de 50,000 toneladas/año para satisfacer el consumo del Perú, y la diferencia, para la demanda potencial de los demás países hasta el año 2010.

*** Disponibilidad de Materia Prima**

Según el proyecto, el horizonte de planeamiento es del 2001 al 2010, por tanto la materia prima utilizada para este proceso será importada desde México quien muestra una gran producción de paraxileno(ver TABLA 4.1.1), habiéndose considerado en la evaluación económica el precio internacional de este producto básico.

TABLA 4.1.1
 PRODUCCION DE PARAXILENO
 (Miles de toneladas)

AÑO	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
MTM	221	224	229	224	209	263	274	245	223	195	38*

* Hasta el mes de Febrero

Fuente: Petróleos Mexicanos PEMEX.

*** Capacidad y Tendencia Mundial de Producción de TPA**

En la siguiente tabla se aprecia algunos tamaños de planta en el mundo; siendo Estados Unidos el país con mayores tamaños de plantas por su gran mercado.

TABLA 4.1.2
RANGO DE CAPACIDADES DE FABRICACION DEL TPA
(MTM/Año)

1979	Reino Unido (250)	Japón (110)	Talla Mundial (150)
1982	USA (558) 109-1193	Japón (111) 50-170	Europa Occ. (156) 60-390
1986	URSS 115-230		
	Indonesia Planeamiento 150		

Notas:

- Las cifras son capacidades mínimas y máximas en una localidad dada. No necesariamente son capacidades por tren de producción, pudiendo haber más de una unidad de producción en una misma localidad.
- Las cifras entre paréntesis representan el promedio de las capacidades de todas las plantas registradas en los países y años mencionados.

A pesar de todo se ha detenido la tendencia a la construcción de plantas petroquímicas de gran tamaño, para favorecer la construcción de plantas de tamaño óptimo (economías de escala), con una menor inversión.

Las capacidades de producción mundial de DMT y TPA fueron cerca de 4.7×10^8 y 3.9×10^8 Ton/Año en 1984 y fueron también las mismas en 1986 como se muestra en la siguiente tabla(1).

TABLA 4.1.3
DISTRIBUCION MUNDIAL DE DMT/TPA

	<u>DMT / TPA</u>
Estados Unidos	1.95 / 1.35
Europa Occidental	1.02 / 0.68
Europa Oriental	> 0.80 / > 0.1
Asia y Este Lejano	0.21 / 0.67
Latino América	0.31 / 0.33
Canadá	- / -
Africa	- / -
Japón	0.39 / 0.75
Medio Este	0.06 / -

4.2 FACTORES DETERMINANTES EN LA LOCALIZACION DE LA PLANTA

Se determinará la ubicación óptima de la planta de TPA, dentro del territorio nacional. Dicha localización deberá minimizar los costos de transporte de materias primas, insumos y del mismo producto, que afectarán el costo de venta del TPA producido.

Entre los principales factores condicionantes tenemos:

*** Ubicación de mercados actuales y potenciales**

Este concepto involucra a aquellas regiones en las cuales actualmente se encuentran realmente establecidas los centros de consumo del TPA. Los consumidores son Venezuela y Colombia, y los consumidores nacionales se encuentran en Lima y Callao. Los mercados potenciales están relacionados directamente a otros países con los cuales tenemos convenios comerciales, tal es el caso de Chile y otros "Bloques Comerciales" como el Mercosur.

*** Ubicación de centros de abastecimiento de materia prima e insumos**

Este es uno de los factores principales para la localización de planta. Deberá ubicarse cerca de los Puertos de desembarco, puesto que el transporte de materia prima importada es por vía marítima, que sigue siendo la forma más económica de transporte, tal es el caso del paraxileno y otros productos que tienen bajo valor por tonelada o de volúmenes considerables.

*** Servicios Industriales y aspectos Tributarios**

Todos los servicios industriales están disponibles en Lima y Callao, ya sea agua, electricidad y sistemas de alcantarillado.

En el aspecto tributario el Gobierno con la creación de los Ceticos favorece al empresario por la disminución de impuestos, dando una posibilidad abierta.

Los resultados comparativos del Valor Actual Neto (VAN) de las alternativas de localización analizadas en el Apéndice (Sección B), son:

ALTERNATIVA	VAN (MUS \$)	Diferencia respecto a C
A. Pisco	7831.4	2276.1
B. Lima	11081.2	5525.9
C. Callao	5555.3	---

Se puede observar que en términos cuantitativos la mejor ubicación física corresponde a la localidad C(Callao), la cual muestra una gran diferencia respecto a una posible ubicación en la ciudad de Lima y una diferencia respetable con Pisco(2.276 millones de dólares), además es un puerto que cuenta con infraestructura para desembarque de todo tipo de productos. En consecuencia, la planta se debe localizar en el Callao.

5. INGENIERIA DEL PROYECTO

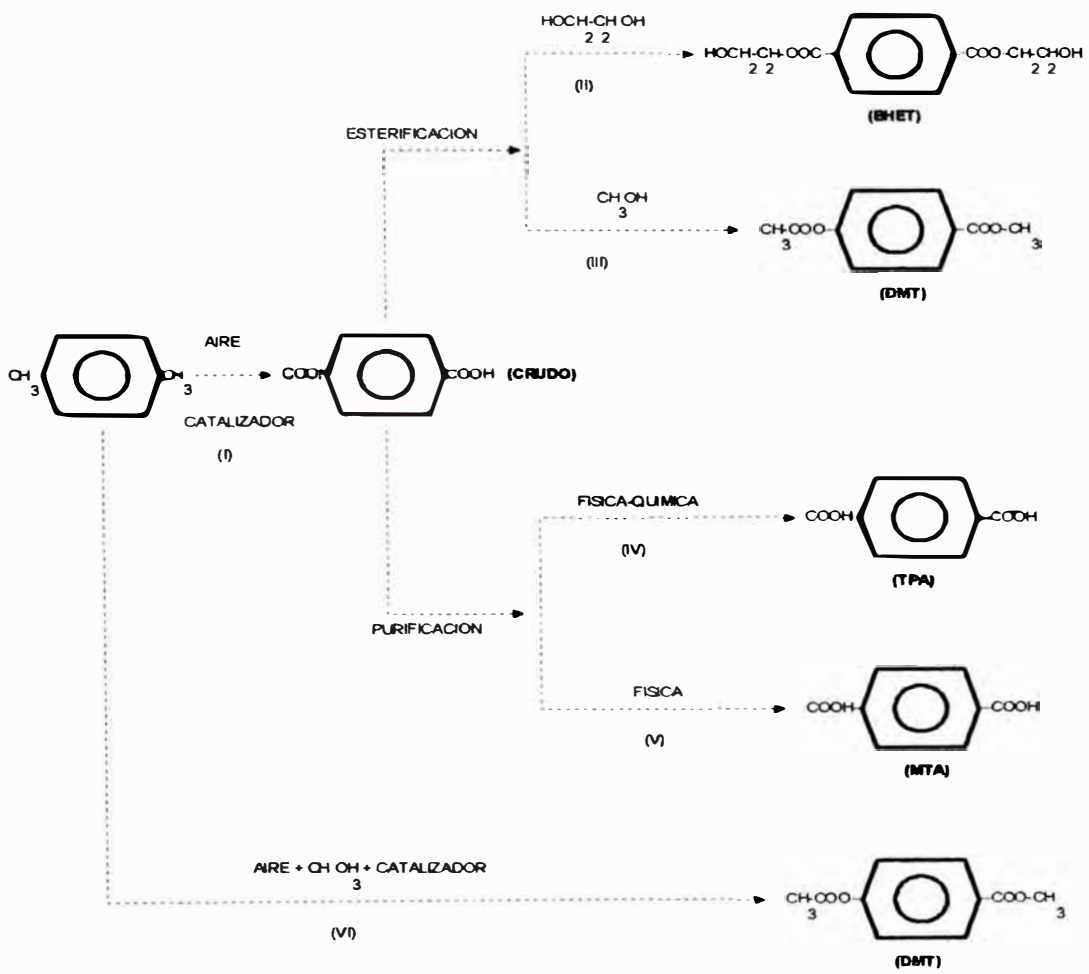
5.1 PROCESOS DISPONIBLES

En el esquema siguiente y en el anexo se describen las principales tecnologías como alternativas de producción.

PROCESO	COMPAÑIAS
I	Amoco, Eastman, Maruzen, Mitsubishi, Mitsui, Mobil, Teijin, Toray.
II	Nippon Soda, Teijin.
III	Amoco, Eastman, Huls.
IV	Amoco, Mitsubishi, Mobil.
V	Maruzen, Mitsubishi, Mitsui, Toray.
VI	Witten, Hercules.

En la Fig. 5.1.1 se aprecia que una vez formado el TPA crudo, se purifica mediante proceso físico-químico. El proceso elegido para obtener el DMT actualmente es la vía directa de oxidación y reacción con metanol.

FIG. 5.1.1 ALTERNATIVAS DE PRODUCCION (2)



5.1.1 PROCESO DE HENKEL I

Teijin y Kawasaki en Japón desarrollaron Henkel I (ver figura 5.1.2) basado en la reacción descubierta por Raecke de Henkel y Cía. GmbH.

En la primera etapa de su comercialización el TPA crudo era esterificado hacia DMT. Pero Teijin reemplazó rápidamente el proceso por la isomerización de sales de potasio del ácido ftálico; este método empleaba anhídrido ftálico o su precursor ortoxileno, como materia prima. Siendo sus 3 principales etapas:

***Isomerización:** Es la etapa esencial y la reacción es llevada bajo dióxido de carbono a una presión de $2 \cdot 10^6$ Pa abs. y 400°C en presencia de sales de cadmio ó zinc como catalizador y es seguida por reacciones de intercambio de las sales de potasio.

***Purificación:** El producto de isomerización es disuelto en agua y separado los materiales insolubles.

***Recuperación del Potasio:** En esta operación, el TPA es aislado por cristalización, mientras que las sales de los ácidos isoméricos son reciclados a la etapa de isomerización.

El esquema de transformación puede ser resumido como sigue:

Isomerización



Recuperación del potasio y separación del TPA:



La operación es más compleja en la práctica, el carácter balanceado de la isomerización y la presencia de sales de monopotasio de los diferentes ácidos deben ser tomados en cuenta.

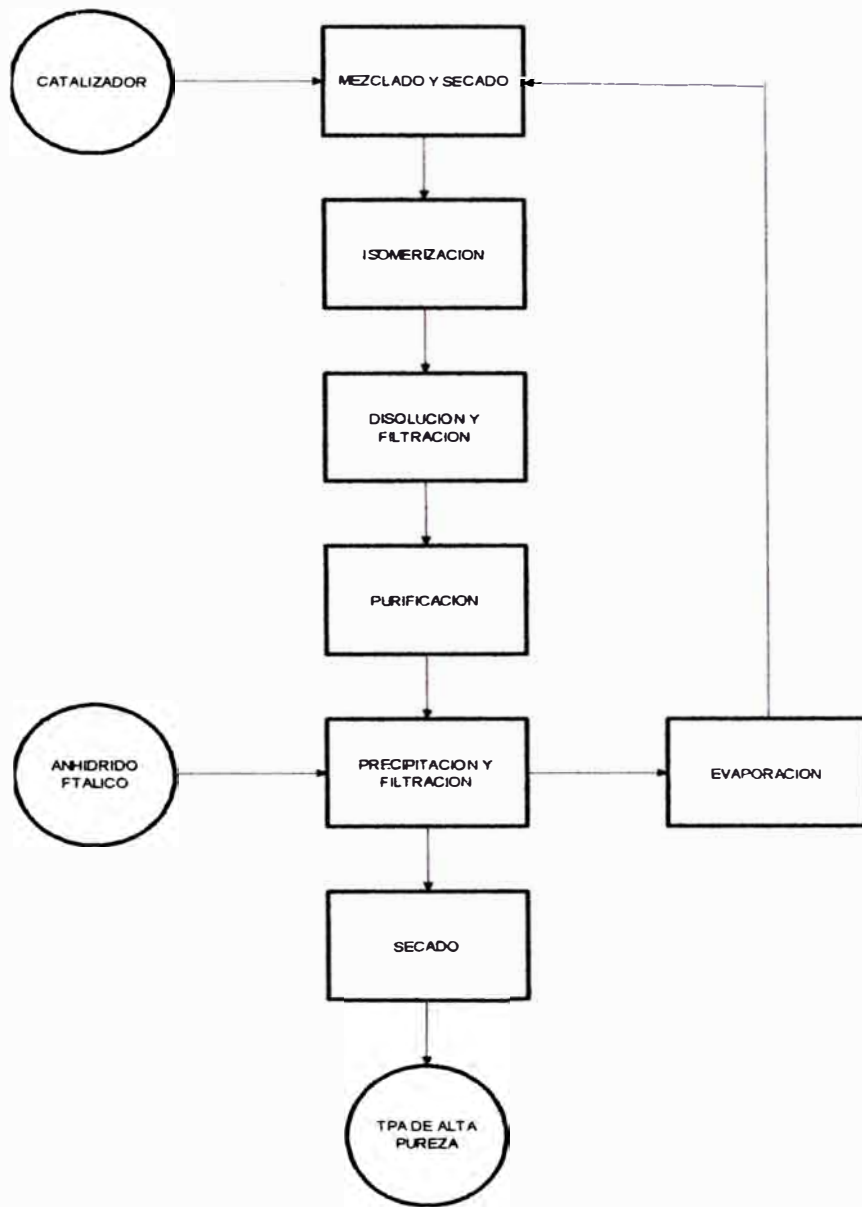
El rendimiento del anhídrido ftálico es mayor de 90% molar. En principio, la misma

transformación puede también ser conducida por el ácido isoftálico.

Para obtener un rendimiento total en relación al ortoxileno, es necesario considerar que en la etapa de producción del anhídrido ftálico, escasamente excede de 65 a 70% molar en la oxidación en fase gaseosa (reactor tipo Von Heyden).

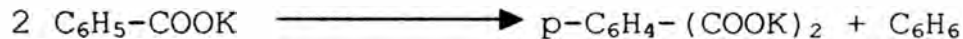
En la actualidad ninguna planta industrial emplea este proceso por ser antieconómico en comparación con otros métodos, por la escasa selectividad de la etapa de conversión del ortoxileno.

FIG. 5.1.2 PROCESO HENKEL -I (4)



5.1.2 PROCESO DE HENKEL II

Desarrollado en Alemania durante la Segunda Guerra Mundial, este proceso fue usado en Japón por Mitsubishi Chemical Industries con una planta de 25,000 ton/año hasta 1976. Es un proceso diferente al de Henkel I y usa la reacción de desproporción del ácido benzoico hacia TPA y benceno. Comenzando con tolueno mediante las siguientes reacciones:



El tolueno es oxidado en fase líquida en presencia de un catalizador soluble de cobalto. En la neutralización del ácido benzoico con hidróxido de potasio se obtiene un benzoato de potasio insoluble, el cual es separado por centrifugación. La desproporción del benzoato de potasio se genera entre 400 y 430°C, bajo una presión de $1.5 \cdot 10^6$ a $3 \cdot 10^6$ Pa abs. con CO_2 circulando, en presencia de un

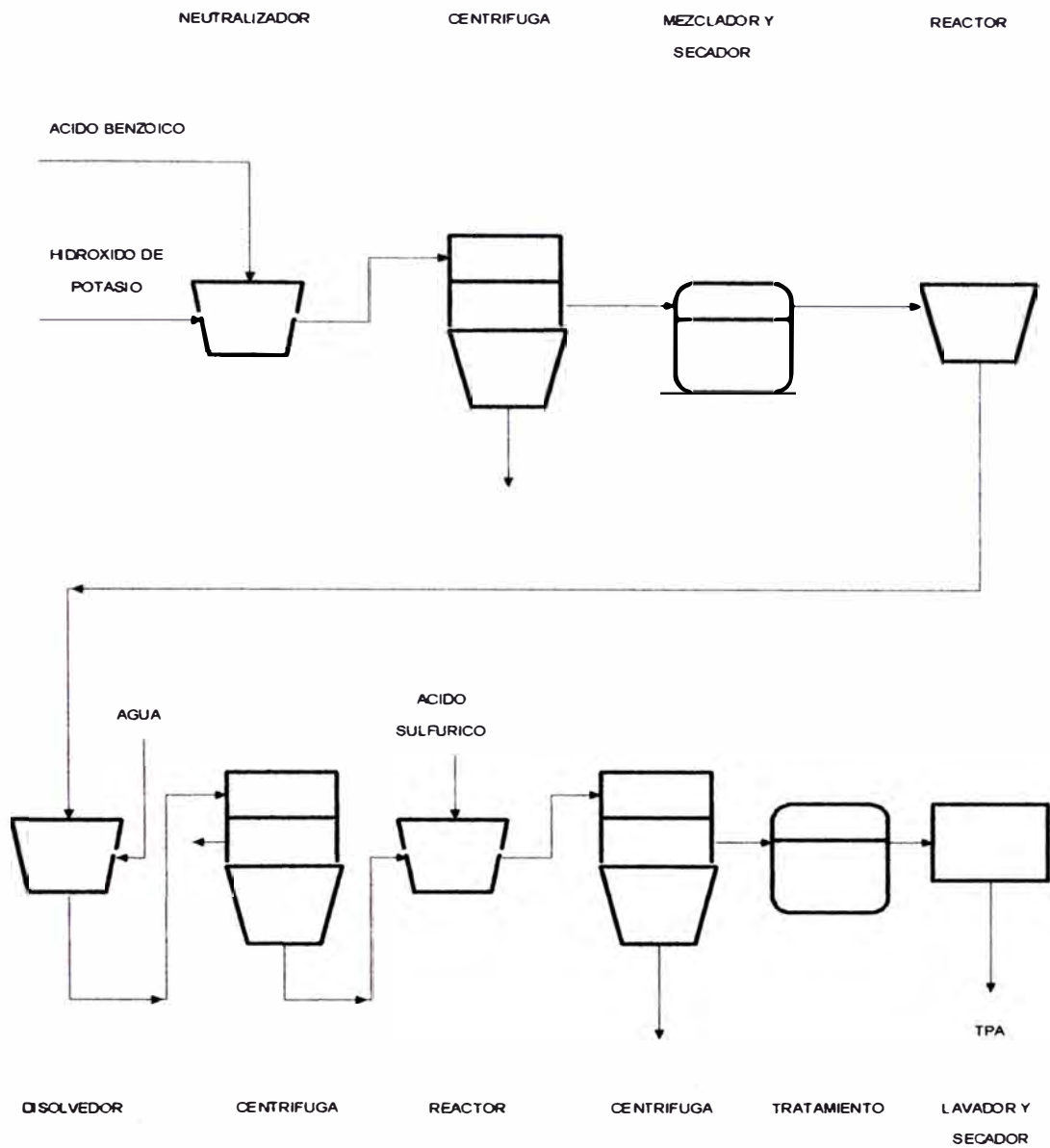
catalizador de óxidos de cadmio o zinc. La reacción toma lugar en fase sólida. El tereftalato de dipotasio es disuelto y filtrado a través de carbón activado. Esta es la clave de la etapa de purificación. El TPA de alta pureza es recuperado de la solución con la adición de ácido sulfúrico. El recicló de potasio no es simple como en el proceso de Henkel I.

Hubo un intento para usar un ácido débil tal como dióxido de sulfuro o dióxido de carbón, pero esta ruta no fue comercializada.

La implementación industrial de este proceso afrontó muchas dificultades, entre las cuales la más importante pareció ser la frecuente obstrucción de la instalación, propio del progreso de la reacción de desproporciónación en una fase heterogénea. Esta conversión no es selectiva y no es admitida una velocidad de reacción alta. Otra dificultad es la producción de grandes cantidades de sulfato de potasio.

A continuación se muestra el esquema del proceso mencionado.

FIG. 5.1.3 PROCESO HENKEL -II (4)



5.1.3 PROCESO MOBIL

Este proceso produce un polímero con una alta pureza por oxidación directa del paraxileno con un catalizador de cobalto sin usar un promotor de bromuro. La reacción toma lugar en ácido acético a una temperatura moderada (cerca de 130°C). El uso de metiletilcetona (MEK) como activador del catalizador es otra característica de este proceso, cuyas etapas son:

- Oxidación catalítica en fase líquida usando oxígeno gaseoso disuelto con todos los reactantes contenidos en un solvente mutuo.
- Separación de cristales del TPA crudo del solvente.
- Remoción de las impurezas gruesas en los cristales crudos, por una operación de lixiviación o solución parcial en el solvente purificado.
- Separación del TPA sólido del solvente lixivante y secado, para la producción de grado técnico de TPA (conveniente para la manufactura de DMT).
- Separación en el reactor, por medio de destilación, dando un solvente purificado, algunos xilenos, MEK sin reaccionar y productos intermedarios

para reciclado hacia la oxidación, recuperación del ácido acético coproducido y agua de la reacción.

- Purificación final de los cristales del TPA semipuros por sublimación directa de sólido a vapor, seguido por tratamiento catalítico en la fase vapor y posterior recristalización.

En las siguientes tablas se muestran datos obtenidos de este proceso.

TABLA 5.1.2

ANÁLISIS TÍPICO DE GRADO TÉCNICO DE TPA

Análisis	Valor
Ensayo como TPA, % humedad	99 +
Orgánicos, % humedad	<1.0
Volátiles, % humedad	0.02
Cenizas, ppm	20
Hierro, ppm	3
Cobalto, ppm	15

TABLA 5.1.3

ANÁLISIS TÍPICO DE GRADO POLÍMERO DE TPA

Análisis	Valor
4-CBA, ppm	20-50
DMF Color	5-10
Cenizas, ppm	3
Agua, % humedad	< 0.1
Metales, ppm	
Aluminio	< 0.1
Silicio	0.5
Magnesio	< 0.1
Calcio	< 0.1
Potasio	< 0.1
Sodio	< 0.1
Hierro	0.2
Cobalto	0.2
Níquel	< 0.1
Cromo	< 0.1
Molibdeno	< 0.1
Titanio	< 0.1

5.1.4 PROCESO PRP

Desarrollado en conjunto por Phillips Petroleum Co. y Rhone-Poulenc S.A., es una modificación del Proceso de Henkel II, usando ácido benzoico en lugar de ácido sulfúrico para liberar el tereftalato de potasio de su sal. Ello conduce a la reacción de desproporción del benzoato de potasio en suspensión en un dispersante orgánico, consistiendo de una mezcla de terpenilos en presencia de óxido de zinc como catalizador.

Las etapas del proceso son ilustradas; La metátesis y la reacción de regeneración del catalizador (conversión del benzoato de zinc a óxido de zinc) toma lugar en fase acuosa entre 130°C y 160°C. La reacción de desproporción toma lugar entre 400 y 480°C, bajo una presión de CO₂ de $5.5 \cdot 10^6$ Pa abs., en presencia de terpenilos.

La selectividad molar del TPA en la reacción de metátesis es 97% por medio de una conversión de tereftalato de potasio de cerca del 85%.

La selectividad molar del tereftalato de potasio en la reacción de desproporciónación es 85% para una conversión del 90%. Este proceso, a pesar de las mejoras hechas a la tecnología de Henkel II y los valores que ofrece comenzando con tolueno, el cual es más barato que el paraxileno y la co-producción de benceno fácilmente comercializable, aún no ha sido empleado industrialmente existiendo en Lyon-Francia una planta de este tipo.

Las reacciones son las siguientes:

Oxidación del tolueno:



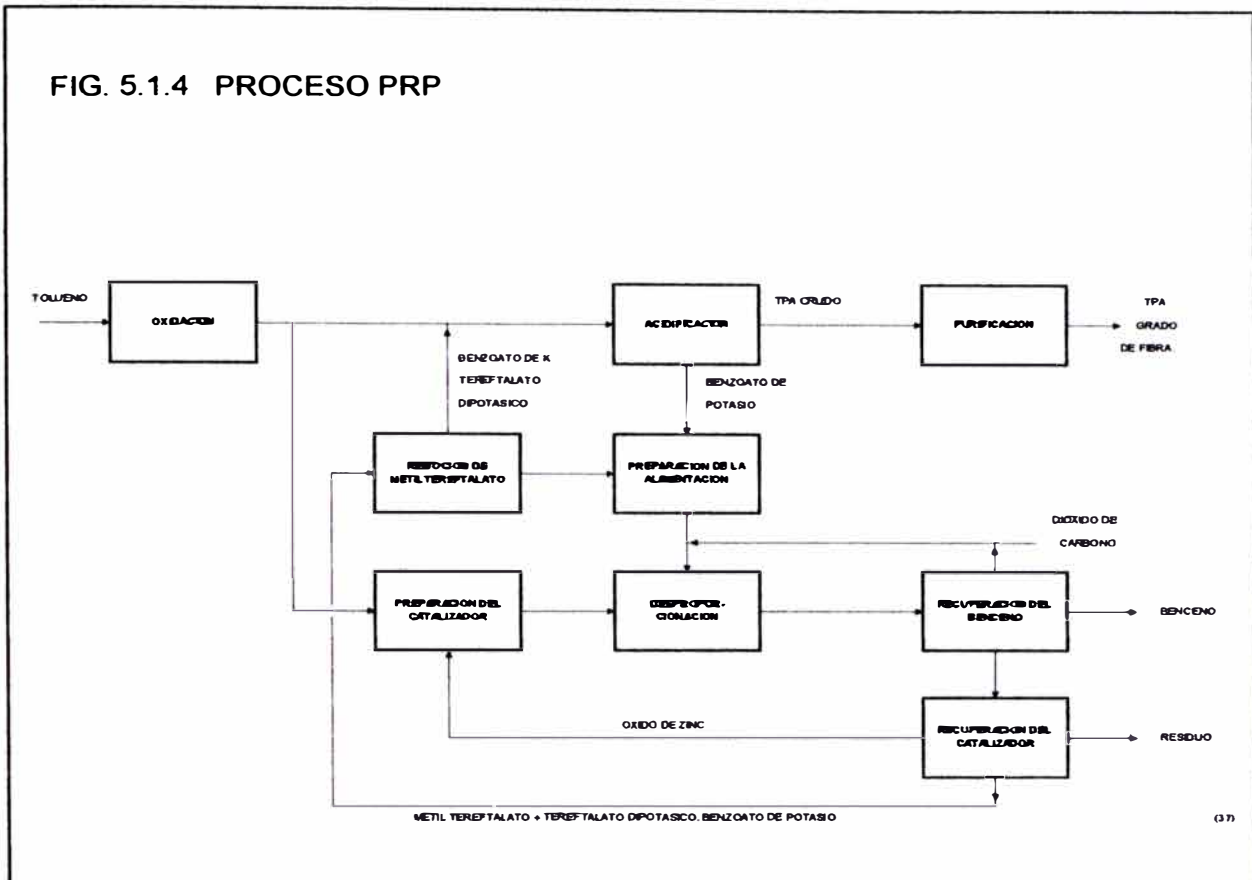
Metátesis:



Desproporciónación:



FIG. 5.1.4 PROCESO PRP



5.1.5 PROCESO MARUZEN OIL CO., LTD.: Este proceso opera en condiciones similares al proceso Amoco. La temperatura y la presión son ligeramente más bajas, pero la diferencia esencial está en el diseño del reactor de oxidación.

*** Descripción:** Una mezcla de paraxileno, ácido acético, el catalizador formado y el aire es cargada en 3 niveles diferentes dentro del reactor

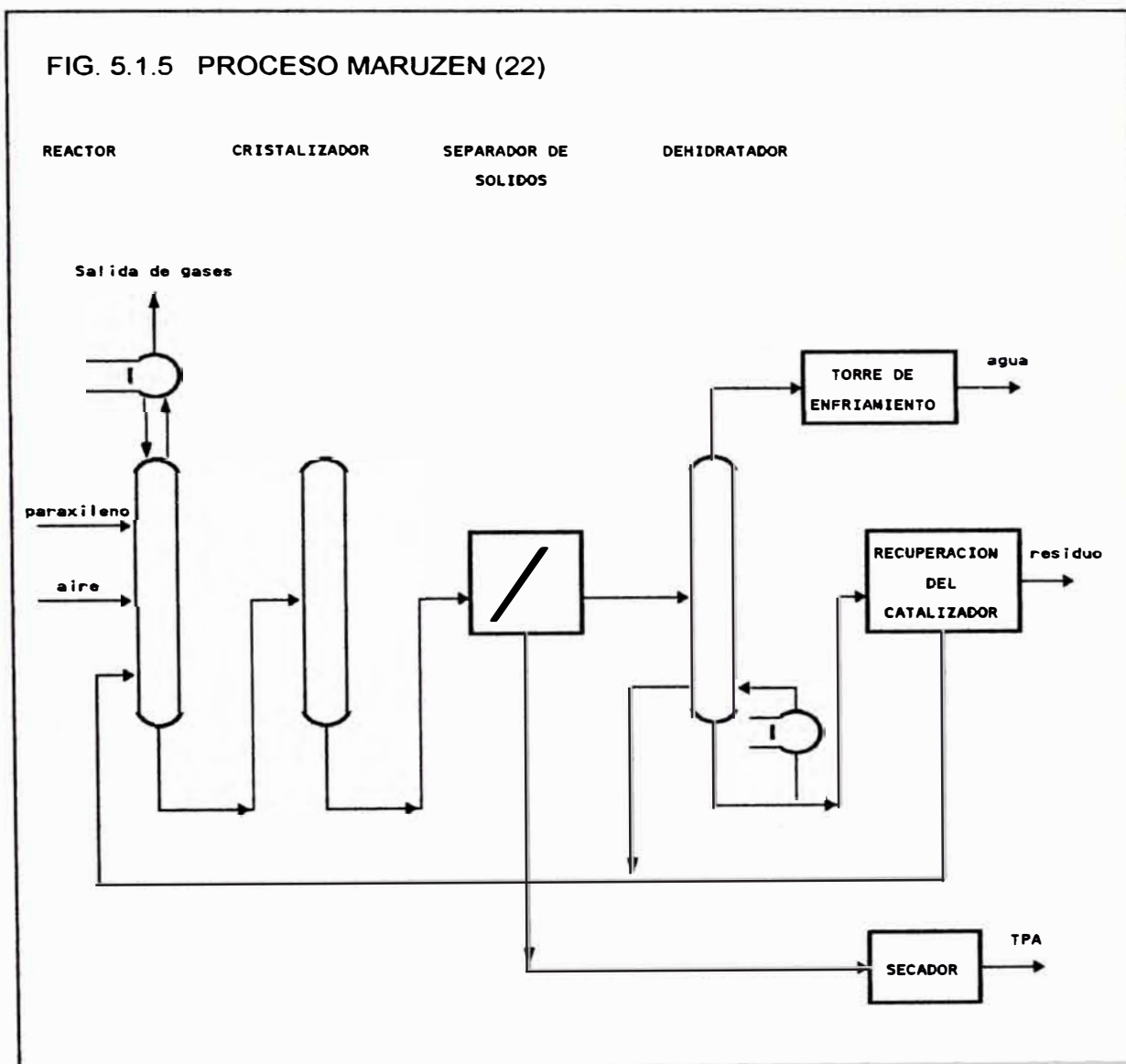
agitado, donde el paraxileno es completamente oxidado bajo condiciones que no permiten la formación de impurezas que afecten la calidad de la fibra.

La suspensión conteniendo el catalizador, ácido acético y el TPA formado y cristalizado en el reactor es enviada a 3 cristalizadores, donde el primero (el más pequeño que los otros) opera en presencia de aire, dando lugar a una oxidación suplementaria la cual reduce el contenido de 4-CBA a 200 ppm. El TPA cristalizado es separado del licor madre que contiene el catalizador en un separador de sólidos. La torta de TPA separada está sujeta a un repetido lavado y secado para dar un producto de grado de fibra. El catalizador es recuperado y reciclado al reactor después de su regeneración.

Estas modificaciones hechas al proceso Amoco, junto con un control estricto de las condiciones de operación, sirven para producir un TPA de grado aceptable para fibras de poliéster (sin la necesidad de purificar por hidrogenación), pero generalmente no es aceptable para películas.

* **Rendimiento:** para la producción de 1 kg de TPA es requerido 0.66 kg. de paraxileno.

* **Instalación Comercial:** Matzuyama Petrochemical Inc. esta operando una planta con una capacidad anual de 110 MTM desde 1972.



5.1.6 PROCESO TEIJIN

El proceso Teijin usa una técnica tipo Amoco, pero emplea una gran cantidad de catalizador (20 a 100% en peso de paraxileno), después de la recuperación, el consumo del catalizador no excede uno por mil.

***Descripción:** La oxidación es desarrollada de manera continua en una etapa, a una temperatura menor de 150°C y con alta presión de varias decenas de atmósferas. El ácido acético es usado como solvente, con una cantidad relativamente grande de cobalto como catalizador y aire como gas oxidante.

El TPA producido en la sección de oxidación es transferido a la sección de purificación, después de separar el licor madre de la oxidación. El licor madre conteniendo el catalizador, productos intermedios de la oxidación, solvente y agua producida en la reacción de oxidación, es transferida a la sección de purificación. Más del 95% de rendimiento de TPA es obtenido cuando los productos intermedios de la oxidación forman parte del sistema de recirculación.

En la sección de purificación, el TPA crudo que contiene pequeñas cantidades de productos intermedios de la oxidación, catalizador y solvente, es lavado sin secar (proceso preliminar). Después es purificado en fase líquida usando el mismo solvente (ácido acético) como en la oxidación. La mayor parte de las impurezas es eliminada por la purificación preliminar, luego el TPA de grado de fibra es producido por cristalización.

La sección de recuperación consiste en recuperar el solvente y el catalizador. En la sección de recuperación del solvente, el agua producida en la reacción de oxidación es eliminada del licor madre por el tope de la columna de destilación. El agua eliminada del licor madre es reciclada a la sección de oxidación sin tratamiento nuevo y es vuelta a usar.

Una parte del licor madre es tratado y las impurezas producidas por la oxidación son separadas. El catalizador es casi completamente recuperado y reciclado a la sección de oxidación. Las impurezas separadas en esta sección son los productos de las

impurezas en el material bruto (paraxileno) y las impurezas orgánicas e inorgánicas producidas en todas las secciones (ver figura 5.1.6).

FIG. 5.1.6 PROCESO TEIJIN (12)

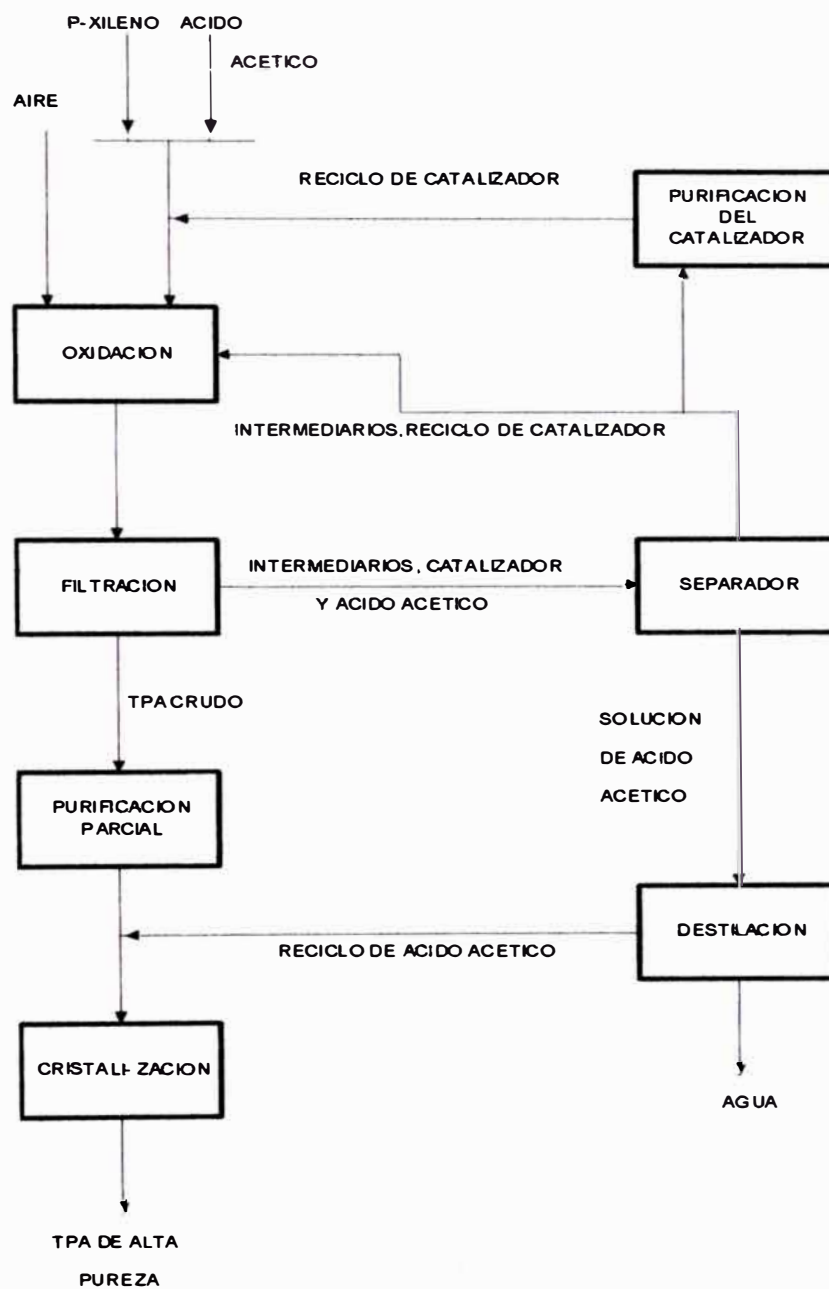
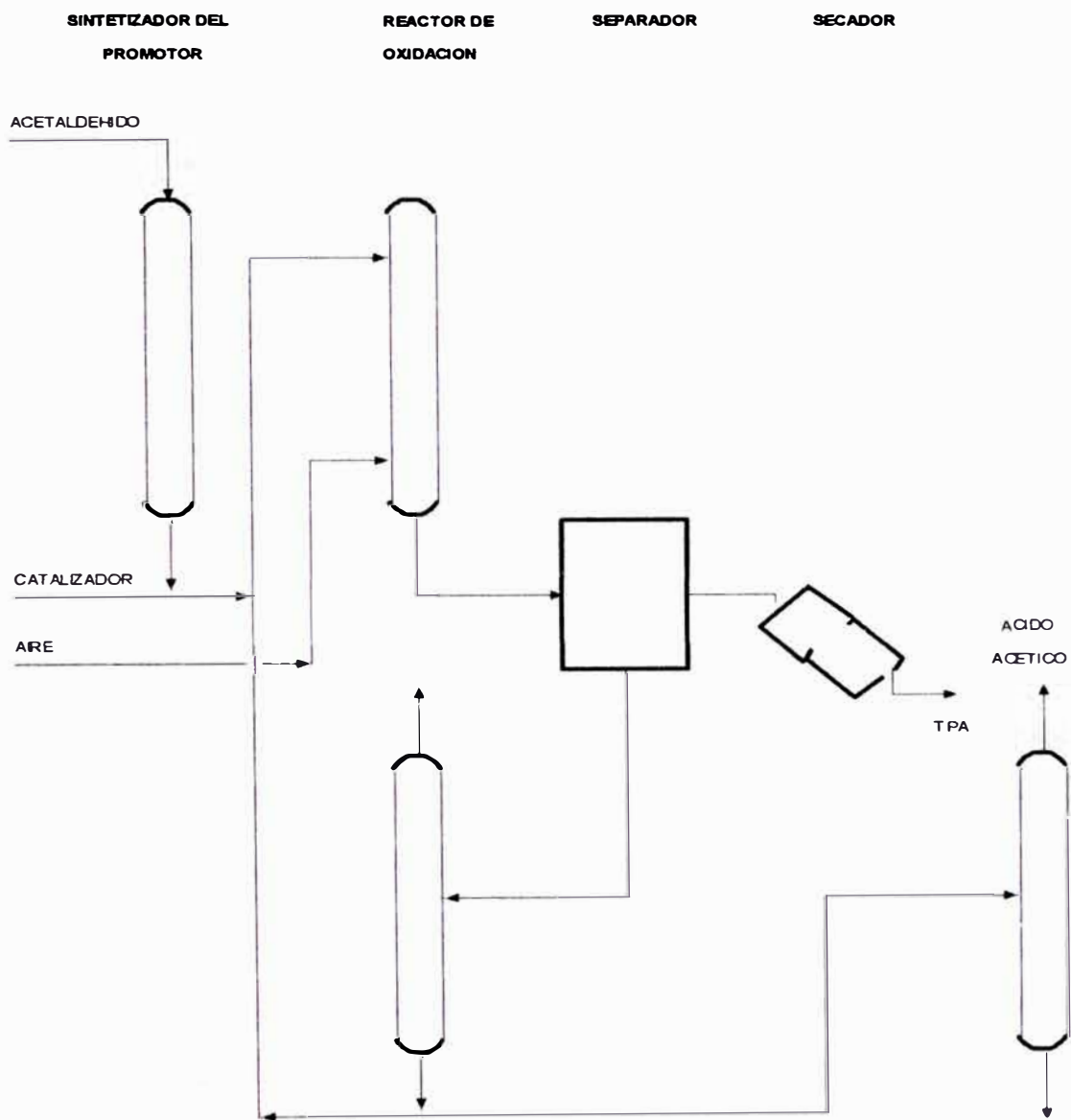


FIG. 5.1.7 PROCESO TORAY (11)



5.2 SELECCION DEL PROCESO

En la oxidación del paraxileno hacia TPA existen 4 rutas desarrolladas. Estas usan una mezcla en la reacción, que consiste de una solución de ácido acético, paraxileno y catalizador, técnica desarrollada por Scientific Design Co. y comercializada por Amoco Chemicals Corp.. Otro proceso fue desarrollado por Olin Mathieson Chemical Corp. y adoptado por Mobil Chemical Co.; la otra desarrollada y operada por Eastman Kodak Co. y la última de Teijin Ltd. (Tokio).

La reacción de Amoco emplea un aditivo de bromo, mientras Olin-Mathieson usa una cetona, Eastman Kodak un aldehído y Teijin no usa un acelerador para ayudar a la oxidación. Entre ellos, el proceso Amoco ha sido seleccionado por las siguientes razones:

Esta tecnología puede emplearse para la oxidación en presencia de aire de alquil aromáticos. Emplea uno o más metales multivalentes (Co o Mn) como catalizadores para la oxidación, y el bromo es el recurso renovable de radicales libres.

- El proceso Henkel I es antieconómico y no es usado industrialmente al igual que el PRP. Henkel II tiene una Inversión mayor (10%). Mobil tiene 20-50 ppm. de 4-CBA y Amoco sólo 10 ppm. En Maruzen su TPA no es aceptable para películas. Teijin tiene un gran consumo de catalizador. Toray tiene plantas muy pequeñas.

- Esta tecnología se ha convertido en el proceso industrial más extendido para la manufactura de TPA por el alto grado de conversión y bajo costo de inversión.

- El producto (TPA) final obtenido es de gran pureza conforme a las especificaciones comerciales que rigen los fabricantes de poliéster en el mundo y que se aprecian en la Tabla 5.2.1 (2).

En la Tabla 5.2.2 se hace una comparación de varios procesos en lo que respecta a su consumo específico por kilogramo de TPA producido (2).

TABLA 5.2.1

ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL TPA PURO PARA FIBRA

	AMOCO (TPA) (48)	MITSUBI- SHI (TPA) (49)	MOBIL (TPA) (50)	MARUZEN (MTA) (51)	MITSUBI- SHI (MTA) (49)
Color APHA en DMF	10 max.	-	5-10	10	-
4-CBA (ppm)	25 max.	20 max.	20-50	300 max.	300-400
Cenizas (ppm)	15	15 max.	3	30	15
Fe (ppm)	2 max.	2	0.2	2	2
Agua (ppm)	0.5	-	0.1	-	-
Acido p-toluoico (ppm)	150	-	-	-	10
Tramitancia	-	97% (400m μ)	-	-	-

TABLA 5.2.2

PROCESO DE OXIDACION DEL TPA CONSUMO ESPECIFICO

	AMOCO (52)	TEIJIN (*) (53)	TOYO RAYON (**)	MARUZEN (**) (54)	MOBIL (55)	UOP (*) (56)	EASTMAN (57)
P-xileno (kg/kg TPA)	0.672	0.65	0.673	0.667	0.68	0.645	0.66
CH ₃ COOH (kg/kg TPA)	0.06	0.1	-	0.155	-	0.057	-
Acetaldehido (kg/kg TPA)	-	-	0.24	-	0.24	-	0.44-0.976
Catalizador (lt/kg)	10.6	N.N.	8.8	9.95	6.6	N.N.	N.N.
Coproducido CH ₃ COOH (kg/kg TPA)	-	-	0.233	-	0.26	-	0.5-1.1

N.N.: No hay nota

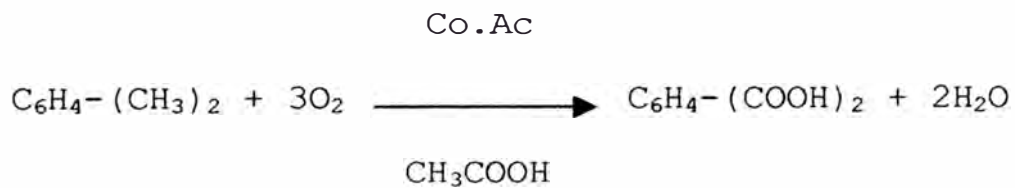
(*) Consumo específico referido al producto crudo

(**) Consumo referido al MTA

5.3 DESCRIPCION DEL PROCESO AMOCO(1)

El proceso Amoco produce ácido tereftálico de grado de fibra por oxidación del paraxileno (Figura 5.3.1.a y 5.3.1.b). Este fue desarrollado originalmente por Mid Century Corporation y la primera planta apareció en los Estados Unidos en 1958.

* **PRINCIPIO.-** El paraxileno en solución con ácido acético es oxidado a 200°C y 20 atm. El sistema catalítico incluye al catalizador mismo (acetato de cobalto y manganeso) y el iniciador que contiene el bromuro de sodio. La reacción total es como sigue:

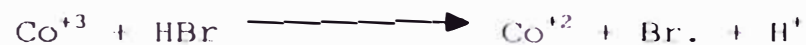


Este es el resultado de un mecanismo de reacción en cadena que culmina en la producción de aldehído, el cual puede ser oxidado muy rápidamente hacia el ácido, según la siguiente secuencia:

Iniciación:

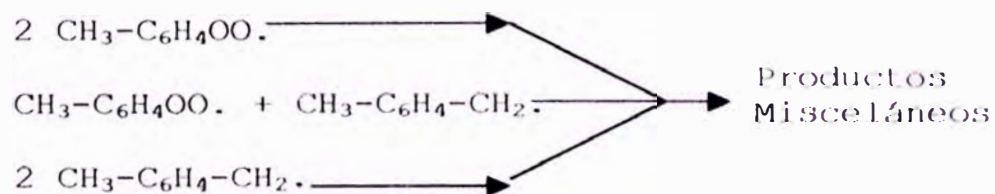


Propagación:

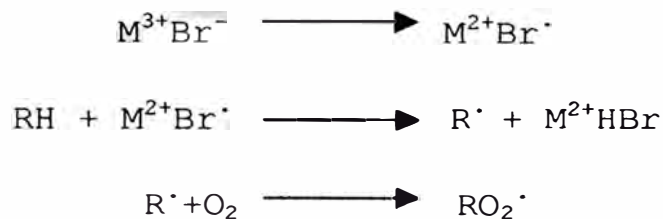


Co ó Mn

Terminación:



Al bromo es atribuido el rol generador de radicales por extracción de hidrógeno, y al cobalto, el de propagador de la cadena de radicales. Se presume que la formación del complejo entre el halógeno y el metal de transición aumenta la velocidad de propagación de la cadena de radicales.



Donde M = Co o Mn, y RH = CH₃-C₆H₄-CH₃

El metal de transición forma especie activa con el halogenuro, favoreciendo la descomposición del radical peróxido y haciendo menos favorable la formación del halogenuro orgánico.

El rol del sistema catalítico es explicado por la formación de un complejo capaz de coordinar al mismo tiempo el oxígeno y el hidrocarburo aromático, elevando la energía de activación para la ruptura del enlace C-H del metilo.

El mecanismo global de reacción es muy complejo y es función de las condiciones de operación de la oxidación, solvente, concentración del catalizador, promotor y del paraxileno.

*** MANUFACTURA INDUSTRIAL:** La producción se realiza mediante las etapas siguientes(ver figura 5.3.1):

Sección de reacción, donde las operaciones son llevadas en un reactor(R-1) alimentado con una corriente descendente de una mezcla de paraxileno, ácido acético y una solución catalítica preparada en un equipo separado. La reacción es agitada por la introducción de aire en el fondo. La acción corrosiva del bromo y los ácidos orgánicos sobre el acero al carbono hace necesario el uso especial de materiales inoxidables (Titanio), tanto para el reactor como para ciertas partes del equipo, particularmente para el sistema de recuperación de calor.

La temperatura y el contenido de oxígeno de la reacción deben ser cuidadosamente controlados para prevenir la formación de productos indeseables. El calor de reacción es removido por enfriamiento con un serpentín. El tiempo de residencia es de una hora y el rendimiento es superior al 95% molar.

En la sección de recuperación del TPA crudo y purificación, el efluente del reactor es enviado a un primer cristalizador(CR-1), que opera a 170°C y 8 atm., y es enfriado por la vaporización parcial del ácido acético, el paraxileno sin oxidar y el agua formada; la mezcla después de la condensación, es fraccionada en una columna de destilación(C-1) de 30 platos, reciclando el hidrocarburo y el solvente hacia el reactor.

El efluente conteniendo el TPA es enfriado en un segundo cristalizador(CR-2) a presión atmosférica y a 110°C. La suspensión es luego centrifugada(CF-1) y el TPA crudo es enviado a la etapa de purificación, mientras el ácido acético contenido en el licor madre es reciclado posteriormente. En esta etapa la pureza del producto es cerca de 99.5 % en peso.

Sus impurezas son ácidos aromáticos resultantes de la oxidación del paraxileno (ácido p-toluoico) y otros aromáticos en la oxidación (ácidos benzoico, isoftálico, o-toluoico), aldehídos y cetonas, pero sobre todo el 4-carboxibenzaldehído, el cual es responsable de la coloración del ácido tereftálico por

la quelación de trazas metálicas (Figuras 5.3.4 y 5.3.5).

El contenido de 4-CBA varía con las condiciones de reacción, es más alto con una temperatura más baja y con un contenido de oxígeno más bajo en el medio de reacción. Este contenido, cerca de 2000 ppm es muy alto y no debe exceder a 50 ppm. Esto puede ser reducido por una hidrogenación catalítica hacia ácido paratoluico.



El ácido crudo es puesto en suspensión de agua caliente, y enviado a un tanque de disolución a 250°C y $4 \cdot 10^6$ Pa. abs.

La solución acuosa es enviada al reactor de hidrogenación(R-2) que opera en las mismas condiciones de presión y temperatura, en presencia de un lecho catalítico de paladio sobre carbón activado, que es alimentado con una corriente ligera de hidrógeno. En el reactor se reduce el ácido 4-formilbenzoico a ácido

paratoluoico, y varios productos coloreados se hidrogenan para dar productos menos coloreados (35).

La actividad del catalizador no provoca pérdidas de rendimiento significativas. Tanto la hidrogenación del anillo como la reducción del ácido tereftálico a grupos carboxilo proceden a bajas velocidades. El efecto global de la etapa de hidrogenación es la conversión de impurezas a formas que se depositan en el agua madre durante la cristalización subsecuente.

El producto hidrogenado es centrifugado (CF-3), lavado con agua y secado con aire.

El diámetro de la partícula del TPA es otro parámetro que afecta la pureza final del producto y el consumo de energía, usualmente es de cerca de 150μ . La influencia de las impurezas resultantes en los cristales húmedos en el licor madre es más importante, con un diámetro de partícula más pequeño.

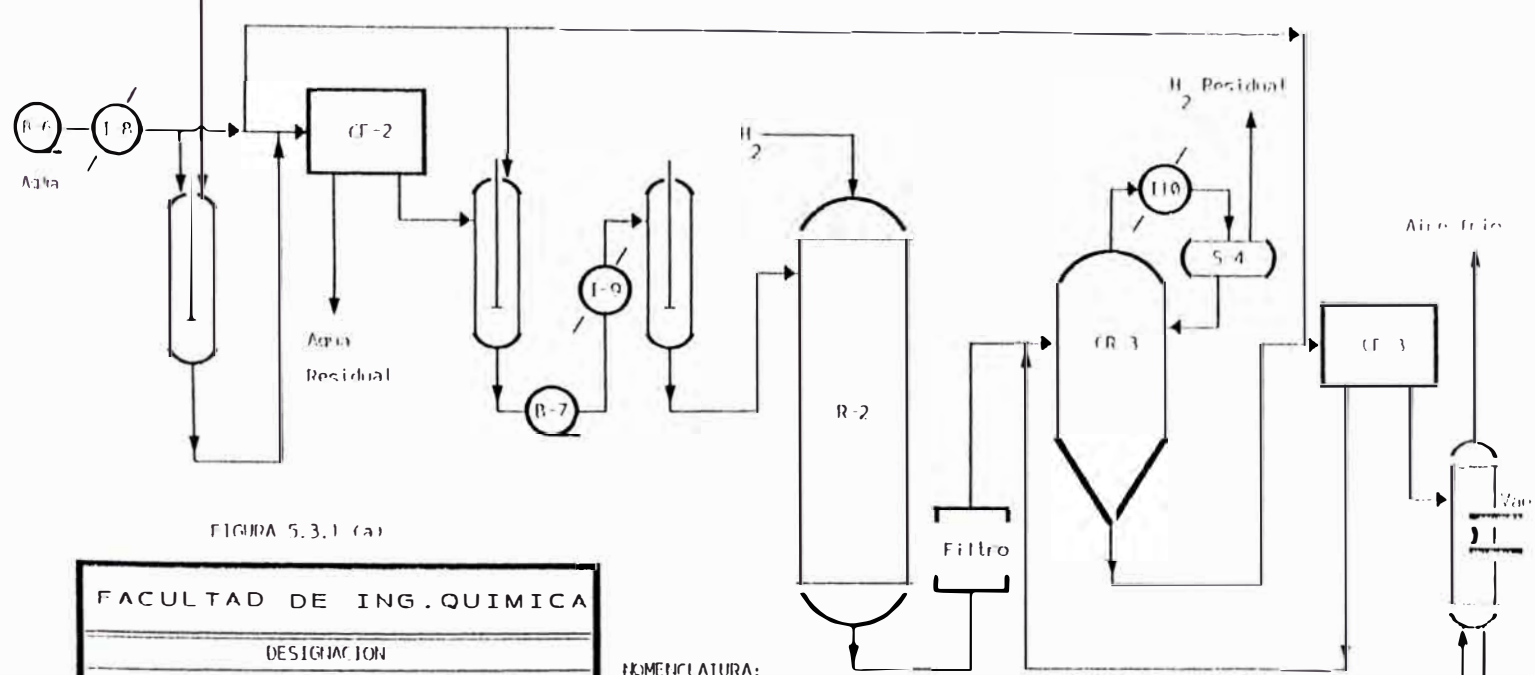
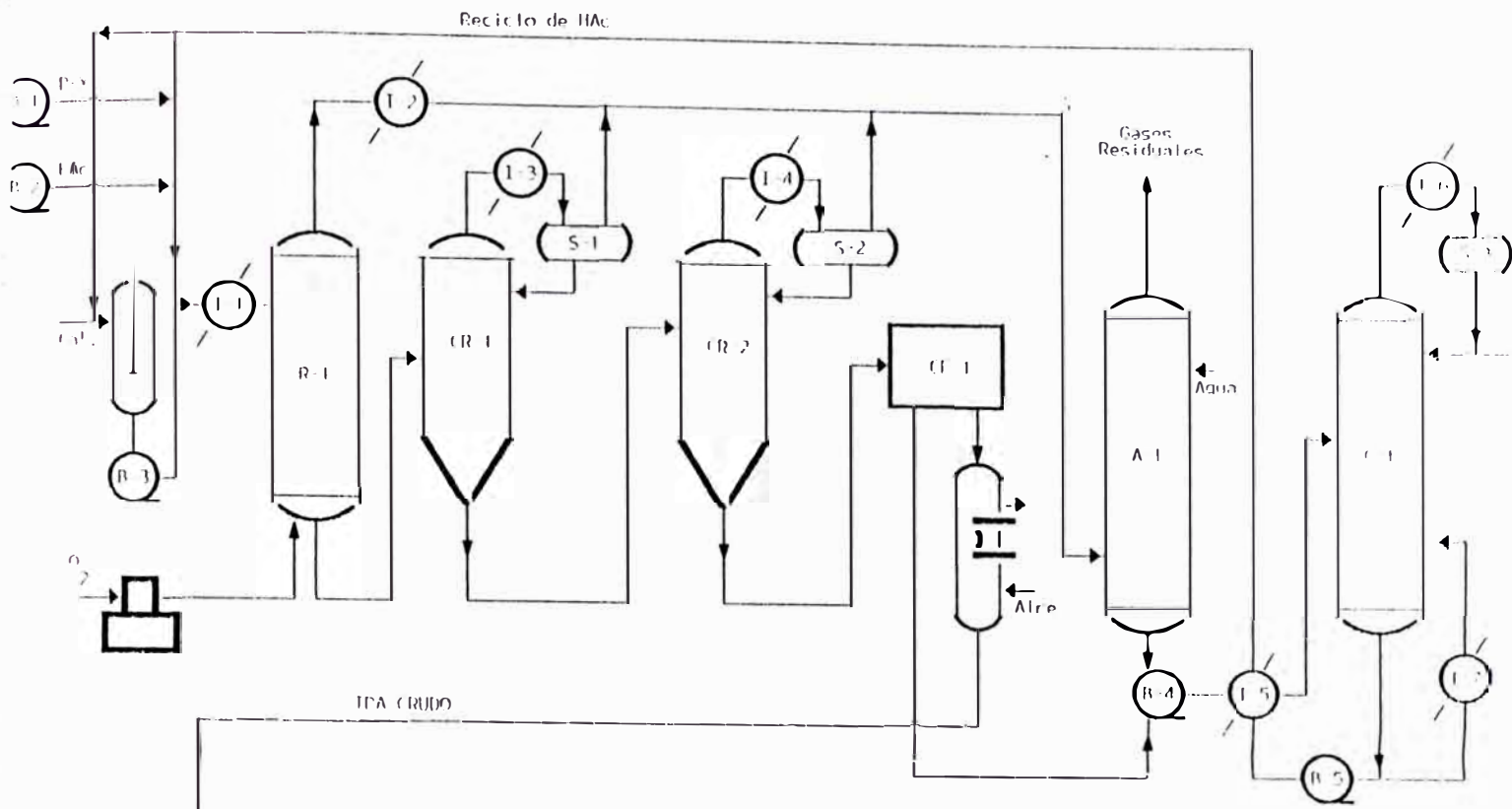


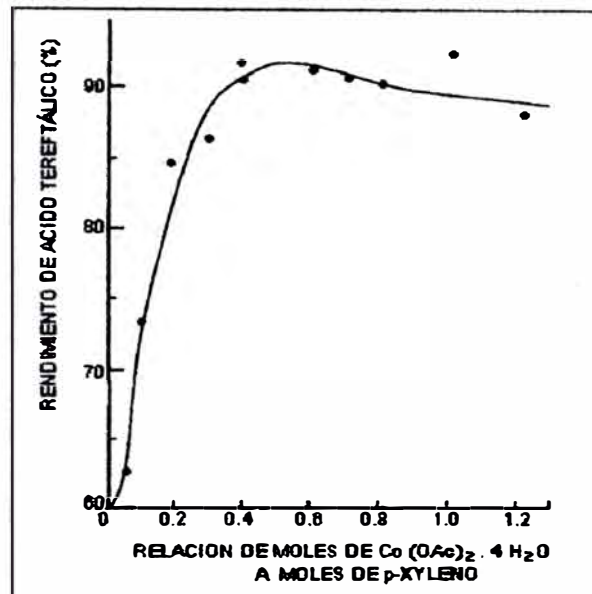
FIGURA 5.3.1 (a)

FACULTAD DE ING. QUIMICA		
DESIGNACION		
PLANTA DE TPA		
FECHA	DIBUJADO POR	PROCESO
1998	JOEL CERMENO SANCHEZ	AMOCO

- NOMENCLATURA:**
- R = REACTOR
 - CR = CRISTALIZADOR
 - CF = CENTRIFUGA
 - C = COLUMNA
 - I = INTERCAMBIADOR
 - B = BOMBA
 - S = SEPARADOR
 - A = ABSORBEDOR

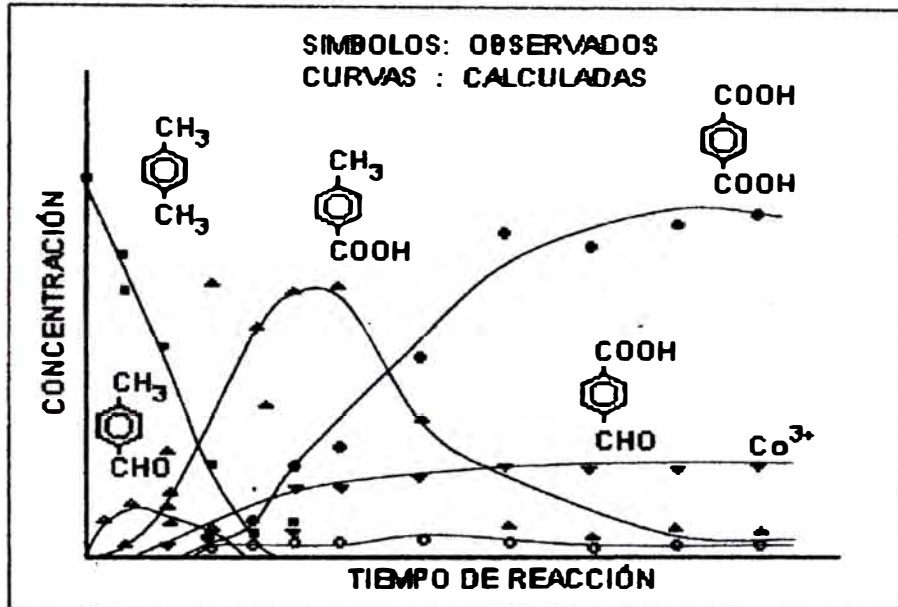
El catalizador que está compuesto de una mezcla de acetatos de Manganeso y Cobalto experimentalmente muestra el siguiente rendimiento en TPA:

Figura 5.3.2(31)



En la figura anterior se observa que para una relación de 0.5 de acetato de cobalto a paraxileno, se obtiene el mayor rendimiento en TPA (más del 90%)

Figura 5.3.3(31)



En la figura anterior se muestra como varían las concentraciones de los componentes en el transcurso de la reacción. A mayores tiempos de reacción, la concentración de TPA es favorecida sobre la del carboxibenzaldehído.

FIG. 5.3.4 CONVERSION DE PARAXILENO A TPA(3)

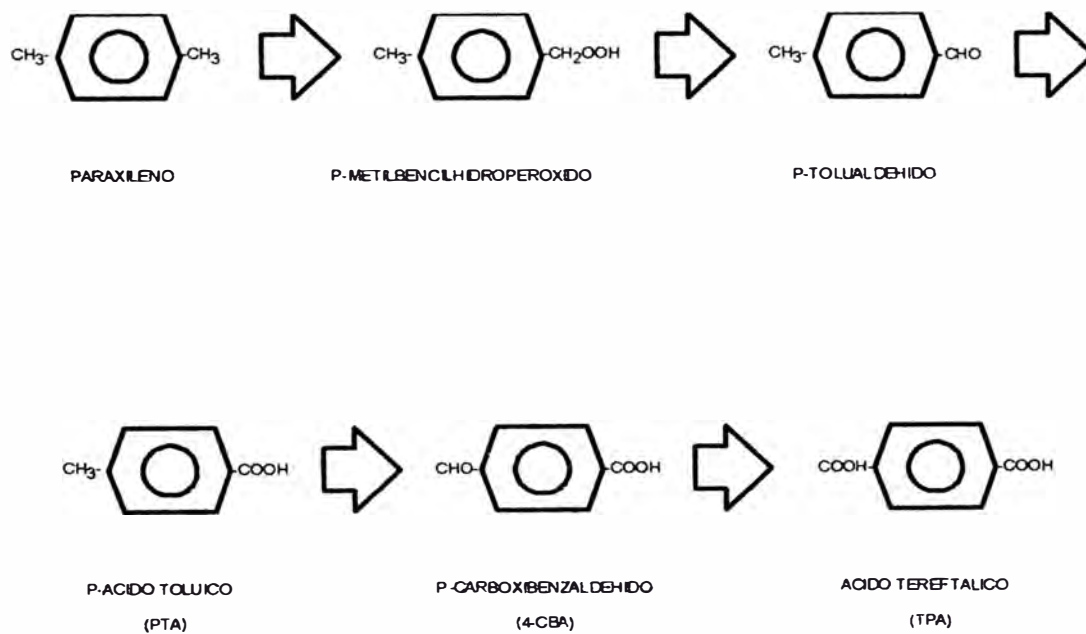
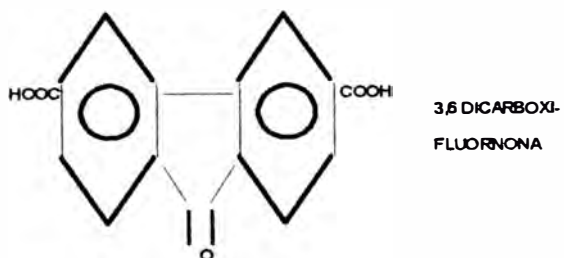
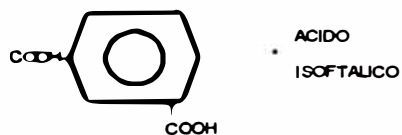
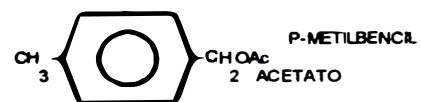
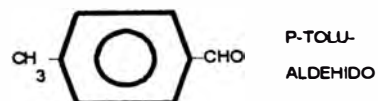
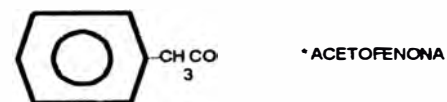
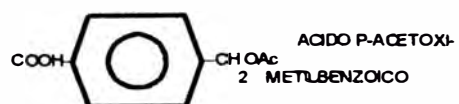
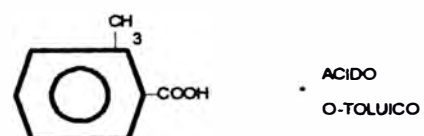
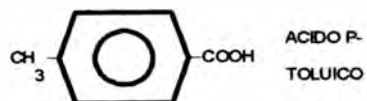
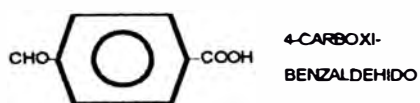


FIG. 5.3.5 IMPUREZAS IDENTIFICADAS EN LA OXIDACION DEL PARAXILENO(4)



5.3 BALANCE DE MASA

A partir de los datos de la salida del reactor

Para 50000 ton TPA/año

333 días

$M_{\text{TPA}} = 166 \text{ gr/mol}$

Luego a la salida del reactor: 37650,60 mol/hr

Consumo de P-x (1):

Ingreso al reactor de p-x:

alimentacion fresca + Reciclo

Conversión de paraxileno

$$x = 0,9524$$

si se recicla todo el p-x no reaccionado:

$$\text{Reciclo} = (1-x)/x \text{ alimentación fresca}$$

Donde:

$$\text{alimentacion fresca} = 37650,6 + 4\text{-cba} = 37740,00$$

Entonces:

$$\text{Reciclo} = 1886,21$$

Datos del catalizador (35) :

Catalizador 7 kg/ton TPA

Estos datos corresponden:

Acetato de Co.4 H₂O = 1.2 kg/tonTPA

Acetato de Mn.4 H₂O = 3.8 kg/ton TPA

NaBr = 2 kg/ton TPA

	mol/hr	% molar
Co.Ac:	30,1096	0,1212
Mn.Ac:	96,9071	0,3900
NaBr:	121,4654	0,4888
Total:	248,4821	1,0000

$$M_{\text{prom}} = 176,07 \text{ gr/mol}$$

Consumo de HAC (1) :

$$\text{HAC} = 60 \text{ kg/ton TPA} = 1000 \text{ mol Hac/ton TPA}$$

$$M = 60 \text{ gr/mol}$$

entonces:

$$\text{Hac} = 6250 \text{ mol/hr}$$

Producción de 4-CBA:

$$4 \text{ CBA} = 89,39 \text{ mol/hr}$$

Producción de agua:

De la producción de TPA:

se producen 2 moles de H₂O/mol de TPA

De la producción de 4 CBA:

se producen 3 moles de H₂O/mol de 4 CBA

$$\text{H}_2\text{O}: 75569,385 \text{ mol/hr}$$

Consumo de Oxígeno

De la reacción:

3 moles de O₂ /mol de TPA

$$\text{O}_2: 112951,81 \text{ mol/hr}$$

Considerando un 25% en exceso:

$$141189,759 \text{ mol/hr}$$

	Entrada mol/hr	fracción mol	Salida mol/hr
Paraxileno	39626,203	0,158	1886,207
Hac	69123,575	0,276	62873,575
O ₂	141189,759	0,564	27969,772
Catalizador	248,482	0,001	127,017
H ₂ O	0,000	0,000	75569,385
TPA	0,000	0,000	37650,602
4 cba	0,000	0,000	89,393
Total	250188,019		206165,952

A continuación se presenta el Balance de Masa y Energía por Línea (TABLA 5.4.1):

TABLA 5.4.1

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
1	P-X	100,00	4473,624	42,204	L	25,0	20	0	
2	H.Ac.	100,00	375,000	6,250	L	25,0	20	0	
3	Cat.	100,00	43,665	0,248	S	25,0	1	0	
4	H ₂ O	1,14	19,874	1,104					
	Cat.	2,50	43,665	0,248					
	H.Ac.	92,32	1610,185	26,836					
	P-X	4,03	70,343	0,664					
	Total	100,00	1744,067	28,852	L-S	111,0	1	11.716	
5	H ₂ O	1,14	19,874	1,104					
	Cat.	2,50	43,665	0,248					
	H.Ac.	92,32	1610,185	26,836					
	P-X	4,03	70,343	0,664					
	Total	100,00	1744,067	28,852	L-S	111,0	20	11.716	
6	H ₂ O	0,48	39,748	2,208					
	Cat.	0,53	43,665	0,248					
	H.Ac.	43,35	3595,370	59,923					
	P-X	55,64	4614,311	43,531					
	Total	100,00	8293,094	105,910	L	64,0	20	5.887	
7	H ₂ O	0,30	19,874	1,104					
	H.Ac.	30,31	1985,185	33,086					
	P-X	69,38	4543,967	42,868					
	Total	100,00	6549,026	77,058	L	50,0	20	3.956	
8	H ₂ O	0,32	19,874	1,104					
	H.Ac.	26,08	1610,185	26,836					
	P-X	73,60	4543,967	42,868					
	Total	100,00	6174,026	70,808	L	51,5	20	4.68	
9	H ₂ O	1,17	19,874	1,104					
	H.Ac.	94,69	1610,185	26,836					
	P-X	4,14	70,343	0,664					
	Total	100,00	1700,402	28,604	L	111,0	20	11.716	
10	H ₂ O	0,48	39,748	2,208					
	Cat.	0,53	43,665	0,248					
	H.Ac.	43,35	3595,370	59,923					
	P-X	55,64	4614,311	43,531					
	Total	100,00	8293,094	105,910	L	200,0	20	31.004	
11	O ₂	100,00	895,008	27,969	G	200,0	20	5.308	
12	O ₂	100,00	895,008	27,969	G	101,0	8	2.255	

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
13	O ₂	93,03	895,008	27,969	G-V.	110,0	8	2.365	
	H ₂ O	2,18	20,952	1,164					
	H.Ac.	4,23	40,740	0,679					
	P-X	0,56	5,406	0,051					
	Total	100,00	962,106	29,863					
14	Cat.	0,19	22,364	0,127	L-V-S	200,0 170,0	20 8		A. VALV. D. VALV.
	TPA	53,79	6250,000	37,651					
	4-CBA	0,12	13,409	0,089					
	H ₂ O	11,71	1360,248	75,569					
	H.Ac.	32,47	3772,380	62,873					
	P-X	1,72	199,916	1,886					
	Total	100,00	11618,317	178,195					
15	H ₂ O	17,11	70,416	3,912	V	170,0	8	3.812	
	H.Ac.	78,74	324,000	5,400					
	P-X	4,15	17,066	0,161					
	Total	100,00	411,482	9,473					
16	H ₂ O	17,11	70,416	3,912	L-V	170,0	8	15.163	
	H.Ac.	78,74	324,000	5,400					
	P-X	4,15	17,066	0,161					
	Total	100,00	411,482	9,473					
17	H ₂ O	31,23	20,952	1,164	V	170,0	8	4.106	
	H.Ac.	60,72	40,740	0,679					
	P-X	8,06	5,406	0,051					
	Total	100,00	67,098	1,894					
18	H ₂ O	14,37	49,464	2,748	L	170,0	8	17.927	
	H.Ac.	82,28	283,260	4,721					
	P-X	3,36	11,554	0,109					
	Total	100,00	344,278	7,578					
19	Cat.	0,19	22,364	0,127	L-V-S	170,0 110,0	8 1		A. VALV. D. VALV.
	TPA	54,11	6250,000	37,651					
	4-CBA	0,12	13,409	0,089					
	H ₂ O	11,59	1339,290	74,405					
	H.Ac.	32,31	3731,640	62,194					
	P-X	1,68	194,404	1,834					
	Total	100,00	11551,107	176,300					
20	H ₂ O	4,80	25,308	1,406	V	110,0	1	1.489	
	H.Ac.	92,38	487,020	8,117					
	P-X	2,82	14,840	0,140					
	Total	100,00	527,168	9,663					
21	H ₂ O	4,80	25,308	1,406	L-V	110,0	1	9.394	
	H.Ac.	92,38	487,020	8,117					
	P-X	2,82	14,840	0,140					
	Total	100,00	527,168	9,663					

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
22	H ₂ O	11,72	10,818	0,601	V	110,0	1	1.724	
	H.Ac.	84,03	77,580	1,293					
	P-X	4,25	3,922	0,037					
	Total	100,00	92,320	1,931					
23	H ₂ O	3,01	31,770	1,765	V	110,0	1	2.326	
	H.Ac.	11,22	118,320	1,972					
	P-X	0,88	9,328	0,088					
	O ₂	84,88	895,008	27,969					
	Total	100,00	1054,426	31,794					
24	H ₂ O	3,33	14,472	0,804	L	110,0	1	11.31	
	H.Ac.	94,16	409,380	6,823					
	P-X	2,51	10,918	0,103					
	Total	100,00	434,770	7,730					
25	TPA	54,54	6250,000	37,651	L-S	110,0	1	9.74	
	CAT	0,20	22,364	0,127					
	4-CBA	0,12	13,409	0,089					
	H ₂ O	11,59	1328,454	73,803					
	H.Ac.	31,89	3654,060	60,901					
	P-X	1,66	190,482	1,797					
	Total	100,00	11458,769	174,368					
26	H ₂ O	25,68	1262,034	70,113	L	110,0	1	8.963	
	H.Ac.	70,64	3471,300	57,855					
	P-X	3,68	180,942	1,707					
	Total	100,00	4914,276	129,675					
27	Cat.	0,34	22,364	0,127	L-S	110,0	1	12.784	
	TPA	95,50	6250,000	37,651					
	4-CBA	0,20	13,409	0,089					
	H ₂ O	1,01	66,420	3,690					
	H.Ac.	2,79	182,700	3,045					
	P-X	0,14	9,434	0,089					
	Total	100,00	6544,327	44,691					
28	H ₂ O	29,04	52,272	2,904	L	100,0	1	7.613	
	H.Ac.	65,77	118,380	1,973					
	P-X	5,18	9,328	0,088					
	Total	100,00	179,980	4,965					
29	H ₂ O	100,00	1013,940	56,330	L	25,0	1	0	
30	H ₂ O	52,61	993,420	55,190	G		1	2.302	
	O ₂	47,39	895,008	27,969					
	Total	100,00	1888,428	83,159					
31	H ₂ O	25,80	1314,324	73,018	L	110,0	1,12	8.67	A. INTER. D. INTER.
	H.Ac.	70,46	3589,680	59,828		119,0		9.852	
	P-X	3,74	190,376	1,796					
	Total	100,00	5094,380	134,642					

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.	
32	H ₂ O	97,78	1730,779	96,154	V	104,0	1,14	2.545		
	H.Ac.	2,10	37,169	0,619						
	P-X	0,12	2,052	0,019						
	Total	100,00	1770,000	96,793						
33	H ₂ O	97,78	1730,779	96,154	L	104,0	1,14	5.966		
	H.Ac.	2,10	37,169	0,619						
	P-X	0,12	2,052	0,019						
	Total	100,00	1770,000	96,793						
34	H ₂ O	97,78	1730,779	96,154	L	104,0	1,14	5.972		
	H.Ac.	2,10	37,169	0,619						
	P-X	0,12	2,052	0,019						
	Total	100,00	1770,000	96,793						
35	H ₂ O	97,78	346,156	19,231	L	104,0	1,14	5.965		
	H.Ac.	2,10	7,434	0,124						
	P-X	0,12	0,410	0,004						
	Total	100,00	354,000	19,359						
36	H ₂ O	97,78	1384,624	76,924	L	104,0	1,14	5.965		
	H.Ac.	2,10	29,735	0,496						
	P-X	0,12	1,642	0,015						
	Total	100,00	1416,000	77,435						
37	H ₂ O	1,17	49,685	2,760	L	127,0	1,33	14.074		
	H.Ac.	94,69	4025,462	67,091						
	P-X	4,14	175,858	1,659						
	Total	100,00	4251,006	71,510						
38	H ₂ O	1,17	9,937	0,552	L	127,0	1,33	14.074		
	H.Ac.	94,69	805,092	13,418						
	P-X	4,14	35,172	0,332						
	Total	100,00	850,201	14,302						
39	H ₂ O	1,17	9,937	0,552	V	127,0	1,33	1.789		
	H.Ac.	94,69	805,092	13,418						
	P-X	4,14	35,172	0,332						
	Total	100,00	850,201	14,302						
40	H ₂ O	1,17	39,748	2,208	L	127,0	1	14.074	A. INTER.	
	H.Ac.	94,69	3220,370	53,673		111,0		11.717		D. INTER.
	P-X	4,14	140,687	1,327						
	Total	100,00	3400,805	57,208						
41	H ₂ O	1,17	19,874	1,104	L	111,0	1	11.717		
	H.Ac.	94,69	1610,185	26,836						
	P-X	4,14	70,343	0,664						
	Total	100,00	1700,402	28,604						

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
42	TPA	99,43	6250,000	37,651	S	140,0	1	18.400	
	CAT	0,36	22,364	0,127					
	4-CBA	0,21	13,409	0,089					
	Total	100,00	6285,773	37,867					
43	H ₂ O	100,00	1250,000	69,444	L	25,0	1	0	
44	H ₂ O	100,00	625,000	34,722	L	95,0	1	5.250	
45	H ₂ O	100,00	625,000	34,722	L	95,0	1	5.250	
46	H ₂ O	9,04	625,000	34,722	S-L		1	12.1	
	TPA	90,44	6250,000	37,651					
	CAT	0,32	22,364	0,127					
	4-CBA	0,19	13,409	0,089					
	Total	100,00	6910,773	72,589					
47	H ₂ O	100,00	312,500	17,361	L	95,0	1	5.250	
48	H ₂ O	12,98	937,500	52,083	S-L		1	10.778	
	TPA	86,53	6250,000	37,651					
	CAT	0,31	22,364	0,127					
	4-CBA	0,19	13,409	0,089					
	Total	100,00	7223,273	89,950					
49	H ₂ O	100,00	312,500	17,361	L	95,0	1	5.250	
50	H ₂ O	100,00	156,250	8,681	L	95,0	1	5.250	
51	H ₂ O	100,00	156,250	8,681	L	95,0	1	5.250	
52	H ₂ O	100,00	2,749	49,479	L	120,0	1	7.182	
53	H ₂ O	0,74	46,872	2,604	L-S	120,0	1	14.603	
	TPA	98,69	6250,000	37,651					
	CAT	0,35	22,364	0,127					
	4-CBA	0,21	13,409	0,089					
	Total	100,00	6332,645	40,471					
54	H ₂ O	3,13	203,125	11,285	L-S	117,0	40	12.951	
	TPA	96,32	6250,000	37,651					
	CAT	0,34	22,364	0,127					
	4-CBA	0,21	13,409	0,089					
	Total	100,00	6488,898	49,152					
55	H ₂ O	3,13	203,125	11,285	L	250,0	40	31.593	
	TPA	96,32	6250,000	37,651					
	CAT	0,34	22,364	0,127					
	4-CBA	0,21	13,409	0,089					
	Total	100,00	6488,898	49,152					

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
56	H ₂ O	3,13	203,125	11,285	L	250,0	40	31.593	
	TPA	96,32	6250,000	37,651					
	CAT	0,34	22,364	0,127					
	4-CBA	0,21	13,409	0,089					
	Total	100,00	6488,898	49,152					
57	H ₂	100,00	1,334	0,667	G	250,0	40	6.294	
58	TPA	96,46	6250,000	37,651	L-S	250,0	40	31.593	A. VALV.
	PTA	0,05	3,039	0,022					
	H ₂ O	3,14	203,526	11,307					
	CAT	0,35	22,364	0,127					
	H ₂	0,00	0,267	0,133					
	Total	100,00	6479,196	49,240					
59	TPA	96,80	6250,000	37,651	L-S	100,0	1	10.53	
	PTA	0,05	3,039	0,022					
	H ₂ O	3,15	203,526	11,307					
	H ₂	0,00	0,267	0,133					
	Total	100,00	6456,832	49,113					
60	H ₂ O	100,00	6835,554	379,753	L	100,0	1	7.544	
61	H ₂ O	52,96	7039,080	391,060	L-S	100,0	1	6.219	
	TPA	47,02	6250,000	37,651					
	PTA	0,02	3,039	0,022					
	H ₂	0,00	0,267	0,133					
	Total	100,00	13292,386	428,866					
62	H ₂ O	99,92	338,904	18,828	G-V	100,0	1	2.422	
	H ₂	0,08	0,267	0,133					
	Total	100,00	339,171	18,961					
63	H ₂ O	99,92	338,904	18,828	L	100,0	1		
	H ₂	0,08	0,267	0,133					
	Total	100,00	339,171	18,961					
64	H ₂	100,00	0,267	0,133	G	100,0	1	2.06	
65	H ₂ O	100,00	339,171	18,961	L	100,0	1	7.544	
	Total	100,00	339,171	18,961					
66	H ₂ O	52,96	7039,080	391,060	L-S	100,0	1	6.219	
	TPA	47,02	6250,000	37,651					
	PTA	0,02	3,039	0,022					
	Total	100,00	13292,119	428,733					
67	H ₂ O	53,50	7195,330	399,741	L-S	100,0	1	6.207	
	TPA	46,47	6250,000	37,651					
	PTA	0,02	3,039	0,022					
	Total	100,00	13448,369	437,414					

LI-NEA	COMPONENTE	% PESO	KG/HR	KMOL/HR	ESTADO	T (°C)	P (Atm)	ENTALPIA (KJ/MOL)	OBSERV.
68	H ₂ O	5,44	359,767	19,987					
	TPA	94,51	6250,000	37,651					
	PTA	0,05	3,039	0,022					
	Total	100,00	6612,806	57,660	L-S	100,0	1	9.799	
69	Aire	100,00	3999,459	142,838	G	46,5	2	9.98	
70	H ₂ O	0,50	31,147	0,999					
	PTA	0,00	0,263	0,022					
	TPA	99,50	6250,000	37,651					
	Total	100,00	6281,410	38,672	S	140,0	1	18.4	

Los datos necesarios para el cálculo de las propiedades físico-químicas y termodinámicas utilizadas para el Balance de masa y de energía, fueron obtenidos de datos y correlaciones presentadas en el Apéndice (parte A).

En los equipos de separación líquido-vapor, se utilizó el programa de cálculo que se muestra en el Apéndice (parte E).

Las ecuaciones termodinámicas utilizadas en el programa de cálculo, así como el fundamento teórico se muestran en el Apéndice (parte F).

5.5 BALANCE DE ENERGIA

Balance de Energía en el Reactor de Oxidación:
Se ha calculado el Calor de Reacción generado para las condiciones de operación.

Teniendo el Calor de Reacción a 25°C, éste se ha llevado a 200°C utilizando la siguiente fórmula:

$$H_{200^{\circ}c} = H_{25^{\circ}c} + H_{\text{productos}} - H_{\text{reactantes}}$$

donde $H_{25^{\circ}c} = -1360000 \text{ J/mol}$, dato referencia (1)

La entalpía de los productos y reactantes se calculó de la siguiente tabla:

COMPONENTE	Cp (J/mol°C)	Moles gramo	Entalpía (Kj/mol)
Paraxileno (l)	242.76	43531	-49.12
Oxígeno (g)	31.62	141189.76	-20.75
Agua (l)	86.67	75569.38	28.17
Acido Tereftálico(s)	161.24	37650.6	30.44

Reemplazando en la fórmula anterior tenemos:

$$H_{200^{\circ}c} = -1371213 \text{ J/mol}$$

Para el **Balance de Energía por línea** se consideró:

Las propiedades termodinámicas de una fase homogénea de composición constante pueden expresarse como funciones de dos variables intensivas, T y P que son cantidades fácilmente mensurables, entonces considerando la entalpía H como función de éstas se tiene:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_P = C_p \quad \dots (1)$$

Y la ecuación en función de la presión es:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad \dots (2)$$

Considerando que para líquidos alejados del punto crítico, el volumen es pequeño, la expresión anterior se desprecia. Esto ocurre para la mayoría de las condiciones de operación, donde la presión tiene poca influencia sobre la entalpía.

Tomando diferencial total de la ecuación (1) e integrando se tiene:

$$\Delta H = \int_{T_0}^T C_p \cdot dT \quad \dots (3)$$

La ecuación anterior de entalpía se puede utilizar tanto para fase líquida como para fase gaseosa, donde ΔH se calcula con respecto a un estado de referencia asignado arbitrariamente, en nuestro caso se consideró T_0 a 25°C . La capacidad calorífica C_p es una función de la temperatura.

Como la entalpía es una propiedad extensiva, para una fase homogénea de varios componentes podemos calcularla de la siguiente manera:

$$\Delta H = \sum x_i \cdot \Delta H_i \quad \dots (4)$$

Donde x_i es la fracción molar del componente i en la solución. Los valores por línea están en la tabla anterior (de balance de masa).

5.6 DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO.

El diseño de cada equipo de proceso, se detalla en la sección G del Apéndice.

5.7 SEGURIDAD INDUSTRIAL Y MEDIO AMBIENTE

En la sección de oxidación, cada componente del reactor deberá ser aislado en celdas concretas y provistas con dispositivos intercomunicados de seguridad, los cuales serán activados automáticamente en el caso de una falla en la alimentación, exceso de presión, de temperatura, etc. El equipo está diseñado para prevenir la posibilidad de peligros de explosión y riesgo por corrosión.

Para conservar la alta pureza del TPA, éste puede ser manejado convenientemente (neumática y mecánicamente), y almacenado usando equipos convencionales.

Aluminio y/o acero inoxidable se pueden usar como materiales en el secado, manejo y almacenamiento del TPA.

Medio Ambiente Según el Reglamento de Protección Ambiental (D.S. N°019-97), para el desarrollo de actividades en la Industria Manufacturera, el objetivo

es minimizar las emisiones de sólidos, líquidos y gases del presente Proyecto, que se detallan a continuación:

La eliminación de desperdicios líquidos (línea 36), constituida por el agua y pequeñas cantidades de ácido acético y paraxileno, es el mayor problema a ser resuelto por ser más alto que el límite permisible según la regulación del gobierno (12 microgramos de hidrocarburo de petróleo por litro de agua). El tratamiento adecuado para este efluente es la degradación biológica.

Los efluentes gaseosos no requieren procedimiento particular de depuración, y por tanto mediante lavado se eliminarían los compuestos orgánicos que pudieran aparecer en la línea 30.

Los componentes del sistema catalítico gastado (Mn, Co y Br), al ser un residuo sólido con valor, necesitan un procedimiento de recuperación y finalmente los residuos son enviados a los rellenos industriales.

6. INVERSIÓN TOTAL

6.1 INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO

6.1.1 Generalidades

Factor de Servicio:	8000 hr/año
Año Cero (0):	2000
Años de Operación de la Planta:	10
Dólares del año:	1997

6.1.2 Estimación de la Inversión de Equipos (FOB USA)

Se ha estimado el costo de los equipos en US\$ FOB-USA del año 1997 usando los Índices de Costos de la revista Chemical Engineering Issue 1998.

TABLA 6.1
COSTO DE LOS REACTORES

SIMBOLOGIA	REACTOR 1	REACTOR 2
Precio Base US\$/lb	3.03	2.66
Precio Corregido US\$ 1990	368088	162487
Indice de Costos 1990	357.6	357.6
Indice de Costos 1997	386.5	386.5
Precio Total US\$ 1997	397835	175619
Material	Titanio	Acero Inoxidable SA 240-304

TABLA 6.2

COSTO DE LOS SEPARADORES

SIMBOLOGIA	S-1	S-2	S-3	S-4
Precio Base, US\$/kg	2.38	2.53	2.52	2.5
Precio Corregido, US\$ 1975	512.54	857.3	865.25	3178
Indice de Costos 1975	182.4	182.4	182.4	182.4
Indice de Costos 1997	386.5	386.5	386.5	386.5
Precio Total US\$ 1997	1086	1816	1833	6734

TABLA 6.3

COSTO DE LA COLUMNA DE DESTILACION

SIMBOLOGIA	D-1
Precio Base de Coraza y Cabezal US\$/kg	1.82
Precio Total US\$ 1975	9041.88
Precio corregido de la columna, US\$ 1975	72335
Indice de Costos 1975	182.4
Indice de Costos 1997	386.5
Precio Total de la Columna, US\$ 1997	153276

TABLA 6.4

COSTOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Equipo	Area (m2)	P \$75/88	Pcorreg 75/88.	IC75/88	IC97	PT US\$97
I-1*	23.3	7100	13490	342.5	386.5	15223
I-2	1.86	850	2018.75	182.4	386.5	4277
I-3	0.5	700	1662.5	182.4	386.5	3522
I-4	0.8	750	1425	182.4	386.5	3019
I-5	2.7	900	1710	182.4	386.5	3623
I-6*	17.5	4000	7600	342.5	386.5	8576
I-7*	106.1	15000	28500	342.5	386.5	32161
I-8	5.8	2000	3800	182.4	386.5	8052
I-9*	96.2	15000	28500	342.5	386.5	32161
I-10	0.1	580	1102	182.4	386.5	2335
I-11	3.3	950	1805	182.4	386.5	3824

* Precios del año 1988
P\$75/88 Precio en US \$ del año 1975 ó 1988
Pcorreg 75/88 Precio Corregido en US \$ del año 1975 ó 1988
IC75/88 Indice de Costos del año 1975 ó 1988
IC97 Indice de Costos del año 1997
PT US\$97 Precio Total del Equipo en US \$ 1997

TABLA 6.5

COSTO DE BOMBAS

SIMBOLOGIA	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6	B-7
Potencia Real, CV	15.3	1.95	7.96	1.64	14.71	0.37	23.14
Diferencial, bar	19.42	19.42	19.42	0.507	23.935	1.185	37.97
Precio Base US\$ de 1988	3000	1250	2200	1100	2900	650	3300
Precio Corregido	3780	1575	2772	1386	3654	819	4158
Indice Costos 1988	342.5	342.5	342.5	342.5	342.5	342.5	342.5
Indice Costos 1997	386.5	386.5	386.5	386.5	386.5	386.5	386.5
Precio Total US\$ 1997	4265	1777	3128	1564	4123	924	4692

TABLA 6.6

COSTO DE LOS COMPRESORES

SIMBOLOGIA	C-1	C-2
Potencia, CV	187.34	162.14
Precio Base, US\$ 1975	70000	65000
Precio Corregido, US\$1975	98000	91000
Precio Motor, US\$ 1975	6000	5500
Precio Total (Comp.+Motor)	104000	96500
Indice Costos 1975	182.4	182.4
Indice Costos 1997	386.5	386.5
Precio Total, US\$ 1997	220372	204480

TABLA 6.7

COSTO DE LOS SECADORES

SIMBOLOGIA	SEC-1	SEC-2
Diámetro, metros	2.51	3.48
Longitud, metros	19.07	34.84
Costo US\$ 1968	81228	205974
Indice de Costos 1968	113.7	113.7
Indice de Costos 1997	386.5	386.5
Precio US\$ 1997	276119	700167

TABLA 6.8

COSTO DE LOS CRISTALIZADORES

SIMBOLOGIA	CR-1	CR-2	CR-3
Ton / día	75.15	75.15	150.3
Costo US \$ 1990	190000	190000	380000
Indice Costos 1990	357.6	357.6	357.6
Indice Costos 1997	386.5	386.5	386.5
Precio Total US\$97	205355	205355	410710

TABLA 6.9

COSTO DE LAS CENTRIFUGAS

SIMBOLOGIA	CF-1	CF-2	CF-3
Flujo de Sólidos, Ton/hr	6.286	6.286	6.286
Costo US\$ 1990	120000	120000	120000
Indice de Costos 1990	357.6	357.6	357.6
Indice de Costos 1997	386.5	386.5	386.5
Precio US\$ 1997	129698	129698	129698

TABLA 6.10

COSTO DE LOS TANQUES DE MEZCLA

SIMBOLOGIA	TQ-1	TQ-2	TQ-3	TQ-4
Volumen, gal.	440.44	1277.98	1157.67	1714.18
Costo US\$ 1990	10020	18000	17000	21000
Indice de Costos 1990	357.6	357.6	357.6	357.6
Indice de Costos 1997	386.5	386.5	386.5	386.5
Precio US\$ 1997	10829	19454	18373	22697

TABLA 6.11

COSTO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y ABSORBEDOR

SIMBOLOGIA	TQ-1	TQ-2	TQ-3	TQ-4	A-1
Fluido	Acético	Paraxileno	Oxigeno	TPA	Mezcla
Volumen, m ³	258.6	3745.3	1242.1	2980.1	254.6
Precio Base, US\$ 1975	25000	135000	200000	110000	25000
Precio Corregido, US\$ 1975	27500	148500	560000	110000	27500
Indice Costos 1975	182.4	182.4	182.4	182.4	182.4
Indice Costos 1997	386.5	386.5	386.5	386.5	386.5
Precio Total US\$ 1997	58271	314666	1186622	233086	58271

TABLA 6.12

COSTO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO

SIMBOLOGIA	TORRE
Flujo de Agua de Enfriamiento, m ³ /hr	126.279
Flujo de Agua de Enfriamiento, GPM	556.05
Flujo leído en fig., GPM	5000
Precio Base para fig. US\$ 1988	90000
Factor de Escalamiento	0.6
Precio Base de la Torre US\$ 1990	36980.5
Indice Costos 1990	357.6
Indice Costos 1997	386.5
Precio Total de la Torre US\$ 1997	39969

El precio base de cada equipo fue hallado de las tablas y gráficos de costos que se encuentran en el Apéndice (parte H), de acuerdo a los parámetros de diseño obtenidos en la sección G.

Los precios obtenidos están referidos a un año determinado y fueron escalados de acuerdo con los índices de costos que se muestran en la sección H del Apéndice.

A continuación, se muestran los costos totales de los equipos utilizados en el presente Proyecto:

TABLA 6.13
COSTO TOTAL DE LOS EQUIPOS SIN INSTALAR
EN TERMINOS FOB-EEUU

CANT.	EQUIPO	FOB (US \$ 1997)
1	Reactor de Oxidación	397835.6
1	Reactor de Hidrogenación	175619.1
1	Columna de Destilación	153276.0
2	Secadores	976287.6
2	Compresores	424853.3
3	Centrífugas	389094.0
3	Cristalizadores	821420.0
4	Separadores	11471.0
4	Tanques de Mezcla	71355.4
7	Bombas	20474.7
11	Intercambiadores de Calor	116777.3
1	Torre de Enfriamiento	39969.1
4	Tanque Almacenamiento y absorbedor	1850919.5
TOTAL		5449352

6.1.3 Estimación de la Inversión de Capital Fijo

TABLA 6.14

COSTO DE INVERSION DE CAPITAL FIJO

		M US\$ 1997
1	FOB de equipos	5449,353
2	FOB de instrumentación	8% de (1) 435,948
3	FOB de cañerías y tuberías	37% de (1) 2016,260
4	FOB de otros materiales directos	13% de (1) 708,416
5	FOB total	(1+2+3+4) 8609,977
6	Flete Transp. Internacional	10% de (5) 860,998
7	Seguro Transp. Internacional	0,5% de (5) 43,050
8	CIF (FOB + flete + seguro)	(5+6+7) 9514,025
9	Derechos e impuestos a la importación	(9,1+9,2) 3059,710
	9,1 ad/valorem	12% de (8) 1141,683
	9,2 IGV	18% de (8+9,1) 1918,027
10	Comisión de agente de aduana	0,5% de (5) 43,050
11	Costo de supervisión de importaciones	0,5% de (5) 43,050
12	Costos financieros de importación	1,5% de (5) 129,150
13	Transporte y seguro interno	0,1% de (8) 9,514
14	Costo puesto en planta	(8+9+10+11+12+13) 12798,499
15	Costo de instalación	(15,1+15,2+15,3+15,4 +15,5+15,6+15,7) 7138,652
Costos directos		
15,1	instalación equipo adquirido	36% de (1) 1961,767
15,2	instalaciones eléctricas	8% de (1) 435,948
15,3	obras civiles	14% de (1) 762,909
15,4	mejoras de terreno	8% de (1) 435,948
15,5	instalaciones de servicios	15% de (1) 817,403
Costos indirectos		
15,6	ingeniería y supervisión	22% de (1) 1198,858
15,7	gastos de construcción	28% de (1) 1525,819
16	Honorarios del contratista	5% de (15) 356,933
17	Impuestos a la renta	30% de (15,6+16) 466,737
18	Eventuales	10% de (15) 713,865
19	Inversión de capital fijo	(14+15+16+17+18) 21474,685
20	Gastos de puesta en marcha	10% de (19) 2147,469
21	Costo de planta de oxígeno	1115,180
22	Inversión total de capital fijo	(19+20+21) 24737,334

7. COSTOS DE PRODUCCION, DEPRECIACION, VENTAS Y FINANCIAMIENTO

7.1 Costo de Producción

Está compuesto por:

7.1.1 Costos de Materias Primas :

Paraxileno	: 400 US \$ /TM
Acido Acético	: 1147 US \$ FOB/TM
Acetato de Cobalto-4H ₂ O	: 17991.25 US \$/TM
Acetato de Manganeso-4H ₂ O	: 2396.25 US \$/TM
Bromuro de Sodio	: 5176.25 US \$/TM
Hidrógeno	: 0.1525 US \$/nm ³

COSTO DE MATERIAS PRIMAS

	US \$/TM	Cantidad TM/año	Costo MMUS\$
Paraxileno	400,000	35788,800	14,316
Ac.Acético	1147,000	3000,000	3,441
Acetato Co	17991,000	60,000	1,079
Acetato Mn	2396,000	190,000	0,455
Bromuro Na	5176,000	100,000	0,518
Hidrógeno	0,153	9,072	0,000
Total MMUS\$			19,809

7.1.2 Costos Variables|:

Electricidad	: 0.1 US \$/Kwh
Vapor Saturado (100psi)	: 12 US \$/TM
Agua de Enfriamiento	: 0.05 US \$/TM
Agua de Proceso	: 2.5 US \$/TM
Inhibidores	: 5% del costo FOB de torre de enfriam.

COSTOS VARIABLES ANUALES
(M US\$ del Año 0/Año)

SERVICIOS	PRECIO UN. (US\$/un)	BASE DE CALCULO *	COSTO TOTAL MUS\$
ELECTRICIDAD	0,1 US\$/Kw-hr	8924168	892.420
VAPOR SATURADO	12 US\$/TM	41736	500.832
AGUA DE ENFRIAM.	0,05 US\$/TM	1010235.2	50.512
AGUA DE PROCESO	2,5 US\$/TM	10000	25
INHIBIDOR	5% COSTO TORRE ENFRIAMIENTO		1.998
TOTAL			1470.760

* Para el cálculo, el vapor Saturado, agua de Enfriamiento y de proceso están en TM/Año.

7.1.3 Costos Fijos: Obra Directa (personal asumido)

MANO DE OBRA DIRECTA

CARGO	NUMERO TURNO	NUMERO TOTAL	SUELDO (US\$/mes)	TOTAL (US\$/mes)
ING. PLANTA	3	9	1200	10800
ING. MANTENIM.	3	9	1200	10800
OPERARIOS	8	24	400	9600
			TOTAL MES	31200
			TOTAL AÑO	436800

COSTOS FIJOS* (CONT.)

RUBRO	COSTO MUS\$
MANO DE OBRA DIRECTA	436.800
MANTENIMIENTO	742.110
SUPERVISION	43.680
LABORATORIO E INVEST.	43.680
SEGUROS Y PATENTES	494.740
TOTAL DE COSTOS FIJOS	1761.010

7.2 Depreciación

Se considerará una depreciación lineal de 10 años con un valor de rescate igual a Cero.

Si la inversión de Capital Fijo es de \$ 24.737 MM US \$, la depreciación será:

$$D = 24.737 / 10 = 2.473 \text{ MM US \$}$$

En nuestro país la Depreciación de Equipos está regulada por el Decreto Legislativo 774 - Ley del Impuesto a la Renta y su reglamento Decreto Supremo 122-94-EF, el cual establece 10 años de vida útil y un porcentaje anual de Depreciación del 10% para bienes del Activo Fijo.

7.3 Ventas

El precio en el Mercado Interno del Perú es igual al Costo de Importación.

- Precio del Producto:

El único producto que se vende es el TPA, y su valor es un promedio de precios FOB de importaciones (ver APENDICE, TABLA D.1):

Acido Tereftálico : 630 US \$ /TM

7.4 Financiamiento

Se supondrá una institución ficticia que financie el proyecto bajo las siguientes condiciones:

% de Financiamiento	:	60 %
% de Interés	:	12 %
Tipo de Pago	:	Amortización constante
Período de Gracia	:	0 años
Período de Pago	:	10 años
Inflación	:	4 %

FINANCIAMIENTO Y PAGO DE LA DEUDA

INTERES (%)	0,120	(MONEDA CORRIENTE MMUS\$)									
AMORTIZACION CONSTANTE											
INVERSION TOTAL: 24,737											
FINANCIAMIENTO (% INV)	0,600										
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DEUDA AL FINAL	14,842	13,358	11,874	10,390	8,905	7,421	5,937	4,453	2,968	1,484	0,000
AMORTIZACION		1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484
INTERES		1,781	1,603	1,425	1,247	1,069	0,891	0,712	0,534	0,356	0,178
PAGO		3,265	3,087	2,909	2,731	2,553	2,375	2,197	2,019	1,840	1,662
(MONEDA CONSTANTE MMUS\$ AÑO 0)											
INFLACION (%)	0,040										
AÑO DE OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DEUDA AL FINAL	14,842										
AMORTIZACION		1,427	1,372	1,319	1,269	1,220	1,173	1,128	1,085	1,043	1,003
INTERES		1,713	1,482	1,267	1,066	0,878	0,704	0,541	0,390	0,250	0,120
PAGO		3,140	2,854	2,586	2,334	2,098	1,877	1,669	1,475	1,293	1,123

8. ESTADOS FINANCIEROS (42)

El Capital de Trabajo será equivalente a un mes del costo total de producción.

Con estos valores presupuestados, se pudo estructurar los Estados Financieros siguientes:

8.1 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS PROYECTADO

Llamado también estado de resultados económicos, permite estimar la utilidad neta de cada periodo de tiempo futuro, para lo cual a las ventas a realizarse se le restan los costos y gastos a incurrirse, así como las obligaciones legales que debe cumplir el proyecto. Para su cálculo no interesa si lo vendido se ha cobrado o no y si lo gastado se ha pagado o no, lo que se considera es la materialización de la transacción comercial entre la empresa y otros agentes económicos.

Se considerará:

Gastos Adm. y Ventas :	1.5 y 1% del Ingreso Ventas
Reserva Legal :	8% de la Utilidad Neta
Utilidad Retenida :	2% de la Utilidad Neta
Impuesto a la Renta :	30%

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS - EVALUACION FINANCIERA
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS										
VENTAS	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500
EGRESOS										
MATERIA PRIMA	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809	19,809
COSTOS VARIABLES	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471	1,471
COSTOS FIJOS	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761	1,761
GASTOS DE PRODUCCION	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041	23,041
UTILIDAD BRUTA	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459	8,459
GASTOS ADMIN. (1.5%IT)	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473	0,473
GASTOS DE VENTAS (1%IT)	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315	0,315
UTILIDAD DE OPERACION	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672	7,672
GASTOS FINANCIEROS	1,713	1,482	1,267	1,066	0,878	0,704	0,541	0,390	0,250	0,120
DEPRECIACION	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474
RENTA NETA	3,486	3,716	3,932	4,132	4,320	4,494	4,657	4,808	4,948	5,078
IMP. A LA RENTA (30%RN)	1,046	1,115	1,179	1,240	1,296	1,348	1,397	1,442	1,484	1,523
UTILIDAD NETA	2,440	2,601	2,752	2,893	3,024	3,146	3,260	3,365	3,464	3,555
RESERVA LEGAL (8%UN)	0,195	0,208	0,220	0,231	0,242	0,252	0,261	0,269	0,277	0,284
UTILIDAD RET. (2%UN)	0,049	0,052	0,055	0,058	0,060	0,063	0,065	0,067	0,069	0,071
DIVIDENDOS	2,196	2,341	2,477	2,603	2,722	2,831	2,934	3,029	3,117	3,199

De las tablas anteriores se observa que la Utilidad Neta de la Evaluación Económica es constante e igual a 3.639 MM US \$ en los 10 años de Operación.

Mientras la Utilidad Neta de la Evaluación Financiera varía de 2.440 a 3.555 MM US \$ durante el mismo período.

8.2 Flujo Neto de Caja Proyectado

Es un instrumento financiero que permite mostrar el movimiento temporal de los ingresos y egresos de efectivo que generaría el proyecto durante todo el horizonte de planeamiento (etapas de pre-operación, operación y liquidación).

El flujo de caja indica la generación neta de recursos monetarios por parte del negocio, el mismo que se utiliza para estimar la rentabilidad del proyecto, siendo un instrumento básico para la evaluación de inversiones.

Cuando los Flujos Netos de Fondos sean negativos se cubrirán con aportes y se considerará un costo de capital (COK) de 12%.

FLUJO NETO DE CAJA PROYECTADO - EVALUACION ECONOMICA
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES											
PROPIA	24,737	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CAPITAL DE TRABAJO		4,625	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-4,625
TOTAL INVERSION	24,737	4,625	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-4,625
UTILIDAD NETA		3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639
DEPRECIACION		2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474
FLUJO NETO DE FONDOS	-24,737	1,487	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	10,737
APORTES	24,737	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DIVIDENDOS (n-1)		0,000	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275
SALDO DE CAJA ANUAL		1,487	2,838	2,838	2,838	2,838	2,838	2,838	2,838	2,838	7,463
CAJA RESIDUAL		1,487	4,325	7,163	10,000	12,838	15,675	18,513	21,350	24,188	31,651

FLUJO NETO DE CAJA PROYECTADO - EVALUACION FINANCIERA
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIONES											
PROPIA	9,895	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
AMORTIZACION		1,427	1,372	1,319	1,269	1,220	1,173	1,128	1,085	1,043	1,003
CAPITAL DE TRABAJO		4,625	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-4,625
TOTAL INVERSION	9,895	6,052	1,372	1,319	1,269	1,220	1,173	1,128	1,085	1,043	-3,622
UTILIDAD NETA		2,440	2,601	2,752	2,893	3,024	3,146	3,260	3,365	3,464	3,555
DEPRECIACION		2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474	2,474
FLUJO NETO DE FONDOS	-9,895	-1,139	3,703	3,906	4,098	4,278	4,447	4,606	4,755	4,894	9,651
APORTES	9,895	1,139	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
DIVIDENDOS (n-1)		0,000	2,196	2,341	2,477	2,603	2,722	2,831	2,934	3,029	3,117
SALDO DE CAJA ANUAL		0,000	1,507	1,565	1,621	1,674	1,725	1,774	1,821	1,866	6,533
CAJA RESIDUAL		0,000	1,507	3,072	4,693	6,367	8,092	9,866	11,687	13,553	20,086

8.3 Balance General Proyectado

Este estado financiero indica la posición patrimonial proyectada de la empresa al final de cada uno de los próximos periodos de tiempo. Además, en el balance general se puede mostrar la evolución de la reserva legal según la ley de sociedades mercantiles.

El Balance General proyectado registra el estado de cuentas (Activo y Pasivo) en el momento que se realiza.

A continuación se muestra el Balance General Proyectado, tanto económico como financiero, donde el Total Pasivo y Activo son iguales en ambas evaluaciones.

En la Evaluación Financiera hay una Ganancia por Inflación que varía de 0.057 a 2.804 MM US \$.

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACION ECONOMICA
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ACTIVO											
CAJA-BANCO	24,737	1,487	4,325	7,163	10,000	12,838	15,675	18,513	21,350	24,188	31,651
INV. MATERIA PRIMA	0,000	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	0,000
INV. PRODUCTO TERM.	0,000	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	0,000
CUENTAS POR COBRAR	0,000	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	0,000
ACTIVO FIJO	0,000	22,263	19,790	17,316	14,842	12,369	9,895	7,421	4,947	2,474	0,000
TOTAL ACTIVO	24,737	28,872	29,236	29,600	29,964	30,327	30,691	31,055	31,419	31,783	31,651
PASIVO											
PASIVO A CORTO PLAZO											
CUENTAS POR PAGAR		0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,000
DIVIDENDOS		3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275	3,275
PATRIMONIO											
CAPITAL SOCIAL	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737	24,737
UTILIDAD RET. ACUM.		0,073	0,146	0,218	0,291	0,364	0,437	0,509	0,582	0,655	0,728
RESERVA LEGAL ACUM.		0,291	0,582	0,873	1,164	1,455	1,747	2,038	2,329	2,620	2,911
PERDIDAS ACUMULADAS		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL PASIVO	24,737	28,872	29,236	29,600	29,964	30,327	30,691	31,055	31,419	31,783	31,651

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACION FINANCIERA
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ACTIVO											
CAJA-BANCO	24,737	0,000	1,507	3,072	4,693	6,367	8,092	9,866	11,687	13,553	20,086
INV.MATERIA PRIMA	0,000	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	1,630	0,000
INV.PRODUCTO TERM.	0,000	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	2,074	0,000
CUENTAS POR COBRAR	0,000	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	1,418	0,000
ACTIVO FIJO	0,000	22,263	19,790	17,316	14,842	12,369	9,895	7,421	4,947	2,474	0,000
TOTAL ACTIVO	24,737	27,385	26,418	25,509	24,656	23,857	23,108	22,409	21,756	21,148	20,086
PASIVO											
PASIVO A CORTO PLAZO											
CUENTAS POR PAGAR		0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,496	0,000
DIVIDENDOS		2,196	2,341	2,477	2,603	2,722	2,831	2,934	3,029	3,117	3,199
PAGO ANUAL LA DEUDA	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	1,484	
PASIVO A LARGO PLAZO											
DEUDA (n+1)	13,358	11,874	10,390	8,905	7,421	5,937	4,453	2,968	1,484		
PATRIMONIO											
CAPITAL SOCIAL	9,895	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033	11,033
UTILIDAD RET. ACUM.		0,049	0,101	0,156	0,214	0,274	0,337	0,402	0,470	0,539	0,610
RESERVA LEGAL ACUM.		0,195	0,403	0,623	0,855	1,097	1,348	1,609	1,879	2,156	2,440
PERD/GAN INFL. ACUM.		0,057	0,169	0,334	0,549	0,814	1,125	1,481	1,881	2,322	2,804
TOTAL PASIVO	24,737	27,385	26,418	25,509	24,656	23,857	23,108	22,409	21,756	21,148	20,086

8.4 Razones Financieras

También llamados Índices Financieros o ratios financieros, estos muestran la salud financiera del Proyecto y se calculan a partir de los Estados Financieros.

8.4.1 Índices de Rentabilidad

Ayudan a determinar la rentabilidad del proyecto y son los siguientes:

- Margen antes de Impuestos
- Margen después de Impuestos
- Rentabilidad sobre Activos
- Rentabilidad sobre el Patrimonio

En la siguiente tabla se ven dichos índices, que indican que el Proyecto es rentable durante toda la etapa operativa.

INDICES DE RENTABILIDAD
(MMUS\$ del Año 0)

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. INGRESOS		31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500
2. RENTA NETA ECONOMICA		5,198	5,198	5,198	5,198	5,198	5,198	5,198	5,198	5,198	5,198
3. RENTA NETA FINANCIERA		3,486	3,716	3,932	4,132	4,320	4,494	4,657	4,808	4,948	5,078
4. UTILIDAD NETA ECON.		3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639	3,639
5. UTILIDAD NETA FINAN.		2,440	2,601	2,752	2,893	3,024	3,146	3,260	3,365	3,464	3,555
6. ACTIVOS-EVAL. ECON.	24,737	28,872	29,236	29,600	29,964	30,327	30,691	31,055	31,419	31,783	31,651
7. PATRIMONIO-EVAL.ECON.	24,737	25,101	25,465	25,829	26,192	26,556	26,920	27,284	27,648	28,012	28,376
8. PATRIMONIO-EVAL.FINAN.	9,895	11,277	11,537	11,813	12,102	12,404	12,719	13,045	13,381	13,728	14,083
MARGEN SOBRE LAS VENTAS (%)											
ANTES DE IMPUESTOS											
EVAL.ECONOMICA (2)/(1)		16,502	16,502	16,502	16,502	16,502	16,502	16,502	16,502	16,502	16,502
EVAL.FINANCIERA (3)/(1)		11,066	11,797	12,481	13,119	13,714	14,268	14,784	15,263	15,708	16,120
DESPUES DE IMPUESTOS											
EVAL.ECONOMICA (4)/(1)		11,552	11,552	11,552	11,552	11,552	11,552	11,552	11,552	11,552	11,552
EVAL.FINANCIERA (5)/(1)		7,746	8,258	8,737	9,183	9,600	9,988	10,348	10,684	10,995	11,284
RENTABILIDAD SOBRE ACTIVOS		18,004	17,780	17,562	17,348	17,140	16,937	16,739	16,545	16,355	16,424
(%) (2)/(6)											
RENT.CAPITAL CONTABLE (%)											
EVAL.ECONOMICA (4)/(7)		14,496	14,289	14,088	13,892	13,702	13,517	13,336	13,161	12,990	12,823
EVAL.FINANCIERA (5)/(8)		21,636	22,547	23,298	23,903	24,378	24,735	24,989	25,150	25,230	25,239

8.4.2 Índices de Operación o de Actividad

Analizan lo bien que son utilizados los Activos del Proyecto y son:

- Rotación de Activos Totales
- Rotación de Activos Netos
- Rotación de Inventarios
- Plazo Promedio de Cobro

A continuación se muestran los referidos índices, que indican que el Proyecto tiene una alta rotación de Activos e Inventarios.

8.4.3 Indices de Apalancamiento

Miden la relación entre los recursos suministrados por los acreedores y los fondos proporcionados por los propietarios y son:

- Indices de Endeudamiento
- Veces Ganados los Intereses
- Plazo de Pago a Proveedores

En la siguiente tabla se aprecian estos índices, observándose que habrá confianza por parte de los acreedores.

8.4.4 Índices de Liquidez

Miden la capacidad de la Empresa para honrar sus obligaciones financieras a medida que estas se vuelven de corto plazo y son:

- Razón de Corto Plazo (Índice de Liquidez)
- Razón de Alta Disponibilidad (Prueba Ácida)

En la siguiente tabla se muestran sus valores, dando buenos Índices de Liquidez para el Proyecto.

9. JUSTIFICACION ECONOMICA DEL PROYECTO (42)

Se fija un Costo de Capital(COK) de 12%, el cual se define como el costo medio de las diferentes fuentes de financiamiento que utiliza una empresa para ejecutar sus proyectos.

9.1 RENTABILIDAD DEL PROYECTO

Se considera tanto la rentabilidad económica como la financiera, y se muestran a continuación:

Valor Presente Neto (VAN)

Tasa Interna de Retorno (TIR)

Período de Recupero (PR)

Relación de Beneficio Costo (B/C)

Indice del Valor Presente (IVP)

Los valores de los indicadores se hallan a partir de los Estados Financieros.

INDICADORES ECONOMICOS

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO NETO FONDOS-ECONOMICO	-24,737	1,487	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	6,112	10,737
FLUJO NETO FONDOS-FINANCIERO	-9,895	-1,139	3,703	3,906	4,098	4,278	4,447	4,606	4,755	4,894	9,651
INGRESOS		31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500	31,500
EGRESOS-EVALUACION ECONOMICA	24,737	30,013	25,388	25,388	25,388	25,388	25,388	25,388	25,388	25,388	20,763
EGRESOS-EVALUACION FINANCIERA	9,895	32,639	27,797	27,594	27,402	27,222	27,053	26,894	26,745	26,606	21,849
INVERSION ECONOMICA	24,737	4,625	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	-4,625
INVERSION FINANCIERA	9,895	6,052	1,372	1,319	1,269	1,220	1,173	1,128	1,085	1,043	-3,622

A continuación se presentan los Indicadores Económicos utilizados en la Evaluación Económica y Financiera, cuyos valores se muestran resumidos en la tabla 9.1:

9.1.1 Valor Actual Neto (VAN)

Para su cálculo, el flujo de caja se actualiza al periodo cero a una determinada tasa de descuento (costo del dinero). El monto resultante representará la ganancia neta luego de recuperar el monto comprometido (invertido) con un rendimiento similar al costo del dinero utilizado.

Para este Proyecto, con un COK del 12% se tiene valores positivos del VAN para la evaluación económica (7.159 MMUS\$ año 0), y para la financiera con 60% de Financiamiento (10.981 MMUS\$ año 0).

9.1.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Es el rendimiento porcentual del flujo de caja proyectado para el periodo de tiempo considerado de un proyecto. Es la tasa de interés que hace posible que el VAN sea cero, es decir la condición para que los ingresos cubran los egresos del proyecto, actualizados a dicha tasa, con lo cual se recupera el monto total invertido.

La tasa interna de retorno representa el rendimiento o el retorno de la inversión comprometida por el agente económico que interviene en el negocio.

Los valores obtenidos son 17.7 y 27.9%, los cuales son mayores que el Costo de Capital (12%) y por lo tanto muestran que el Proyecto es rentable.

9.1.3 Periodo de Recupero (PR)

Es el periodo de tiempo que debe transcurrir desde el momento que se culmina la inversión del proyecto hasta que ésta se recupere íntegramente, dada una determinada tasa de descuento.

El tiempo para recuperar la inversión es de 7.4 y 5.1 años, luego de los cuales el proyecto generará rentabilidad.

9.1.4 Relación Beneficio Costo (B/C)

Es un índice que compara el valor presente de los ingresos netos (ingresos menos egresos), llamados beneficios netos, y el valor presente de la inversión o costo inicial del proyecto, descontados a una determinada tasa de interés (costo del dinero).

La utilización del índice B/C facilita visualizar la productividad de la inversión comprometida.

Los B/C son 1.042 y 1.066 respectivamente y representan mayor beneficio por unidad monetaria de egreso.

9.1.5 Índice del Valor Presente (IVP)

Representa la rentabilidad del proyecto por cada unidad monetaria de inversión.

Los valores obtenidos muestran índices positivos.

TABLA 9.1

RENTABILIDAD DEL PROYECTO

INDICADOR	ECONOMICO	FINANCIERO
VAN (MMUS\$AÑO 0)	7.159	10.981
TIR (%)	17.70	27.900
B/C	1.042	1.066
IVP	0.262	0.561
PR (AÑOS)	7.4	5.1

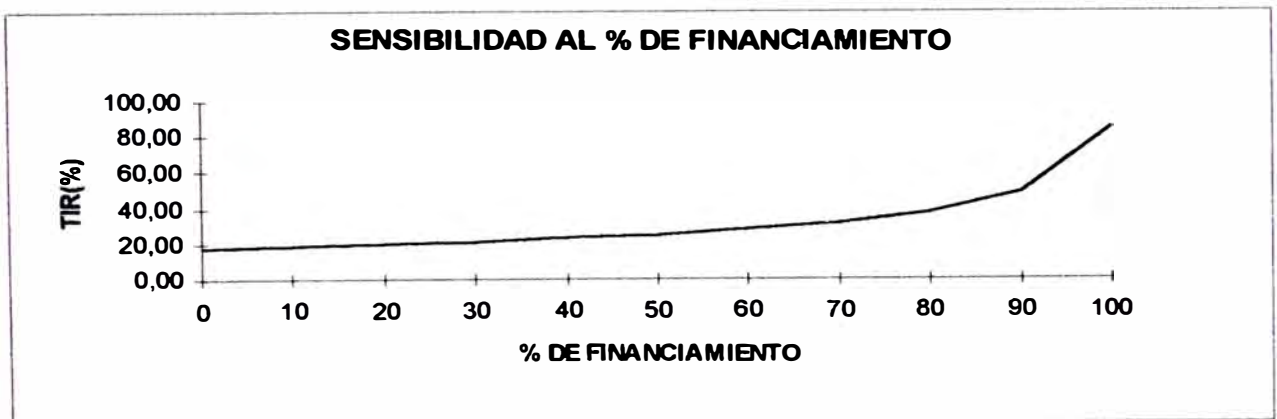
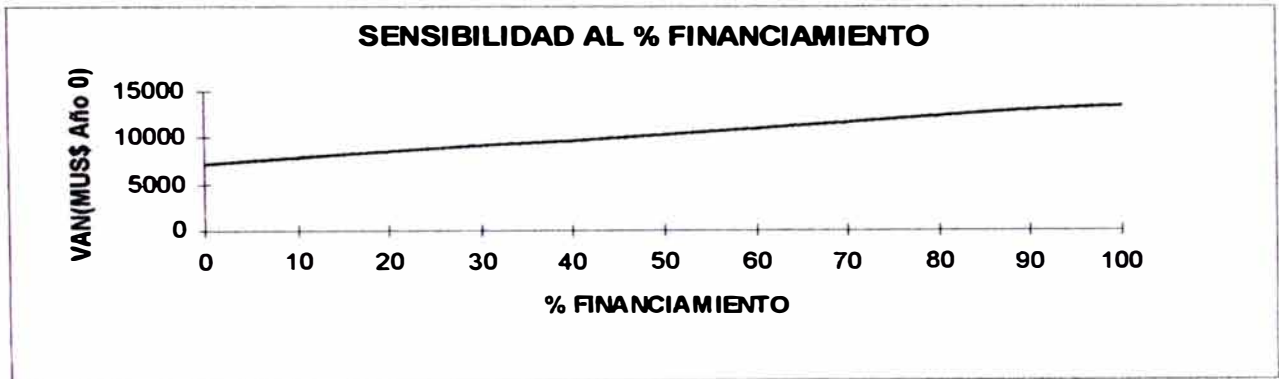
9.2 Análisis de Sensibilidad

Para llegar a una conclusión más precisa de la rentabilidad del proyecto se ha realizado un análisis de sensibilidad a los siguientes 3 parámetros:

9.2.1 Sensibilidad al Porcentaje de Financiamiento

Se analiza la variación de los índices de rentabilidad a medida que varía el porcentaje de financiamiento del proyecto.

% Financiamiento	VAN (MUS\$ Año 0)	TIR (%)
0	7159	17,70
10	7796	18,70
20	8433	19,80
30	9070	21,30
40	9707	23,00
50	10344	25,00
60	10981	27,90
70	11618	31,80
80	12255	37,70
90	12892	48,60
100	13529	85,00



En los gráficos anteriores observamos la tendencia creciente del VAN y la TIR con el aumento del % de financiamiento, incluso sin financiamiento el proyecto resulta rentable por cuanto la Tasa Interna de Retorno es mayor que el Costo de Capital.

9.2.2 Sensibilidad al Precio de Venta

Se varía el precio del TPA en \$/TM en forma porcentual:

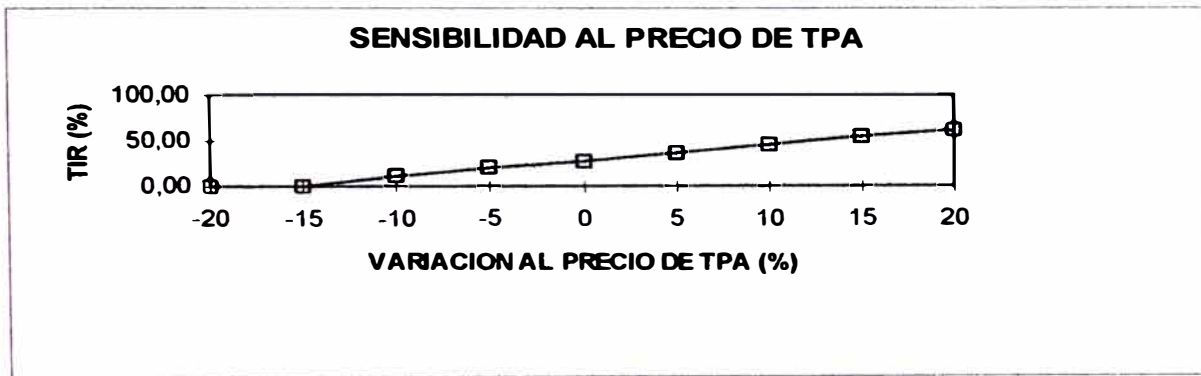
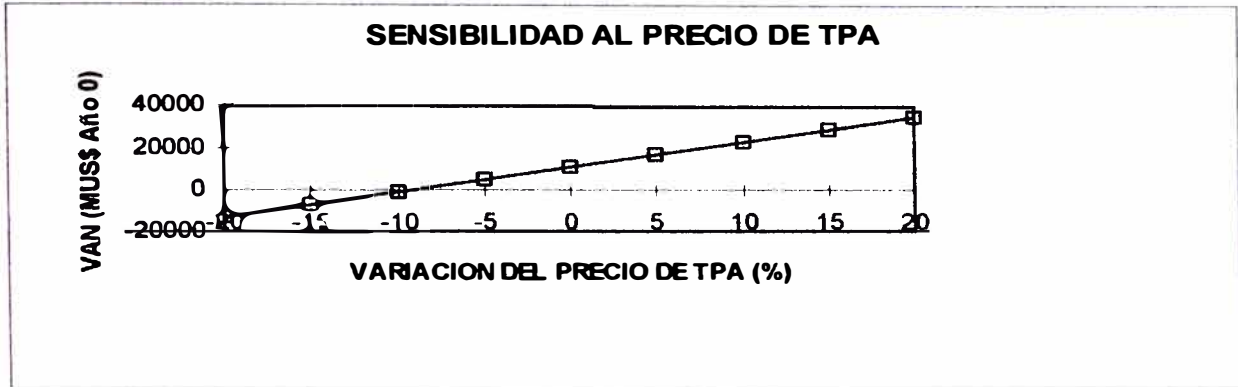
- 10% Indica que el precio disminuyó 10%.

0% El precio sigue constante.

+ 10% Indica que el precio aumentó. 10%

Se ha considerado un rango de variación de precio desde 20% menos a un 20% por encima del valor, con los cuales se obtuvieron los siguientes resultados:

PRECIO (\$/TM)	VAR. % PRECIO	VAN (MUS\$ Año 0)	TIR (%)
504	-20	-13152	0,00
536	-15	-7023	1,10
567	-10	-1085	10,40
599	-5	5044	19,40
630	0	10981	27,90
662	5	17110	36,50
693	10	23047	45,00
725	15	29176	53,70
756	20	35114	62,30

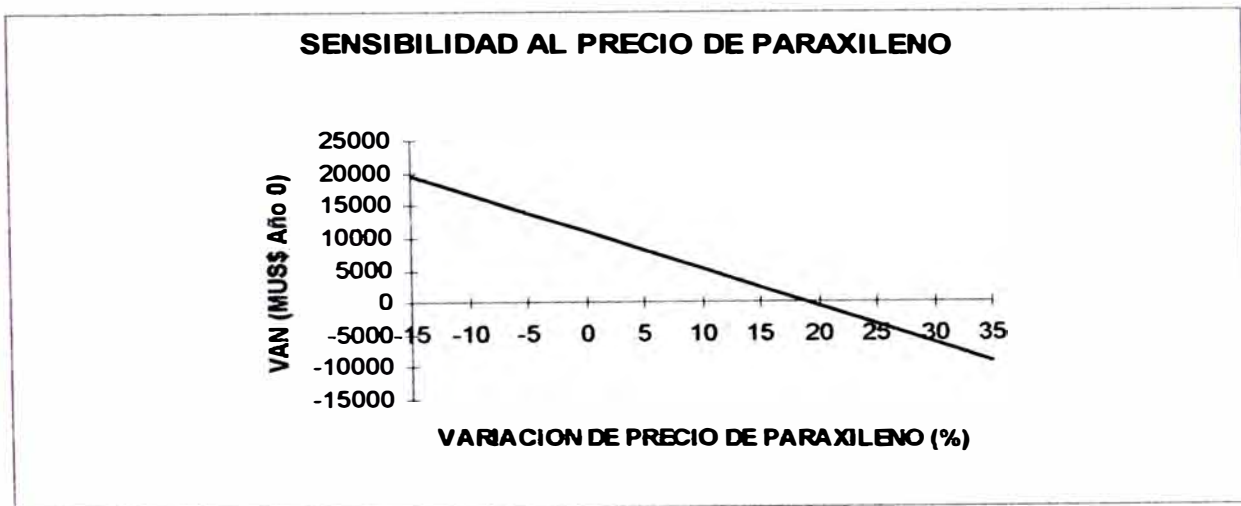


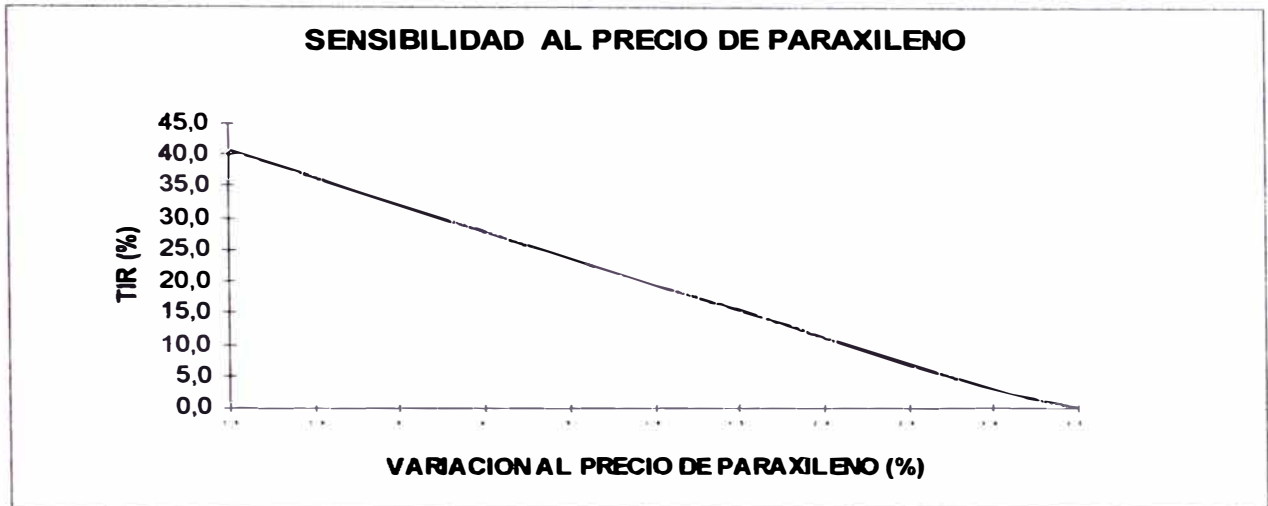
Con precio superior a los 575 US\$/TM de TPA, los valores para la TIRF son mayores que el COK(12%) y la tendencia se observa que es creciente. Por lo tanto se obtendrá mayor rentabilidad.

9.2.3 Sensibilidad al Precio de la Materia Prima

Se realizó el mismo análisis anterior

PRECIO (\$/TM)	VAR. % PRECIO	VAN (MUS\$ Año 0)	TIR (%)
340	-15	19655	40,8
360	-10	16763	36,4
380	-5	13872	32,1
400	0	10981	27,9
420	5	8090	23,7
440	10	5199	19,5
460	15	2308	15,3
480	20	-584	11,2
500	25	-3475	7,0
520	30	-6366	2,8
540	35	-9257	0,0





Cuando el precio del Paraxileno se incrementa en más del 18%, el proyecto deja de ser rentable (los valores de la TIR llegan a ser menores del 12%).

IV. CONCLUSIONES

Conclusiones Económicas

1. Según el estudio de mercado realizado, el tamaño de planta ideal debe ser de 50 MTM/año. Con esta capacidad es posible cubrir el mercado nacional y parte de la demanda del CAN hasta el año 2010, con una Inversión de Capital Fijo de MMUS\$ 24.737.
2. El estudio Técnico Económico para instalar una planta de TPA en el país es rentable económica y financieramente, según los valores del VAN, TIR, y período de recupero obtenidos.
3. El proceso Amoco (antes Mid-Century) es el más adecuado por el alto grado de conversión y elevada pureza con bajo costo de inversión.
4. La alta temperatura de operación del reactor y el calor de reacción desarrollado representan una ventaja económica al ser recuperados.
5. La utilización de materiales menos costosos en el reactor, en vez del titanio, no determina una reducción sustancial en el costo de inversión, ya que sólo es del 5% (2).

Conclusiones Técnicas

6. El sistema catalítico acetato de cobalto y manganeso y su iniciador el bromuro de sodio constituyen el de mayor rendimiento y selectividad según pruebas de laboratorio (26).
7. El uso de oxígeno es preferido al aire por las altas presiones y porque causa más evaporación del ácido acético, incrementando el calor liberado. Pero el efecto neto es una reducción en el gas del reactor, resultando en una más alta capacidad de producción del reactor. Además es más económica la compresión de oxígeno, que comprimir oxígeno más cuatro veces el volumen de nitrógeno (30).
8. Para optimizar el proceso, las variables fundamentales son la geometría del reactor, su temperatura y el sistema catalítico (2).
9. El ácido puede reaccionar directamente con etilenglicol para dar chips de poliéster (polietilentereftalato) suficientemente puros para la producción de fibras. En contraste con el método convencional, que usa TPA de menor pureza para hacer DMT, que luego reacciona con el glicol.

10. Las ventajas de procesamiento del TPA son varias, por ejemplo; al invertir en plantas de fibra a partir del TPA se utiliza un capital 20% menor que en unidades basadas en DMT. Los subproductos de la poliesterificación del TPA agua son más fáciles de recuperar y disponer que el metanol subproducto del DMT. Por lo tanto, los productores de poliéster pueden operar en el rango de 1.3 a 1.5 moles de etilenglicol por mol de TPA comparado con las 1.8 moles de glicol necesarios por mol de DMT. Esta diferencia significa una más baja recuperación de costos por exceso de glicol con el uso de éste último(15).

11. En el campo de las fibras, la pureza del monómero es un factor esencial en la calidad del polímero, y no se llega a una pureza del 100% en el TPA debido a las oclusiones que se forman en el interior del cristal, esto es licor madre atrapado en cavidades pequeñas.

V. RECOMENDACIONES

1. La formulación del catalizador y las condiciones de operación del reactor para producir ácido tereftálico grado técnico se ven modificadas para minimizar la formación del ácido 4-formilbenzoico. Por ejemplo, se proponen menores concentraciones de paraxileno, mayores tiempos de reacción, menores temperaturas de reacción y mayores concentraciones de cobalto.
2. Generalmente se incrementa el consumo de ácido acético y se requieren esquemas eficientes de recuperación del catalizador debido al alto costo del cobalto (35).
3. Por lo regular, se añaden etapas de procesamiento adicionales después de la etapa de reacción para reducir las concentraciones de impurezas. Por ejemplo el efluente del reactor puede exponerse a una segunda etapa de oxidación en presencia de aire con el fin de reducir aun más la concentración del 4-formilbenzoico.

4. Se debe utilizar una degradación biológica en los efluentes líquidos del proceso de oxidación para su purificación, obteniéndose así una solución óptima al problema ecológico (2)
5. Controlar las siguientes variables en el cristalizador: flujo de alimentación, nivel de líquido, presión absoluta, densidad y descarga del lodo, porque pueden perturbar el proceso.(21)
6. El proceso de producción de TPA a partir del carbón, debe considerarse en el futuro por las reservas existentes en el país.
7. Se sugiere comparar los diseños de los equipos con otros de Plantas comerciales existentes para verificar condiciones de operación, dimensiones, materiales, etc.

VI. BIBLIOGRAFIA

- (1) A.Chauvel, G. Lefebvre, "Petrochemical Processes", Institut Francais du Pétrole Publications, Editions Technip-Paris (1989) Tomo 2, pág. 287-301.
- (2) P. Roffia, S. Tonti, R. Tancorra, "Acido Tereftálico: processi di produzione", La chimica e l'Industria, V.62, Giugno (1980) pág. 500-508.
- (3) H.S. Bryant, C.A. Duval, L.E. McMakin, J.I. Savoca, "Mobil's Process for TPA", Chem. Eng. Progress Vol. 67, No. 9, Sept. (1971) pág. 69-75.
- (4) Y. Ichikawa, Y. Takeuchi, "Compare pure TPA processes" Hydrocarbon Processing, Vol. 51 Nov. (1972) pág. 103-108.
- (5) "Suply/Demand for Paraxylene and Derivatives", Chem. Eng. Progress July (1997) pág. 25-29.
- (6) Robert H.Perry, Cecil Chilton "Manual del Ingeniero Químico" Edit. Mc Graw Hill, Quinta Edición Vol. I, II y III. Sexta Edición (1992) Vol. I y V.
- (7) Lem Arce, Luis, Tesis de Bachiller: "Obtención de Fibras de Poliester a partir del Paraxileno" Biblioteca de Petróleo - UNI (1972).
- (8) "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", Acuerdo de Cartagena, JUN/DIC 1150, 28/4/1988.

- (9) "Propuesta de la Junta sobre el Programa de Integración Industrial Petroquímico que sustituye al Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Petroquímica definido por la decisión 91°, Acuerdo de Cartagena, JUN/Propuesta 196/Mod. 1, 25/4/1990.
- (10) "Taller: Desarrollo de la Industria Petroquímica" Documentación de Petroperú, del 5 al 7/12/1989.
- (11) "From Hydrocarbons to Petrochemicals", Hydrocarbon Processing, part 14, Jan. (1979) pág. 199-200.
- (12) "Terephthalic Acid: Teijin's New Process", Chem. and Eng. News, Oct. 14 (1968) pág. 23-24.
- (13) "Japanese take new routes to polyester" Chem. and Eng. News, Nov. 23 (1970) pág. 42-43.
- (14) "Process reduces terephthalic acid costs" Chem. and Eng. News, Jan. 4 (1971) pág. 31.
- (15) "Boom for terephthalic acid" Chem. and Eng. News, April 17 (1972) pág. 14.
- (16) "Key Chemicals: p-xylene" Chem. and Eng. News, Oct. 24 (1983) pág. 17.
- (17) "Key Chemicals: p-xylene" Chem. and Eng. News, Nov. 30 (1981) pág.18.
- (18) "Japanese Process for pure Terephthalic Acid" Chem. Eng. April 26, (1965) pág. 7-72.
- (18) "New Polyester-Fiber Footings" Chem. Eng. May 3 (1971) pág. 44-46.

- (20) B. Barna, D. Jolmsrud, R. Lamparter, "Petrochemical from waste: Recycling PET bottles" Chem. Eng. Dec. 1 (1980) pág. 50-51.
- (21) R. Bennett "Matching Crystallizer to material" Chem. Eng. May. 23 (1988) pág. 119-127.
- (22) "Terephthalic Acid" Hydrocarbon Processing Nov. (1979) pág. 246.
- (23) "Terephthalic Acid" Hydrocarbon Processing Nov. (1969) pág. 239-241.
- (24) La Industria Química en el Area Andina" Libro Azul, Junta de Acuerdo de Cartagena (1990).
- (25) K. Nakaoka, Y. Miyama, S. Matsuhisa, S. Wakamatsu, "Preparation of Terephthalic Acid Using Paraldehyde Promotor" Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop., Vol. 12, No.12 (1973) pág. 150-155.
- (26) M. Hronec, Z. Hrabe, "Liquid-Phase Oxidation of p-Xylene Catalyzed by Metal Oxides", Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev. Vol. 25 , No.2 (1986) pág. 257-261.
- (27) M. Hronec, J. Ilavsky, "Oxidation of Polyalkylaromatic Hydrocarbons. 12. Technological Aspects of p-Xylene Oxidation to Terephthalic Acid in Water" Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev., Vol. 21, No.3 (1982) pág. 455-460.
- (28) Donald Kern, "Procesos de Transferencia de Calor" Cía. Editorial Continental, S.A. de C.V., México (1986).

- (29) T. Yushimura, "New Process Can Reduce Terephthalic Acid Costs" Chem. Eng. 76 Oct. (1969) pág. 78-80.
- (30) "Choosing between air and oxygen for Chemical Processes" Chem. Eng. Progress, Jan (1979) pág. 67.
- (31) Y. Ichikawa, G. Yamashita, M. Tokashiki, T. Yamaji, "New Oxidation Process for Production of Terephthalic Acid from p-Xylene" Industrial and Eng. Chemistry Vol. 62, No.4 April (1970) pág.38-42.
- (32) P. Roffia, P. Calini, S. Tonti "Methyl Acetate: Byproduct in the Terephthalic Acid Production Process Mechanisms and Rates of Formation and Decomposition in Oxidation" Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 27, No.5, (1988) pág. 765-770.
- (33) Philip Schweitzer, "Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineerings", Ed. Mc Graw-Hill, New York (1979).
- (34) Gilbert F. Froment, Kenneth B. Bischoff, "Chemical Reactor Analysis and Design", Cap. 14.
- (35) Instituto Mexicano de Petróleo (boletín).
- (36) Seminario de Ahorro y Sustitución de la Energía en la Industria. Del 26 al 30/11/1990 - FIQM-UNI.
- (37) Lewis F. Hatch, Sami Matar, "From Hydrocarbons to Petrochemicals", University of Petroleum and Minerals Dhahran, Saudi Arabia, Gulf Publishing Company, 1981.

- (38) Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos", Segunda Edición, Buenos Aires, Ed. Geminis, 1978.
- (39) La Industria Química y Petroquímica en el Grupo Andino - 1996.
- (40) Fernando Saavedra, Formulación de Proyectos, Curso Anual de Especialización en Elaboración y Evaluación de Proyectos, Facultad de Ciencias e Ingeniería, Pontificia Universidad Católica del Perú - Lima 1998.
- (41) W.P.Pan y R.N.Maddox, "Determining properties of saturated liquids and vapors" Chem.Eng. 2 Noviembre, (1981) pág.79-87.
- (42) Emilio Porras, Copias del Curso de pre-grado Economía de los Procesos, Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera, Universidad Nacional de Ingeniería.
- (43) Robert J. Wooley, Physical Properties, Chemical Engineering, March 31, 1986.
- (44) Robert C. Reid, John M. Prausnitz, Bruce E. Poling, "The Properties of Gases and Liquids", Ed. Mc Graw Hill Inc. New York, USA, 4° Edition, 1988.
- (45) Alain Ch., Le Price P., Barthel Y., Raimbult C., "Manual of Economic Analysis of Chemical Processes", Ed. Mc Graw Hill Inc. New York, USA

1981, Cap.4.

- (46) Peters, M.s. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Edición 1990.
- (47) Hall R.S. Vacanuk W., Matle Y. "Estimating Process Equipment Cost Chemical Engineering", pág.66-75, Nov.88.
- (48) Del boletín comercial de Amoco
- (49) Hydrocarbon Process. 54, 208 (1975)
- (50) Chem. Eng. Progr. 67, 69 (1971)
- (51) HTA proceso y producto (Junio) de Maruzen Oil Co.
- (52) SRI, Acido Tereftálico, DMT, Reporte 9 C.
- (53) Ind. Eng. Chem. 62,38 (1970)
- (54) HTA - proceso y producto (Junio 1977) de Maruzen Oil Co.
- (55) Hydrocarbon Process. 50, 211 (1971)
- (56) Hydrocarbon Process. 56, 229 (1977)
- (57) Hydrocarbon Process. 54, 207 (1975)
- (58) Smith. J.M., Van Ness, H.C., "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", Edit. McGraw-Hill, 1986.
- (59) Ngai, Ian., "Two programs for multicomponent distillation", Chemical Engineering, Aug.20,1984. pag 145-149,.

VII APENDICE

A. Propiedades Físico Químicas	159
A.1 Propiedades Críticas y Constantes	159
A.2 Densidad de Líquidos	160
A.3 Densidad de Vapor	162
A.4 Viscosidad de Líquidos	164
A.5 Capacidad Calorífica de Gases	165
A.6 Capacidad Calorífica de Líquidos	166
A.7 Calor Latente de Vaporización	166
A.8 Presión de Vapor	167
B. Localización de Planta.....	170
C. Requerimientos de Mano de Obra y servicios	175
D. Estudio de Mercado	179
E. Programas de cálculo	190
F. Procedimientos de Cálculo.....	199
* Fundamentos Termodinámicos.....	199
G. Métodos de Diseño.....	206
G.1 Reactor de Oxidación.....	206
G.2 Cristalizadores.....	216
G.3 Recipientes a Presión.....	221
G.4 Columnas de Destilación.....	227
G.5 Intercambiadores de Calor.....	236

G.6	Bombas.....	242
G.7	Compresores.....	246
G.8	Centrífugas.....	252
G.9	Torre de Lavado.....	257
G.10	Tanques de Almacenamiento.....	258
G.11	Secadores.....	261
H.	Costos de Equipos.....	266
H.1	Reactores.....	266
H.2	Recipientes a Presión.....	267
H.3	Columna de Destilación.....	268
H.4	Intercambiadores de Calor.....	269
H.5	Bombas.....	270
H.6	Compresores.....	271
H.7	Tanques de Almacenamiento.....	272
H.8	Tanques de Mezcla.....	273
H.9	Cristalizadores.....	273
H.10	Secadores.....	273
H.11	Centrífugas.....	273
H.12	Torre de Enfriamiento.....	274

APENDICE

A. PROPIEDADES FÍSICO QUÍMICAS

A.1 PROPIEDADES CRÍTICAS Y CONSTANTES DE LOS COMPUESTOS

Todas las propiedades de los compuestos se muestran a continuación:

	T _c	P _c	W	T _b	Z _c	PM
CH ₃ COOH	592.7	57.9	0.447	391.1	0.201	60.05
P-X	616.2	35.1	0.320	411.5	0.260	106.16
4-CBA	694.8	37.7	0.316	452.2	0.266	150
PTA	692.0	36.4	0.43	472.2	0.25	136.15
H ₂ O	647.3	221.2	0.344	373.2	0.235	18.02
H ₂	33.2	12.8	0.0	20.5	0.305	2.016

Donde:

T_c = Temperatura Crítica (°K)

P_c = Presión Crítica (atmósferas)

T_b = Temperatura de Ebullición (°K)

Z_c = Factor de compresibilidad crítico

w = Factor acéntrico

PM = Peso Molecular

A.2 DENSIDAD DE LÍQUIDOS

Paraxileno

La siguiente fórmula se usó:

$$d = A \cdot B - (1 - Tr)^{2/7}$$

donde:

$$A = 0.2812, B = 0.2603, Tr = T / T_c \quad (T \text{ } ^\circ\text{K}),$$

rango de temperatura:

$$13.3 \text{ a } 344 \text{ } ^\circ\text{C},$$

desviación promedio de:

$$0.13\%$$

Acido Acético

La densidad en función de la temperatura se muestra a continuación (6):

T °C	0	10	15	20	25	30	40	107
d gr/cc	1.0697	-	1.0545	1.0498	1.0440	1.0380	1.0271	0.9526

Agua

La densidad del agua en función de su temperatura de saturación es:

TEMPERATURA		LIQUIDO		VAPOR	
°F	°C	lb/pie3	gr/cc	lb/pie3	gr/lt
101.74	38.74	61.96	0.993	0.00300	0.048
126.08	52.27	61.61	0.987	0.00576	0.092
141.48	60.82	61.35	0.983	0.00842	0.135
152.97	67.21	61.12	0.980	0.01103	0.177
162.24	72.36	60.98	0.977	0.01360	0.218
170.06	76.70	60.79	0.974	0.01613	0.259
176.85	80.47	60.64	0.972	0.01864	0.299
182.86	83.81	60.50	0.969	0.02112	0.339
188.28	86.82	60.39	0.968	0.02358	0.378
193.21	89.56	60.28	0.966	0.02603	0.417
212.00	100.00	59.81	0.958	0.03731	0.598
213.03	100.57	59.81	0.958	0.03804	0.610
227.96	108.87	59.42	0.952	0.04978	0.798
240.07	115.59	59.10	0.947	0.06134	0.983
250.33	121.29	58.79	0.942	0.07275	1.166
259.28	126.27	58.55	0.938	0.08405	1.347
267.25	130.69	58.31	0.934	0.09526	1.527
274.44	134.69	58.11	0.931	0.10637	1.705
281.01	138.34	57.90	0.928	0.11744	1.882
287.07	141.71	57.74	0.925	0.12842	2.058
292.71	144.84	57.54	0.922	0.13937	2.234
297.97	147.76	57.37	0.919	0.15026	2.408
302.92	150.51	57.21	0.917	0.16113	2.582

A.3 DENSIDAD DE VAPOR (41)

La densidad del vapor saturado fue calculada con la correlación de Lee y Kesler, la cual esta basada en 3 parámetros:

$$Z = Z(o) + w(Z(r) - Z(o))/w(r)$$

donde:

Z = factor de compresibilidad

Z(o) = compresibilidad del fluido

Z(r) = compresibilidad del fluido de referencia

w = factor acéntrico

w(r) = factor acéntrico del fluido de referencia

El fluido de referencia recomendado por Lee y Kesler es el octano normal, para el cual $w(r) = 0.3978$. El factor de compresibilidad para ambos fluidos es calculado de la ecuación modificada de Benedict-Webb-Rubin (BWR).

$$Z = P_r \cdot V_r / T_r$$

$$Z = 1 + B/V_r + C/V_r^2 + D/V_r^{1/3} + C_4 (BT + GM/V_r^2) e^{-GM/V_r^2 / T_r^3 V_r^2}$$

Las constantes B, C y D son definidas como

sigue:

$$B = b_1 - b_2/T_r - b_3/T_r^2 - b_4/T_r^3$$

$$C = C_1 - C_2/T_r + C_3/T_r^3$$

$$D = d_1 + d_2/T_r$$

Las constantes usadas en las ecuaciones anteriores para todos los componentes son las siguientes:

Constante	Fluido	Fluido de referencia
b_1	0.1181193	0.2026579
b_2	0.265728	0.331511
b_3	0.154790	0.027655
b_4	0.030323	0.203488
C_1	0.0236744	0.0313385
C_2	0.0186984	0.0503618
C_3	0.0	0.016901
C_4	0.042724	0.041577
$d_1 \cdot 10^4$	0.155488	0.48736
$d_2 \cdot 10^4$	0.623689	0.0740336
BT	0.65392	1.226
GM	0.060167	0.03754

Estas ecuaciones se pueden aplicar para rangos de temperatura reducida de 0.3 - 4.0 y presión reducida de 0 - 10.

Los valores calculados de las densidades de vapor saturado tienen una desviación promedio de 1 a 5% con respecto a valores experimentales.

A.4 VISCOSIDAD DE LÍQUIDOS

Correlación de datos experimentales de Viscosidad de Líquidos:

$$\ln \mu = A + B/T + C.T + D.T^2$$

	A	B	C	D	Rango	μ (25°C)
Agua	-24.71	4209	0.04527	$-3.376 \cdot 10^{-5}$	0-370°C	0.9
Acético	-4.519	$1.384 \cdot 10^3$	0	0	15-120°C	1.3 (18°C)
Paraxileno	-7.79	$1.58 \cdot 10^3$	$8.73 \cdot 10^{-3}$	$-6.735 \cdot 10^{-6}$	13-340°C	0.61

Una aproximación utilizada para calcular la viscosidad de mezclas(6) es:

$$\ln \mu_m = \sum w_j \cdot \ln \mu_j$$

μ_m : Viscosidad de la mezcla

μ_j : Viscosidad del componente puro j en la mezcla.

w_j : Fracción peso de j.

Esta expresión analizada por Irwing predice valores de viscosidad con una precisión de 5 a 10%.

A.5 CAPACIDAD CALORÍFICA DE GASES (44)

Para calcular la Capacidad Calorífica isobárica como gas ideal, se utilizó:

$$C_p = CPVAP A + (CPVAP B)T + (CPVAP C)T^2 + (CPVAP D)T^3$$

Donde: T esta en K, y C_p esta en J/mol.K.

CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D son constantes y se muestran a continuación:

	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D
Agua	32.24	1.924E-3	1.055E-5	-3.59E-9
Acetico	4.84	0.2549	-1.75E-4	4.949E-8
p-xileno	-25.09	0.6042	-3.37E-4	6.820E-8
Oxígeno	28.11	-3.68E-3	1.746E-5	-1.065E-8
Hidrógeno	27.14	9.274E-3	-1.381E-5	7.645E-9

A.6 CAPACIDAD CALORÍFICA DE LÍQUIDOS (6)

Para el cálculo de esta propiedad se utilizó la siguiente ecuación de estados correspondientes y diferencia entre capacidades caloríficas de líquidos y gases ideales de todos los compuestos del proceso, excepto para el agua que se utilizó nomogramas:

$$(C_{pL} - C_p^{\circ}) / R = (0.5 + 2.2w) [3.67 + 11.64(1 - T_r)^4 + 0.634(1 - T_r)^{-1}]$$

donde:

C_p° es la capacidad calorífica del gas ideal a la misma temperatura utilizada para evaluar C_{pL} , w es el factor acéntrico y R es la cte. del gas en las mismas unidades.

A.7 CALOR LATENTE DE VAPORIZACIÓN

La siguiente ecuación de Robert C. Reid (43) que es una aproximación de la ecuación de Pitzer para componentes no polares es:

$$\Delta H_v = R.T_c [7.08(1 - T_r)^{0.354} + 10.95w(1 - T_r)^{0.456}]$$

donde:

R es 8.28 Joule/mol-gr K.

ΔH_v en las mismas unidades de R.

Los datos para fluidos polares tales como el agua, fueron leídos de nomogramas(6).

A.8 PRESIÓN DE VAPOR

Para calcular la Presión de Vapor se utilizó la siguiente fórmula(44):

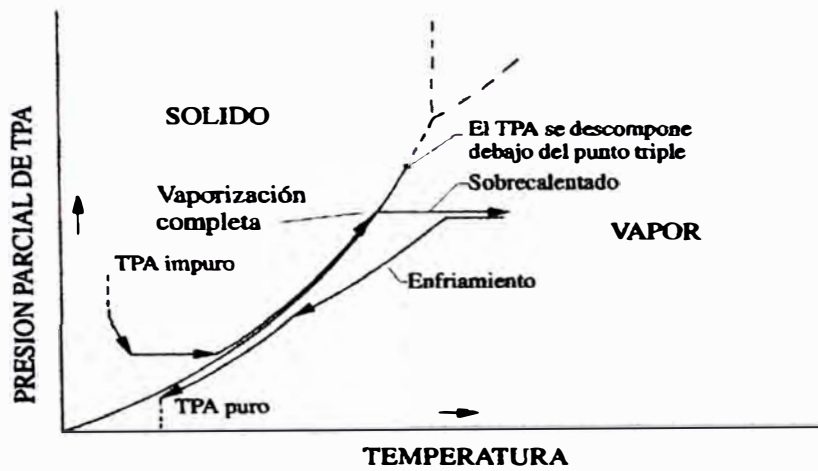
$$\ln(P_{vp}/P_c) = (1-x)^{-1} [(VP A)x + (VP B)x^{1.5} + (VP C)x^3 + (VP D)x^6]$$

$$x = 1 - T/T_c$$

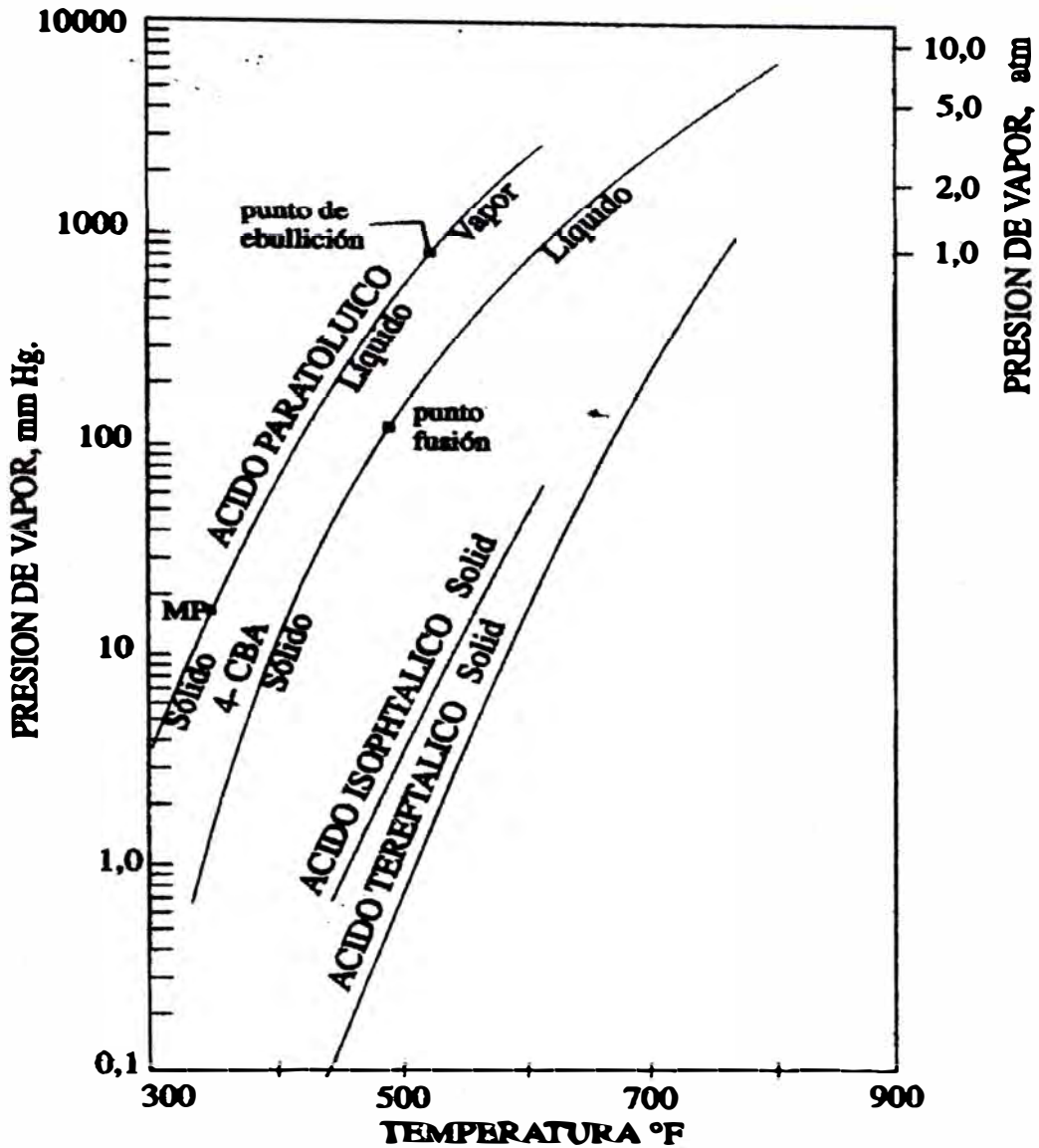
Coefficientes en la ecuación de presión de vapor

	VP A	VP B	VP C	VP D	Tmin	Tmax
Agua	-7.76451	1.45838	-2.7758	-1.23303	275	TC
Acetico	-7.83183	5.5193E-4	0.24709	-8.50462	304	TC
P-xileno	-7.63495	1.50724	-3.19678	-2.78710	331	TC

Los datos de presión parcial y presión de vapor para el ácido tereftálico e impurezas son mostrados en las siguientes figuras(3):



VARIACION DE LA TEMPERATURA DEL TPA DURANTE SU PURIFICACION



**PRESION DE VAPOR DEL TPA Y
ALGUNAS DE SUS IMPUREZAS**

En la última figura se observa que para un amplio rango de temperatura (entre 250 y 400°C), la presión de vapor del TPA es mucho menor que la del 4-CBA y donde el primero es sólido en todo este rango.

B. LOCALIZACIÓN DE PLANTA (40)

Para la localización del proyecto se han considerado las siguientes alternativas de ubicación:

- Pisco (A), ubicada a 230 Km. de Lima, cuenta con energía eléctrica, la mano de obra es 20% menor pero el costo de agua de enfriamiento es 20% mayor. Aquí el precio del terreno es 20% menor.

- Lima (B), es el mercado nacional para el proyecto por estar ubicado casi la totalidad de las empresas, la mano de obra es mayor que en provincias.

- Callao (C), está ubicada a 20 Km. de Lima, el precio del terreno es igual que en (B) y es ideal para las importaciones y exportaciones por ser el puerto principal del país.

El costo de la energía eléctrica y el agua de enfriamiento son los calculados en el Cap. 7.1.2

En todas las localidades se tiene que construir ambientes propios de 5000 m²(100\$ el m² de terreno industrial)con una inversión que se deprecia al 10% anual, siendo su valor de recupero en cualquier momento del tiempo equivalente al 100% de su valor neto.

Asimismo, en las tres localidades el costo de transporte es uniforme, siendo la tasa aplicable de \$ 1.0 por Km. y por tonelada de producto terminado. Por su parte los gastos de personal son 436.8 M\$ por año (Cap.7.1.3)en B y C.

Para los fines del análisis de seleccionar la mejor alternativa de localización, considerar que la vida útil del proyecto es de 10 años, la tasa del impuesto a la renta es del 30% y que el costo de oportunidad de los accionistas de la empresa es de 15% anual en términos reales (por encima de la inflación).

Los cálculos correspondientes, el flujo de costos neto y el respectivo valor actual neto (VAN) para las tres alternativas de localización analizadas, se muestran en las tablas siguientes:

TABLA B.1

LOCALIDAD : PISCO (A) - MUS \$ del Año 0

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Mano de Obra	0,0	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4	349,4
Energía Eléctrica	0,0	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4
Agua de Enfriamiento	0,0	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6	60,6
Transporte Prod.Term. B	0,0	779,0	792,1	805,2	818,3	831,0	843,9	856,3	868,7	881,1	893,3
Inversión en Local	400,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
TOTAL COSTOS	400,0	2081,5	2094,6	2107,7	2120,8	2133,4	2146,3	2158,7	2171,2	2183,6	2195,8
(-) Ahorro Imp. Renta	0,0	624,4	628,4	632,3	636,2	640,0	643,9	647,6	651,3	655,1	658,7
(-) Valor Residual	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	139,5
SALDO NETO COSTOS	400,0	1457,0	1466,2	1475,4	1484,6	1493,4	1502,4	1511,1	1519,8	1528,5	1397,6

VAN = 7831,4 MUS \$

0,15%

TABLA B.2

LOCALIDAD : LIMA (B) - MUS \$ del Año 0

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Mano de Obra	0,0	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8
Energía Eléctrica	0,0	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4
Agua de Enfriamiento	0,0	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5
Transporte Mat.Prima C	0,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0	716,0
Transporte Prod.Term.B	0,0	932,3	931,1	930,0	928,8	927,7	926,6	925,5	924,5	923,4	922,3
Inversión en Local	500,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
TOTAL COSTOS	500,0	3028,0	3026,8	3025,7	3024,6	3023,5	3022,3	3021,3	3020,2	3019,1	3018,0
(-) Ahorro Imp. Renta	0,0	908,4	908,0	907,7	907,4	907,0	906,7	906,4	906,1	905,7	905,4
(-) Valor Residual	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	174,3
SALDO NETO COSTOS	500,0	2119,6	2118,8	2118,0	2117,2	2116,4	2115,6	2114,9	2114,1	2113,4	1938,3

VAN = 11081,2 MUS \$

0,15%

TABLA B.3

LOCALIDAD : CALLAO (C) - MUS \$ del Año 0

AÑO CALENDARIO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Mano de Obra	0,0	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8	436,8
Energía Eléctrica	0,0	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4	892,4
Agua de Enfriamiento	0,0	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5	50,5
Transporte Prod.Term. B	0,0	67,7	68,9	70,0	71,2	72,3	73,4	74,5	75,5	76,6	77,7
Inversión en Local	500,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
TOTAL COSTOS	500,0	1447,4	1448,6	1449,7	1450,9	1452,0	1453,1	1454,2	1455,2	1456,3	1457,4
(-) Ahorro Imp. Renta	0,0	434,2	434,6	434,9	435,3	435,6	435,9	436,2	436,6	436,9	437,2
(-) Valor Residual	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	174,3
SALDO NETO COSTOS	500,0	1013,2	1014,0	1014,8	1015,6	1016,4	1017,2	1017,9	1018,7	1019,4	845,8

VAN = 5555,3 MUS \$

0,15%

C. Requerimientos de Mano de Obra y Servicios

Total de Mano de Obra Directa de 14 sueldos al año:

Total mensual :US \$ 31200

Total de M.O. Directa :US \$ 436800

Mantenimiento 3% costo capital instalado/año

Supervisión 10% de la mano de obra directa.

Laboratorio e Investigación: 10% de la M.O. directa

Supervisión 0.4% costo capital instalado/año

La planta necesita los servicios de agua de enfriamiento, agua de proceso, vapor y electricidad.

REQUERIMIENTOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO Y VAPOR

Equipo	Servicio	Q(Kcal/hr)	Flujo (kg/hr)
I-1	Vapor	630526	1398
I-2	Agua	20682.0	2018
I-3	Agua	50377.85	5038
I-4	Agua	48368.26	4837
I-5	Proceso*	-	-
I-6	Agua	935693.9	93569
I-7	Vapor	923479.6	2047
I-8	Vapor	87500	194
I-9	Vapor	258041	572
I-10	Agua	18339.02	1834
R-1	Agua	12150004.5	18983

- I-5 es un intercambiador entre líneas de flujo de proceso.

Agua de Enfriamiento.- Se usará en los condensadores y en el reactor R-1. El enfriamiento se hará por medio de una Torre de Enfriamiento, en donde se considera una pérdida del 10% por evaporación y purgas, esta pérdida debe ser repuesta con agua fresca del tanque.

Agua de Proceso.- Se usará en la etapa de purificación del proceso.

Vapor.- Se utilizará vapor de media presión a 300 psia y temperatura de 214°C en los evaporadores y secadores.

Electricidad.- La electricidad usada será para las bombas, secadores, centrífugas y los compresores. El consumo de electricidad en las bombas será calculado con la siguiente fórmula:

$$P' = 0,735 \cdot P / E$$

donde:

P' : Potencia real de todas las Bombas

E : Eficiencia Eléctrica del motor

$$P' = 0,735 \cdot 65,07 / 0,885 = 54,04 \text{ kw-hr/hr}$$

SERVICIO	REQUERIMIENTO	UNIDAD/AÑO
Agua de Enfriamiento	126279.4 kg/hr	1010235.2 Ton/año
Agua de Proceso	1250 kg/hr	10000 Ton/año
Vapor de Agua	5217 kg/hr	41736 Ton/año
Electricidad	54.04 kw-hr/hr	432320 kw-hr/año

Generación de Vapor.- El calor de reacción generado en el Reactor 1, se va a aprovechar para generar vapor de baja presión.

Sabemos que:

$$m = Q / (h_2 - h_1)$$

donde:

Q : Calor de reacción a 473°K, 10090391,26 kcal/hr

h₂: Entalpía Agua Sat. a 110 psi, 1199,8 BTU/lb

h₁: Entalpía Agua Saturada a 100 psi, 359,9 BTU/lb

Reemplazando valores tenemos:

$$m = 10090391,26 / (659,97 - 164,85)$$

$$m = 20379,68 \text{ kg/hr}$$

Este flujo de vapor se utiliza en los Intercambiadores de Calor: I-1, I-6, I-7, I-8, y I-10.

D. ESTUDIO DE MERCADO

* Costo de Importación de TPA

Se ha hallado este costo para fijar el precio del TPA en el Perú que es nuestro Mercado Interno, como también para fijar el precio de exportación en la Comunidad Andina. El costo de importación se halla con la siguiente fórmula:

$$\text{COSTO DE IMPORTACION TPA} = \text{CIF} + \text{DERECHO ARANCELARIO}$$

donde:

$$\text{CIF} = \text{FOB} + \text{FLETE} + \text{SEGURO}$$

siendo:

FOB es el Costo Libre a Bordo en Puerto de Embarque

FLETE es la Tarifa de Transporte Marítimo

Internacional:

SEGURO es la Cobertura por el Transporte Marítimo

Nacional:

$$\text{DERECHO ARANCELARIO} = (\text{TASA})/100 * \text{CIF}$$

Tasa = 10 % de AEC para Colombia y Venezuela

Tasa = 12 % de AN para Perú

Existen otros costos de importación que se detallan a continuación y se resumen en la TABLA D.1 donde se muestran las importaciones de TPA de México en 1997.

Impuesto General a las Ventas:

$$\text{IGV} = 18 \% (\text{CIF} + \text{AD/V})$$

Impuestos a la Exportación:

$$\text{AD/V} + \text{IGV}$$

Otros Costos:

3 % de FOB (Agente Aduana, Supervisión, Comisión, etc.)

TABLA D.1

COSTO DE IMPORTACION DE TPA (1997)
PROCEDENTE DE MEXICO PARA EL PERU

Componente del Costo	JUNIO	JUNIO	OCTUBRE	NOVIEMBRE
FOB (US\$ / TM)	647,73	639,17	629,00	629,00
Flete (US\$ / TM)	81,25	72,83	90,00	90,00
Seguro (US\$ / TM)	4,34	4,24	2,73	2,73
CIF (US\$ / TM)	733,31	716,24	721,73	721,73
Tasa Arancelaria (%)	12	12	12	12
Derecho Arancelario	88,00	85,95	86,61	86,61
Tasa de IGV (%)	18	18	18	18
IGV	147,83	144,39	145,50	145,50
Tasa de otros Costos(%FOB)	3	3	3	3
Otros Costos	19,4318	19,175	18,87	18,87
Total Costo de Importación	988,57	965,75	972,71	972,71

TABLA D.2

IMPORTACIONES DE ACIDO TEREFTALICO AL PERU

AÑO	FOB (US\$)	FLETE (US\$)	SEGURO (US\$)	CIF (US\$)	PESO NETO (TM)	PAIS PROCED.	PRECIO (US\$/TM)
85	149137,40	43280,00	1433,79	193851,19	288,05	USA	672,98
85	37284,35	10820,00	363,64	48467,99	71,04	USA	682,24
85	111853,05	32460,00	1031,35	145344,40	216,04	USA	672,77
85	216752,00	69300,00	2097,97	288149,97	440,08	USA	654,77
85	231678,20	67625,00	2332,16	301635,36	450,08	USA	670,18
85	157628,25	40575,00	1479,48	199682,73	298,05	USA	669,96
85	291865,00	67635,00	2683,48	362183,48	500,00	USA	724,37
85	174065,94	44200,00	1380,39	219646,33	306,05	USA	717,68
85	169391,85	31008,15	3218,37	203618,37	300,00	U.K.	678,73
85	169391,85	31008,15	1603,00	202003,00	300,00	U.K.	673,34
85	89207,52	17340,31	705,50	107253,33	160,00	U.K.	670,33
85	27877,35	5418,85	226,22	33522,42	50,00	U.K.	670,45
85	109868,85	20401,16	1022,31	131292,32	190,00	U.K.	691,01
85	54934,42	10200,58	511,15	65646,15	95,00	U.K.	691,01
85	54934,42	10200,57	511,15	65646,14	95,00	U.K.	691,01
85	95898,08	18641,24	731,85	115271,17	172,00	U.K.	670,18
85	188998,05	32761,95	1655,31	223415,31	308,00	U.K.	725,37
					4239,39		683,91
86	264346,32	52510,00	1724,93	318581,25	450,08	USA	707,83
86	246793,20	52510,00	1434,38	300737,58	450,08	USA	668,19
86	246740,00	52510,00	1387,63	300637,63	450,00	USA	668,08
86	246803,20	52510,00	1452,40	300765,60	450,00	USA	668,37
86	238190,00	52510,00	1410,90	292110,90	451,92	USA	646,38
86	238190,00	52510,00	1412,18	292112,18	452,00	USA	646,27
86	238190,00	52510,00	1412,18	292112,18	450,00	USA	649,14
86	248990,00	52510,00	1464,64	302964,64	450,00	USA	673,25
86	263120,00	47080,00	1961,82	312161,82	440,00	U.K.	709,46
86	255524,77	59475,23	1528,84	316528,84	450,00	U.K.	703,40
86	270745,64	44254,36	1530,22	316530,22	450,00	U.K.	703,40
86	584650,00	100350,0	7429,60	692429,60	1000,00	U.K.	692,43
86	269842,49	45157,51	1530,22	316530,22	450,00	U.K.	703,40
86	292500,00	50000,00	1663,81	344163,81	500,00	U.K.	688,33
					6894,08		680,57

AÑO	FOB (US\$)	FLETE (US\$)	SEGURO (US\$)	CIF (US\$)	PESO NETO (TM)	PAIS PROCED.	PRECIO (US\$/TM)
87	249043,60	52510,00	1464,90	303018,50	450,00	USA	673,37
87	249053,60	52500,00	1171,43	302725,03	450,08	USA	672,60
87	240492,08	52510,00	95,40	293097,48	450,08	USA	651,21
87	251700,00	52500,00	1485,07	305685,07	450,00	USA	679,30
87	251700,00	52500,00	1485,07	305685,07	450,00	USA	679,30
87	235180,00	44000,00	1362,92	280542,92	400,00	USA	701,36
87	238000,00	44000,00	1376,71	283376,71	400,00	USA	708,44
87	244015,20	46384,80	4880,30	295280,30	440,00	U.K.	671,09
87	202168,08	37531,92	1170,19	240870,19	340,00	U.K.	708,44
					3830,16		682,79
88	302500,00	52500,00	1652,41	356652,41	500,00	USA	713,30
88	238043,43	44000,00	1376,91	283420,34	400,00	USA	708,55
88	338000,00	52500,00	1817,66	392317,66	500,00	USA	784,64
88	338000,00	56500,00	1836,27	396336,27	500,00	USA	792,67
88	266200,00	44000,00	1514,36	311714,36	440,00	USA	708,44
88	11400,00	2568,23	116,91	14085,14	9,07	USA	1552,59
88	238000,00	44000,00	1376,69	283376,69	400,00	USA	708,44
					2749,07		724,98
89	355000,00	52500,00	1896,79	409396,79	500,00	USA	818,79
89	4725,00	1428,39	99,68	6253,07	5,10	USA	1225,37
89	11400,00	1765,77	111,59	13277,36	9,07	USA	1463,55
					514,18		818,79
90	336160,00	53701,10	1596,89	391457,99	440,00	USA	889,68
90	336160,00	53701,10	3425,09	393286,19	440,00	USA	893,83
90	152800,00	24409,59	709,42	177919,01	200,00	USA	889,60
90	183360,00	29291,51	851,31	213502,82	240,00	USA	889,60
90	336160,00	53701,10	1704,37	391565,47	440,00	USA	889,92
90	117568,00	19541,88	1881,08	138990,96	167,00	USA	832,28
90	117568,00	19541,88	1881,08	138990,96	167,00	USA	832,28
90	116927,36	19440,22	1873,16	138240,74	166,00	USA	832,77
90	117568,00	20883,01	562,17	139013,18	167,00	USA	832,41
90	117568,00	20883,01	562,17	139013,18	167,00	USA	832,41
					2594,00		861,48

AÑO	FOB (US\$)	FLETE (US\$)	SEGURO (US\$)	CIF (US\$)	PESO NETO (TM)	PAIS PROCED.	PRECIO (US\$/TM)
91	116864,00	20757,96	558,81	138180,77	166,00	USA	832,41
91	130375,00	22058,39	624,38	153057,77	175,00	USA	874,62
91	130375,00	22058,39	624,38	153057,77	175,00	USA	874,62
91	130375,00	22058,39	624,38	153057,77	175,00	USA	874,62
91	130375,00	22058,40	624,37	153057,77	175,00	USA	874,62
91	78968,53	17016,47	376,07	96361,07	135,00	USA	713,79
91	102366,61	22058,39	487,49	124912,49	175,00	USA	713,79
91	336160,00	53701,10	1704,37	391565,47	440,00	USA	889,92
91	102366,61	22058,39	487,49	124912,49	175,00	USA	713,79
91	102366,61	22058,39	487,49	124912,49	175,00	USA	713,79
					1966,00		807,59
92	372500,00	63023,98	1783,92	437307,90	500,00	USA	874,62
92	23398,08	5041,92	111,42	28551,42	40,00	USA	713,79
92	382000,00	63023,98	1806,99	446830,97	500,00	USA	893,66
					1040,00		827,35
95	10,00	121,50	0,12	131,62	0,00	MEXICO	65810,00
95	3543,75	836,14	33,02	4412,91	3,06	USA	1441,19
					3,06		
97	194317,58	24374,15	1300,83	219992,56	300,00	MEXICO	733,31
97	191749,68	21850,32	1270,55	214870,55	300,00	MEXICO	716,24
97	289340,00	41400,00	1255,34	331995,34	460,00	MEXICO	721,73
97	75480,00	10800,00	327,48	86607,48	120,00	MEXICO	721,73
					1180,00		723,25

PRECIO PROMEDIO 756,75
IMPORTACIONES

En la tabla anterior se muestra la estructura de costo de las importaciones de TPA de nuestro país entre los años 1985 y 1997, se observa también que lo hemos importado principalmente de Estados Unidos.

*** Demanda histórica del TPA en el CAN.**

Se han considerado los principales países importadores de acuerdo a sus volúmenes de consumo. Como datos adicionales se presentan los valores de sus indicadores económicos como se muestran en las siguientes tablas:

TABLA D.3

VENEZUELA

AÑO	DEMANDA (ton/año)	POBLACION (miles)	PBI-man* (MMUS\$)	PBI-tot* (MMUS\$)	PBI-per* (US\$/hab)
1980	6743	15024	7799	49143	3271
1981	6175	15457	7606	48994	3170
1982	8066	15902	7915	49329	3102
1983	8220	16361	7780	46558	2846
1984	11643	16832	8134	45927	2729
1985	10034	17317	8533	46525	2687
1986	8950	17792	9130	49688	2793
1987	27621	18272	9361	51179	2801
1988	27852	18757	9777	54096	2884
1989	16313	19246	8565	49714	2583
1990	4877	19321	8916	52945	2740
1991	12751	19728	9790	58081	2944
1992	23726	20147	10035	61624	3059
1993	19194	20579	9965	61377	2957
1994	26593	21024	9616	59658	2838
1995	36798	21483	10356	61686	2871

TABLA D.4

COLOMBIA

AÑO	DEMANDA (ton/año)	POBLACION (miles)	PBI-man (MMUS\$)	PBI-tot (MMUS\$)	PBI-per (US\$/hab)
1980	-	25793	5534	29348	1138
1981	3392	26353	5466	30186	1145
1982	804	26924	5324	30351	1127
1983	1105	27508	5416	30910	1124
1984	3112	28105	5714	31795	1131
1985	3705	28714	5916	32718	1139
1986	5519	29323	6436	34319	1170
1987	5361	29942	6758	36378	1215
1988	5020	30568	6907	37724	1234
1989	7247	31195	7066	38931	1248
1990	7730	32300	7363	40605	1257
1991	10423	32816	7422	41417	1262
1992	11693	33353	7756	43074	1291
1993	10838	33913	7888	45400	1339
1994	11755	34495	8014	47897	1388
1995	13802	35101	8094	50388	1435

* PBI-man, PBI-tot y PBI-per: se refieren al PBI manufacturero, total y per cápita respectivamente.

TABLA D.5

PERU

AÑO	DEMANDA (ton/año)	POBLACION (miles)	PBI-man (MMUS\$)	PBI-tot (MMUS\$)	PBI-per (US\$/hab)
1980	3366	17295	3234	18607	1076
1981	1865	17751	3255	19428	1094
1982	2390	18219	3221	19472	1069
1983	1555	18699	2676	17069	913
1984	2400	19192	2821	17883	932
1985	4239	19698	2962	18310	930
1986	6454	20208	3462	20045	992
1987	3830	20727	3934	21610	1043
1988	2749	21256	3386	19703	927
1989	514	21790	2783	17496	803
1990	2594	21550	2622	16551	768
1991	1966	21988	2784	17014	774
1992	1040	22436	2659	16589	739
1993	0	22897	2861	17667	772
1994	2	23369	3313	19981	855
1995	3	23854	3462	21360	895

* Demanda Proyectada

Como se mencionó anteriormente, la proyección de la demanda para Venezuela, Colombia y Perú se realizó después de obtener las ecuaciones que mejor representaban los datos históricos respectivos.

En las siguientes tablas se muestran los resultados del modelamiento de la demanda en función de los PBI manufactureros:

TABLA D.6

MODELAMIENTO MATEMATICO DE LA DEMANDA DEL PERU

MODELO	A	B	R
LINEAL	-4025.599	2.01639	0.8068
LOGARITMICO	-49839.972	6483.454	0.8096
EXPONENCIAL	89.328	$9.9145 \cdot 10^{-4}$	0.6777
L. INVERSA	8949.224	-20496271.2	0.80979

TABLA D.7

MODELAMIENTO MATEMATICO DE LA DEMANDA DE VENEZUELA

MODELO	A	B	R
LINEAL	-52362.67	7.601895	0.8175
LOGARITMICO	-592028.9	66826.37	0.8091
EXPONENCIAL	167.96755	$4.89587 \cdot 10^{-4}$	0.8636
POTENCIAL	$1.0026 \cdot 10^{-13}$	4.3367	0.8612

TABLA D.8

MODELAMIENTO MATEMATICO DE LA DEMANDA DE COLOMBIA

MODELO	A	B	R
LINEAL	-20037.909	3.96	0.9598
LOGARITMICO	-221231.9854	25880.644	0.9504
EXPONENCIAL	3.3014727	$7.77466 \cdot 10^{-4}$	0.9188
POTENCIAL	-37.029814	5.1754936	0.9267

Las ecuaciones seleccionadas son:

- Regresión lineal inversa para el Perú:

$$D = 8949.224 - 20496271.2 / \text{PBI}$$

- Regresión exponencial para Venezuela:

$$D = 167.9675 \cdot \exp(4.89587e^{-4} \cdot \text{PBI})$$

- Regresión Lineal para Colombia:

$$D = -20037.909 + 3.96 \cdot \text{PBI}$$

Luego, proyectando la demanda desde el 2001 al 2010, se obtiene:

TABLA D.9

PROYECCIÓN DE LA DEMANDA

AÑO	VENEZUELA		COLOMBIA		PERU	
	Demanda	PBI-Man.	Demanda	PBI-Man.	Demanda	PBI-Man.
2001	51626	11700	17357	9443	3387	3685
2002	58071	11940	18330	9689	3444	3723
2003	65480	12185	19329	9941	3501	3762
2004	74016	12436	20353	10200	3558	3802
2005	83876	12691	21405	10465	3613	3841
2006	95294	12952	22483	10738	3669	3881
2007	108550	13218	23590	11017	3723	3922
2008	123981	13489	24725	11304	3777	3963
2009	141994	13766	25891	11598	3831	4004
2010	163077	14049	27086	11900	3884	4046

TABLA D.10

DEMANDA DEL CAN

AÑO	DEMANDA
2001	72370
2002	79845
2003	88310
2004	97927
2005	108894
2006	121446
2007	135863
2008	152483
2009	171716
2010	194047

E. PROGRAMAS DE CALCULO

Se han creado varios programas en lenguaje BASIC para los cálculos de mezcla que son:

*** Separación Instantánea**

Calcula la constante de equilibrio por el método UNIFAC, este modelo de solución de grupos, utiliza datos de equilibrio de fases existentes para predecir equilibrios de fase de sistemas en los cuales los datos experimentales no están disponibles.

*** Destilación de Multicomponentes.-** Para el diseño de la Columna de Destilación C-1 se utilizó los métodos RECOV y RMIN que son muy confiables para estimaciones preliminares.

El método RECOV calcula las composiciones del tope y fondo de la columna, para eso se define el componente clave ligero y el componente pesado clave.

El método RMIN calcula el reflujo mínimo, el reflujo óptimo, el número mínimo de platos, el número óptimo de platos y la localización del plato de alimentación.

También la presión de Tope y presión de Fondo.

PROGRAMA DE CALCULO DE SEPARACION LIQUIDO-VAPOR

```

4 DIM V(10,10),R(10,10),Q(10,10),CR(10),CQ(10),U(10),X(10),L1(10),FI(10)
5 DIM XD(10),YB(10),FPZ(10),FPX(10),FPY(10),VR(10),TE(10)
6 DIM GAMC(10),VT(10),XM(10,10),TT(10),GAKI(10,10),XG(10,10),TET(10,10)
7 DIM TETG(10,10),GAMK(10,10),GAMR(10),GAMA(10)
8 DIM SI(6,6,6,6),VI(10,10,10),A(6,6,6,6),D(10,10)
10 DIM TC1(10,10),PC1(10,10),VC1(10,10),W1(10,10),ZC1(10,10),B(10,10)
11 NC=3:QV=1
12 INPUT "FLUJO MOLAR DE ALIMENTACION (Kmol/Hr)= ",FZ
13 FOR I=1 TO NC
14 PRINT "z(";I;")="";:INPUT Z(I)
15 NEXT I
16 P=1
18 FOR I=1 TO NC
19 FPZ(I)=Z(I)*FZ
20 NEXT I
21 PRINT "cálculo definitivo rcov,rmin?,marque 0":INPUT FIN
22 IF FIN=0 THEN 10400
23 REM cálculo de la temperatura de alimentación
24 INPUT "asumir temperatura de alimentación °K ",T
25 GOSUB 100
26 IF ABS(SUMBR-1)<.001 THEN 10500
27 GOTO 24
100 PC(1)=218.4:TC(1)=647.3:VC(1)=55.2:W(1)=.344:ZC(1)=.23
102 PC(2)=57.1:TC(2)=594.8:VC(2)=171:W(2)=.45:ZC(2)=.2
104 PC(3)=35.9:TC(3)=622:VC(3)=370:W(3)=.295:ZC(3)=.25
110 RG=82.06
112 VPA(1)=-7.76451:VPB(1)=1.45838:VPC(1)=-2.7758:VPD(1)=-1.23303
114 VPA(2)=-7.83183:VPB(2)=5.51929E-04:VPC(2)=.24709:VPD(2)=-8.504619
116 VPA(3)=-7.63495:VPB(3)=1.50724:VPC(3)=-3.19678:VPD(3)=-2.7871
162 V(1,1)=1:V(1,2)=1:V(2,2)=1:V(1,3)=2:V(2,3)=1
164 R(1,1)=.92:R(1,2)=.9011:R(2,2)=1.3013:R(1,3)=.9011:R(2,3)=.3562
166 Q(1,1)=1.4:Q(1,2)=.848:Q(2,2)=1.224:Q(1,3)=.848:Q(2,3)=.12
168 A(1,1,1,1)=0:A(1,1,1,2)=300:A(1,1,2,2)=-14.09:A(1,1,1,3)=300
170 A(1,1,2,3)=362.3:A(1,2,1,1)=1318:A(1,2,1,2)=0:A(1,2,2,2)=663.5170
172 A(1,2,1,3)=0:A(1,2,2,3)=61.13:A(2,2,1,1)=-66.17:A(2,2,1,2)=315.3
174 A(2,2,2,2)=0:A(2,2,2,3)=315.3:A(2,2,2,3)=62.32:A(1,3,1,1)=1318
176 A(1,3,1,2)=0:A(1,3,2,2)=663.5:A(1,3,1,3)=0:A(1,3,2,3)=61.13
178 A(2,3,1,1)=903.8:A(2,3,1,2)=-11.12:A(2,3,2,2)=537.4:A(2,3,1,3)=-11.12

```

```

180 A(2,3,2,3)=0
205 X(1)=-.45:X(2)=-.45:X(3)=.1
206 Y(1)=-.48:Y(2)=-.42:Y(3)=.1
208 SUM=0
210 FOR I=1 TO NC
230 SUM=SUM+Z(I)
280 NEXT I
300 C=0
301 GOSUB 6000
302 GOSUB 7000
320 ALPHA=.5
340 FR=0:FR1=0
360 FOR I=1 TO NC
380 FR=FR+Z(I)*(1-K(I))/(1+ALPHA*(K(I)-1))
400 FR1=FR1+Z(I)*(1-K(I))^2/(1+ALPHA*(K(I)-1))^2
420 NEXT I
440 FD=ALPHA-FR/FR1
460 FE=(FD-ALPHA)/ALPHA
480 IF ABS(FE)<.0001 THEN 540
490 C=C+1
492 IF C>300 THEN PRINT "no se puede flashear": END
500 ALPHA=FD
520 GOTO 340
540 FOR I=1 TO NC
560 X1(I)=Z(I)/(1+ALPHA*(K(I)-1))
580 Y1(I)=K(I)*X1(I)
600 NEXT I
620 FOR I=1 TO NC
640 IF X1(I)-X(I)<.001 THEN 680
650 GOTO 900
680 NEXT I
690 PRINT "-----"
700 FOR I=1 TO NC
800 PRINT "X(";I;")=";X(I),"Y(";I;")=";Y(I),"K(";I;")=";K(I)
830 NEXT I
832 PRINT "-----"
835 PRINT "P(atm)=";P,"T(K)=";T," V/F=";ALPHA
840 INPUT "¿Cuál es el pesado clave (hk) # orden? ",J
841 INPUT "¿Cuál es el ligero clave (lk) # orden? ",L
842 INPUT "punto de burbuja o rocío 1 ó -1? ",PTO
843 SUMBR=0
845 FOR I=1 TO NC
850 VR(I)=K(I)/K(J)
851 SUMBR=SUMBR+X(I)*K(I)^PTO
852 PRINT "vr(";I;")=";VR(I)
855 NEXT I
856 PRINT "suma=";SUMBR-1
860 RETURN
890 END
900 FOR I=1 TO NC
902 X(I)=X1(I):Y(I)=Y1(I)
904 NEXT I
910 GOSUB 6000
920 GOTO 300
2000 REM CALCULO DEL GAMMA COMBINATORIAL
2100 U(1)=1:U(2)=2:U(3)=2
2200 SN(1,1)=17:SN(1,2)=1:SN(2,2)=43:SN(1,3)=1:SN(2,3)=11
2460 FOR I=1 TO NC
2480 FOR J=1 TO U(I)

```

```

2500 FOR K=1 TO NC
2520 FOR L=1 TO U(K)
2540 IF L=J AND K=I THEN 2580
2560 IF SN(J,I)=SN(L,K) THEN SN(L,K)=0
2580 NEXT L
2600 NEXT K
2620 NEXT J
2640 NEXT I
2660 VI(1,1,1)=1:VI(1,1,2)=0:VI(1,1,3)=0
2680 VI(1,2,1)=0:VI(1,2,2)=1:VI(1,2,3)=2
2700 VI(2,2,1)=0:VI(2,2,2)=1:VI(2,2,3)=0
2720 VI(1,3,1)=0:VI(1,3,2)=1:VI(1,3,3)=2
2740 VI(2,3,1)=0:VI(2,3,2)=0:VI(2,3,3)=1
2802 FOR F=1 TO NC
2804 FOR O=1 TO U(F)
2806 FOR S=1 TO NC
2808 FOR W=1 TO U(S)
2810 SI(O,F,W,S)=EXP(-A(O,F,W,S)/T)
2812 NEXT W
2814 NEXT S
2816 NEXT O
2818 NEXT F
2820 FOR I=1 TO NC
2840 R=0:Q=0
2860 FOR K=1 TO U(I)
2880 Q=Q+V(K,I)*Q(K,I)
2900 R=R+V(K,I)*R(K,I)
2920 NEXT K
2940 CR(I)=R:CQ(I)=Q
2960 NEXT I
2980 SR=0:SQ=0
3000 FOR I=1 TO NC
3020 SR=SR+CR(I)*X(I)
3040 SQ=SQ+CQ(I)*X(I)
3060 NEXT I
3080 FOR I=1 TO NC
3100 L(I)=5*(CR(I)-CQ(I))-(CR(I)-1)
3120 FI(I)=CR(I)*X(I)/SR
3140 TE(I)=CQ(I)*X(I)/SQ
3160 NEXT I
3180 SXL=0
3200 FOR I=1 TO NC
3220 SXL=SXL+X(I)*L(I)
3240 NEXT I
3260 FOR I=1 TO NC
3280 GAMC(I)=LOG(FI(I)/X(I))+5*CQ(I)*LOG(TE(I)/FI(I))+L(I)-FI(I)*SXL/X(I)
3300 NEXT I
3320 REM CALCULO DEL GAMMA RESIDUAL
3340 FOR I=1 TO NC
3360 VT(I)=0
3380 FOR M=1 TO U(I)
3400 VT(I)=VT(I)+V(M,I)
3420 NEXT M
3440 NEXT I
3460 FOR I=1 TO NC
3480 FOR M=1 TO U(I)
3500 XM(M,I)=V(M,I)/VT(I)
3520 NEXT M
3540 NEXT I

```

```
3560 FOR I=1 TO NC
3580 TT(I)=0
3600 FOR M=1 TO U(I)
3620 TT(I)=TT(I)+Q(M,I)*XM(M,I)
3640 NEXT M
3660 NEXT I
3680 FOR I=1 TO NC
3700 FOR M=1 TO U(I)
3720 TET(M,I)=XM(M,I)*Q(M,I)/TT(I)
3740 NEXT M
3760 NEXT I
3780 FOR I=1 TO NC
3800 FOR J=1 TO U(I)
3820 F1=0
3840 FOR M=1 TO U(I)
3860 F1=F1+TET(M,I)*SI(M,I,J,I)
3880 NEXT M
3900 F3=0
3920 FOR O=1 TO U(I)
3940 F2=0
3960 FOR S=1 TO U(I)
3980 F2=F2+TET(S,I)*SI(S,I,O,I)
4000 NEXT S
4020 F3=F3+TET(O,I)*SI(J,I,O,I)/F2
4040 NEXT O
4060 GAKI(J,I)=Q(J,I)*(1-LOG(F1)-F3)
4080 NEXT J
4100 NEXT I
4120 FOR I=1 TO NC
4140 FOR L=1 TO U(I)
4160 X1=0:X2=0
4180 FOR J=1 TO NC
4200 V1=0
4220 FOR K=1 TO U(I)
4240 V1=V1+V(K,J)
4260 NEXT K
4280 X1=X1+X(J)*V1
4300 NEXT J
4320 FOR M=1 TO NC
4340 X2=X2+X(M)*VI(L,I,M)
4360 NEXT M
4380 XG(L,I)=X2/X1
4400 NEXT L
4420 NEXT I
4440 F4=0
4460 FOR I=1 TO NC
4480 FOR K=1 TO U(I)
4500 IF SN(K,I)=0 THEN 4540
4520 F4=F4+Q(K,I)*XG(K,I)
4540 NEXT K
4560 NEXT I
4580 FOR I=1 TO NC
4600 FOR K=1 TO U(I)
4620 TETG(K,I)=Q(K,I)*XG(K,I)/F4
4640 NEXT K
4660 NEXT I
4680 FOR I=1 TO NC
4700 FOR J=1 TO U(I)
4720 F5=0:F7=0
```



```

4740 FOR M=1 TO NC
4760 FOR N=1 TO U(M)
4780 IF SN(N,M)=0 THEN 4820
4800 F5=F5+TETG(N,M)*SI(N,M,J,I)
4820 NEXT N
4840 NEXT M
4860 FOR B=1 TO NC
4880 FOR D=1 TO U(B)
4900 F6=0
4920 FOR E=1 TO NC
4940 FOR H=1 TO U(E)
4960 IF SN(H,E)=0 THEN 5000
4980 F6=F6+TETG(H,E)*SI(H,E,D,B)
5000 NEXT H
5020 NEXT E
5040 IF SN(D,B)=0 THEN 5080
5060 F7=F7+TETG(D,B)*SI(J,I,D,B)/F6
5080 NEXT D
5100 NEXT B
5120 GAMK(J,I)=Q(J,I)*(1-LOG(F5)-F7)
5140 NEXT J
5160 NEXT I
5180 FOR I=1 TO NC
5200 GAMR(I)=0
5220 FOR K=1 TO U(I)
5240 GAMR(I)=GAMR(I)+V(K,I)*(GAMK(K,I)-GAKI(K,I))
5260 NEXT K
5280 NEXT I
5300 FOR I=1 TO NC
5320 GAMA(I)=EXP(GAMC(I)+GAMR(I))
5360 NEXT I
5380 RETURN
6000 SUMX=0:SUMY=0
6001 FOR I=1 TO NC
6002 SUMX=SUMX+X(I)
6004 SUMY=SUMY+Y(I)
6006 NEXT I
6008 IF SUMX=1 AND SUMY=1 THEN 6100
6020 FOR I=1 TO NC
6040 X(I)=X(I)/SUMX
6060 Y(I)=Y(I)/SUMY
6080 NEXT I
6100 RETURN
7000 REM CALCULO DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
7020 GOSUB 8000
7040 GOSUB 9000
7060 GOSUB 10000
7080 GOSUB 2000
7100 FOR I=1 TO NC
7120 K(I)=GAMA(I)*PS(I)*FIS(I)/(P*FIV(I))
7140 NEXT I
7160 RETURN
8000 REM CALCULO DE LA FUGACIDAD DEL VAPOR
8020 FOR I=1 TO NC
8040 FOR J=1 TO NC
8060 IF I=J THEN 8220
8080 TC1(I,J)=(TC(I)*TC(J))^0.5
8100 W1(I,J)=(W(I)+W(J))/2
8120 ZC1(I,J)=(ZC(I)+ZC(J))/2

```

```

8140 VC1(I,J)=(VC(I)^(1/3)+VC(J)^(1/3))/2)^3
8160 PC1(I,J)=ZC1(I,J)*RG*TC1(I,J)/VC1(I,J)
8180 B(I,J)=(RG*TC1(I,J)/PC1(I,J))*(.083-.422/(T/TC1(I,J))^1.6+W1(I,J)+
(.139-.172/(T/TC1(I,J))^4.2))
8200 GOTO 8240
8220 B(I,J)=(RG*TC(I)/PC(I))*(.083-.422/(T/TC(I))^1.6+W(I)*(.139-
.172/(T/TC(I))^4.2))
8240 NEXT J
8260 NEXT I
8300 FOR I=1 TO NC
8320 D=0
8340 FOR J=1 TO NC
8350 IF J=I THEN D(J,I)=0: GOTO 8500
8360 FOR K=1 TO NC
8400 IF J=K THEN D(J,K)=0: GOTO 8480
8420 D(J,I)=2*B(J,I)-B(J,J)-B(I,I)
8440 D(J,K)=2*B(J,K)-B(J,J)-B(K,K)
8460 D=D+Y(J)*Y(K)*(2*D(J,I)-D(J,K))
8480 NEXT K
8500 NEXT J
8520 FIV(I)=EXP((P/(RG*T))*(B(I,I)+.5*D))
8540 NEXT I
8560 RETURN
9000 REM CALCULO DE LA PRESION DE SATURACION
9020 FOR I=1 TO NC
9040 DTR(I)=1-T/TC(I)
9060 PS(I)=PC(I)*EXP(((1-DTR(I))^-1)*(VPA(I)*DTR(I)+
VPB(I)*DTR(I)^1.5+VPC(I)*DTR(I)^3+VPD(I)*DTR(I)^6))
9080 NEXT I
9100 RETURN
10000 REM CALCULO DE LA FUGACIDAD DE SATURACION
10020 FOR I=1 TO NC
10040 FIS(I)=EXP(B(I,I)*PS(I)/(RG*T))
10060 NEXT I
10080 RETURN

```

SUBROUTINA PARA EL DISEÑO DE LA COLUMNA DESTILACIÓN

```

10400 FOR I=1 TO NC
10450 PRINT "vr(";I;")=":INPUT VR(I)
10480 NEXT I
10490 L=1:J=2
10500 INPUT "% recuperado del lk en tope",YD
10600 INPUT "% recuperado del hk en fondo",YB
10650 FPY(L)=YD*FPZ(L)/100
10700 FPX(L)=FPZ(L)-FPY(L)
10750 FPX(J)=YB*FPZ(J)/100
10800 FPY(J)=FPZ(J)-FPX(J)
11000 REM PARAMETROS
11001 REM -----
11005 X(L)=LOG(VR(L))/2.3026
11010 X(J)=LOG(VR(J))/2.3026
11020 Y(L)=LOG(FPY(L)/FPX(L))/2.3026
11030 Y(J)=LOG(FPY(J)/FPX(J))/2.3026
11040 SUMXY= X(L)*Y(L)+X(J)*Y(J)
11050 SUMX=X(L)+X(J)
11060 SUMY=Y(L)+Y(J)
11070 SUMX2=X(L)^2+X(J)^2
11075 DBB=SUMX2-(SUMX)^2/2

```

```

11080 BB=(SUMXY-SUMX*SUMY/2)/DBB
11090 AA=(SUMY-BB*SUMX)/2
11095 PRINT "AA=";AA,"BB=";BB
12000 REM RCOV
12001 REM ----
12010 FD=0
12020 FB=0
12030 FOR I=1 TO NC
12040 IF I=L OR I=J THEN 12090
12050 L1=AA+BB*LOG(VR(I))/2.3026
12060 L1=10^L1
12065 PRINT "l1=";L1
12070 FPX(I)=FPZ(I)/(1+L1)
12080 FPY(I)=FPZ(I)-FPX(I)
12090 NEXT I
12100 FOR I=1 TO NC
12110 FD=FD+FPY(I)
12120 FB=FB+FPX(I)
12130 NEXT I
12135 PRINT "fd=";FD,"fb=";FB
12140 FOR I=1 TO NC
12150 XD(I)=FPY(I)/FD
12160 YB(I)=FPX(I)/FB
12165 PRINT "xd(";I;")=";XD(I),"yb(";I;")=";YB(I)
12170 NEXT I
13000 REM RMIN
13001 REM ----
13010 RMIN=0
13015 GOSUB 14000
13020 TTT=TETA
13025 FOR I=1 TO NC
13030 RMIN=RMIN+VR(I)*XD(I)/(VR(I)-TTT)
13040 NEXT I
13045 PRINT "rmin=";RMIN
13050 RMIN=RMIN-1
13060 NMIN=LOG(XD(L)*YB(J)/(XD(J)*YB(L)))/LOG(VR(L))
13070 XX=(LOG((XD(L)/XD(J))*YB(J)/YB(L))+
(.55*VR(L)*LOG(Z(L)/Z(J)))/2.3026
13080 YY=VR(L)/(1.0614*VR(L)-.4175)
13085 PRINT "xx=";XX,"yy=";YY
13090 R=RMIN*((1.6-YY)*(XX-7.5)/6.5+1.6)
13100 W=(R-RMIN)/(R+1)
13110 LAMDA=EXP((1+54.4*W)/(11+117.2*W)*(W-1)/W^.5)
13115 PRINT "lamda=";LAMDA
13120 N=NMIN/LAMDA+1/LAMDA-1
13130 PA=(FB/FD)*(Z(J)/Z(L))*(YB(L)/XD(J))*(YB(L)/XD(J))
13135 PRINT "pa=";PA
13140 PA=PA^.206
13150 PL=N/(1+PA)
13160 M=PA*PL
13180 PRINT "temperatura de alimentacion=";T
13200 PRINT "REFLUJO MINIMO =" ;RMIN
13250 PRINT "NUMERO DE PLATOS MINIMO =" ;NMIN
13300 PRINT "REFLUJO OPTIMO =" ;R
13350 PRINT "NUMERO DE PLATOS =" ;N
13400 PRINT "NUMERO DE PLATOS ENCIMA DE LA ALIMENTACION =" ;M
13450 PRINT "PRESION DE TOPE(atm) =" ;P-M*.01
13500 PRINT "PRESION DE FONDO(atm) =" ;P+(N-M)*.01
13999 END

```

```
14000 REM FUNCION TETA
14001 REM -----
14010 INPUT "teta inicial",TTT
14020 SUM=0
14030 FOR I=1 TO NC
14040 SUM=SUM+VR(I)*Z(I)/(VR(I)-TTT)
14050 NEXT I
14060 SUM=SUM-1+QV
14070 IF ABS(SUM)<.01 THEN 14090
14075 PRINT "suma=";SUM
14080 GOTO 14010
14090 TETA=TTT
14100 RETURN
```

F. PROCEDIMIENTOS DE CALCULO

* Fundamentos Termodinámicos (58)

- Cálculos de Equilibrio Vapor-Líquido para Sistemas miscibles.

El criterio que debe satisfacerse para alcanzar el equilibrio entre un líquido y un vapor a la misma T y P lo proporciona la siguiente ecuación:

$$f_i^v = f_i^l \quad \dots (1)$$

$$(i = 1, 2, \dots, N)$$

Para un componente en una mezcla en fase vapor, se tiene la siguiente ecuación:

$$f_i^v = y_i \Phi_i P \quad \dots (2)$$

y para un componente en una solución líquida, la ecuación se escribe como:

$$f_i^l = x_i \gamma_i f_i^\circ \quad \dots (3)$$

Igualando las ecuaciones anteriores; de (1), la ecuación(3) es igual a (2), obtenemos:

$$y_i \hat{\phi}_i P = x_i \gamma_i f_i^\circ \quad \dots (4)$$

$$(i = 1, 2, \dots, N)$$

donde:

$$\hat{\phi}_i = \hat{\phi}(T, P, y_1, y_2, \dots, y_{n-1})$$

$$\gamma_i = \gamma(T, P, x_1, x_2, \dots, x_{n-1})$$

$$f_i^\circ = f(T, P)$$

Para presiones bajas y moderadas, cuando no se encuentra cerca de la región crítica, puede hacerse una consideración general para la simplificación, de manera que no afecte la exactitud. Esta consideración consiste en que las propiedades de la fase líquida γ_i y f_i° son independientes de la presión.

Las derivadas de γ_i y f_i° respecto de la presión son:

$$\left[\frac{\partial \ln \gamma_i}{\partial P} \right]_{T, x} = \frac{\Delta V_i}{RT} \quad \dots (5)$$

$$\left[\frac{\partial \ln f_i^\circ}{\partial P} \right]_T = \frac{V_i^\circ}{RT} \quad \dots (6)$$

Los valores numéricos de las propiedades de la fase líquida ΔV_i y V_i° (y por tanto, los valores de las dos derivadas) son muy pequeños, excepto en la región crítica. Adicionalmente, como las presiones consideradas no llegan a ser grandes, no es posible encontrar grandes diferencias de presión. Esta es la base por la cual se desprecian las dependencias de γ_i y de f_i° respecto de la presión.

Si la fugacidad del estado estándar se toma en el sentido de la regla de Lewis y Randall, entonces f_i° se convertirá en f_i , la fugacidad del líquido puro i a la T y P del sistema. Entonces se puede escribir lo siguiente:

$$f_i^\circ = f_i = P_i^{\text{sat}} (f_i^{\text{sat}}/P_i^{\text{sat}}) (f_i/f_i^{\text{sat}}) \dots (7)$$

donde todas las cantidades se evalúan a la temperatura T , debido a la consideración hecha, f_i/f_i^{sat} es igual a la unidad. Más aún $f_i^{\text{sat}}/P_i^{\text{sat}}$ está definida como ϕ_i^{sat} .

Por tanto:

$$f_i^o = f_i \hat{\phi}_i P_i^{sat} \quad i^{sat}$$

y la ecuación (4) se convierte en:

$$y_i \hat{\phi}_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat} \hat{\phi}_i^{sat} \quad \dots (9)$$

(i = 1, 2, \dots, N)

donde:

$$\hat{\phi}_i = \exp (P/RT) \{B_{ii} + 0.5 \sum_j \sum_k [Y_j Y_k (2\delta_{ji} - \delta_{ji})]\} \dots (10)$$

$$\delta_{ji} = \delta_{ij} = 2 B_{ji} - B_{jj} - B_{ii}$$

$$B_{ij} = (R T_{Cij} / P_{Cij}) (B^0 + w_{ij} B^1)$$

$$T_{Cij} = (T_{Ci} T_{Cj})^{0.5}$$

$$P_{Cij} = Z_{Cij} R T_{Cij} / V_{Cij}$$

$$Z_{Cij} = (Z_{Ci} + Z_{Cj}) / 2$$

$$V_{Cij} = [(V_{Ci}^{1/3} + V_{Cj}^{1/3}) / 2]^3$$

$$w_{ij} = (w_i + w_j) / 2$$

$$B_{ii} = (R T_{Ci} / P_{Ci}) (B^0 + w_i B^1)$$

$$B^0 = 0.083 - 0.422 / Tr^{1.6}$$

$$B^1 = 0.139 - 0.172 / Tr^{4.2}$$

$$\hat{\phi}_i^{sat} = \exp (B_{ii} P_i^{sat} / RT) \quad \dots (11)$$

$$P_i^{sat} = P_{Ci} \exp\{(1-x)^{-1} [(VPA)x + (VPB)x^{1.5} +$$

$$(\text{VPC})x^3 + (\text{VPD})x^6] \dots (12)$$

$$x = 1 - T/T_{Ci}$$

Para el cálculo del coeficiente de actividad (γ), se ha seguido el método UNIFAC mediante la ecuación UNIQUAC(44) representada por:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^c + \ln \gamma_i^R \dots (13)$$

Esta ecuación relaciona la contribución debido a diferentes tamaños y formas de las moléculas en la mezcla (γ^c), y la contribución debido a interacciones de energía entre moléculas (γ^f).

$$\ln \gamma_i^c = \ln \phi_i/x_i + (z/2) q_i \ln \theta_i/\phi_i + l_i (\phi_i/x_i) \sum_j x_j l_j$$

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} [\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}]$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k [1 - \ln (\sum_m \theta_m \psi_{mk}) - \sum_m \theta_m \psi_{km} / (\sum_n \theta_n \psi_{nm})]$$

$$l_i = (z/2) (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad z = 10$$

$$\theta_i = q_i x_i / \sum_j q_j x_j, \quad \phi_i = r_i x_i / \sum_j r_j x_j$$

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} R_k, \quad q_i = \sum_k v_k^{(i)} Q_k$$

$$\psi_{mn} = (-a_{mn}/T), \quad \theta_m = Q_m X_m / \sum_n Q_n X_n$$

NOTACION:

- f_i^v : Fugacidad del componente i en fase vapor
 f_i^l : Fugacidad del componente i en fase líquida
 y_i : Fracción molar de la fase vapor del componente i
 x_i : Fracción molar de la fase líquida del componente i
 γ_i : Coeficiente de actividad del componente i
 $\hat{\phi}_i$: Coeficiente de fugacidad del componente i
 P : Presión total
 P_i^{sat} : Presión de saturación
 f_i° : Fugacidad del componente i puro
 T : Temperatura absoluta
 R : Constante universal de los gases
 f_i^{sat} : Fugacidad del componente i para líquido o vapor saturado
 V_i : Volumen molar del componente i
 B : Constante empírica
 B_{ij} : Segundo coeficiente virial para la interacción i y j
 δ_{ij} : Diferencia entre coeficiente viriales
 T_{cij} : Temperatura crítica de interacción entre i y j
 w_{ij} : Factor acéntrico de interacción entre i y j
 P_{cij} : Presión crítica de interacción entre i y j

T_r : Temperatura reducida

$Z_{c_{ij}}$: Factor de compresibilidad crítico entre i y j

VPA, VPB, VPC, VPD : Constantes para calcular la presión de vapor

γ_i^c : Coeficiente de actividad del componente i combinatorial

γ_i^R : Coeficiente de actividad del componente i residual

Γ_k : Coeficiente de actividad grupal residual

$\Gamma_k(i)$: Coeficiente de actividad residual del grupo k en una solución de referencia conteniendo solo moléculas del tipo i

$\nu_k^{(i)}$: Número de grupos del tipo k en la molécula i

R_k : Parámetro de tamaño grupal

Q_k : Parámetro de superficie grupal

θ_m : Fracción de superficie del componente i

ψ_{mk} : Parámetro de interacción grupal

a_{mn} : Parámetro de interacción grupal

X_m : Fracción molar del grupo para el grupo k

r_i : Parámetro de tamaño molecular

q_i : Parámetro de superficie molecular

G. METODOS DE DISEÑO

G.1 REACTOR DE OXIDACIÓN

La oxidación en fase líquida del paraxileno (PX) en Acido Tereftálico (TPA), por medio de aire es realizada en un reactor tanque agitado continuo a 20 atm. abs. y 200°C (34). Una producción anual de 50000 toneladas de TPA es requerida. Por razones de selectividad la conversión del PX está limitado a 95%. Un exceso de 25% con respecto a los requerimientos estequiométricos es escogido para el flujo de alimentación de oxígeno.

La ecuación es de pseudo primer orden con respecto al oxígeno:



donde r_B en $\text{kmol}/\text{m}^3\text{hr}$, es el flujo de la reacción del PX y C_A en kmol/m^3 , es la concentración de oxígeno. De la estequiometría el flujo basado en el consumo de oxígeno está dado por $r_A = 3 r_B$

Datos Básicos:

PX: PM=106.16 kg/kmol, DL=683.4 kg/m³

TS=10.54 dynas/cm = $10.54 \cdot 10^{-3}$ kg/seg²

UL=0.15 cps = 0.54 kg/m.hr

O₂: D(O₂/xileno)= $5.2 \cdot 10^{-6}$ m²/hr

Constante Henry= 125.3 m³atm/kmol= 126.6 m³bar/kmol

Procedimiento General:

El cálculo del volumen del reactor requiere que el coeficiente de transferencia de masa del oxígeno y el área interfacial sean conocidos. Para ello se necesita la velocidad del agitador que depende de las dimensiones del reactor y su geometría, así que el diseño tiene un carácter iterativo: el diámetro del reactor es escogido primero, luego la velocidad del agitador es derivada de está y finalmente el volumen del reactor requerido para alcanzar la conversión deseada es calculada.

El diámetro del reactor resultante es comparado con el valor inicial escogido.

Modelo de Diseño:

El modelo consiste en que la fase líquida y gaseosa estén mezclados completamente.

Opción Inicial del diámetro del reactor:

Suponga que la concentración de A en el líquido está en equilibrio con la fase gaseosa, esto es, $(C_A)_{sal} = (P_A)_{sal} / H$. Considerando el balance de material global para el gas y líquido completamente mezclado, tenemos:

$$F[(P_A)_{ent} - (P_A)_{sal}] / P_T = a/b * L[(C_B)_{ent} - (C_B)_{sal}] + L(C_A)_{sal} \dots\dots (a)$$

mientras un balance para B puede ser escrito

$$L[(C_B)_{ent} - (C_B)_{sal}] = r_B V * (1 - e) \dots\dots\dots (b)$$

Primero determinaremos los flujos para ser sustituidos en estas ecuaciones.

Fase Líquida:

Producción anual = $50 * 10^3$ ton (para 8000 hr)

Producción horaria = 6250 kg/hr = 37.65 kmol/hr

Flujo alimentación de PX (fresco+reciclo) =

$37.65 / 0.95 = 39.63$ kmol/hr, del cual

$L = (39.63 * 106.16) / 683.4 = 6.156$ m³/hr

Fase Gaseosa:

Consumo de O_2 : 3.0 mol/mol de xileno convertido,
luego;

Consumo total es $37.65 \times 3.0 = 112.95$ kmol/hr

Flujo alimentado de O_2 (25% en exceso)

$$= 112.95 \times 1.25 = 141.187 \text{ kmol/hr}$$

Flujo de aire alimentado a las condiciones de la
reacción:

$$F' = (141.187 / 0.21) \times 22.4 \times (473 / 273) \times (1 / 20) = 1304.65 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$F = 672.7 \text{ kmol/hr}$$

En este punto, sin embargo, e no es aún conocido.
Una manera es dejar el término $(1-e)$ de la ecuación (b)
para está primera estimación con:

$$L = 6.156 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$L[(C_B)_{ent} - (C_B)_{sal}] = 37.65 \text{ kmol/hr}$$

$$F' = 1304.65 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$P_T = 20 \text{ atm.}$$

$$(P_A)_{ent} = 20 \times 0.21 = 4.2 \text{ atm.} = 4.25 \text{ bar}$$

De la ecuación (a), $(P_A)_{sal} = 0.8406 \text{ atm.} = 0.8518 \text{ bar}$

Asumiendo el equilibrio entre la fase gaseosa y líquida:

$$(C_A)_{sal} = 6.7 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

luego:

$$V = 2.34 \text{ m}^3.$$

Cuando la altura es igual al diámetro, $d_r = 1.44 \text{ m}$. y la sección transversal $S = 1.63 \text{ m}^2$.

Se escoge el diámetro del agitador de acuerdo a $d_s = d_r/3$, así que $d_s = 0.48 \text{ m}$ y la posición del agitador:

$$H_L - H_S = 1/2 \text{ (altura del líquido sin retención de gas).}$$

Cálculo de la velocidad del agitador:

La velocidad característica de la aspiración de la Burbuja,

No^* , es obtenido de la siguiente ecuación:

$$No^* = 2 * [TS * g / DL]^{0.25} * d_r / d_s^2 * [(H_L - H_S) / H_L]^{0.5} \quad No^* =$$

$$2 * [0.01054 * 9.81 / 683.4]^{0.25} * 1.44 * [0.5]^{0.5} / 0.48^2$$

$$No = 0.98 \text{ rev/seg}$$

La velocidad mínima del agitador que puede dispersar efectivamente el flujo de gas esta dado por la relación de Zwietering:

$$N_{min} = [F' * g * (d_r / d_s)^{3.3} / (16 * d_s^4)]^{1/3}$$

$$N_{min} = [1304.65 * 9.81 * 3^{3.3} / (16 * 36000 * 0.48^4)]^{1/3}$$

$$N_{min} = 5.396 \text{ rev/seg}$$

Van Dierendonck aconseja tomar la más alta velocidad del agitador entre No^* o N_{min} , de manera que un valor de

5.4 rev/seg será escogido para este caso.

Diámetro de la Burbuja:

De acuerdo a Van Dierendonck, para velocidades del agitador $>2.5 No^*$ el número de Eotvos es 0.41, así

$$db = [Eo \cdot TS / g \cdot (DL - DG)]^{0.5}$$

$$db = [0.41 \cdot 0.01054 / 9.81 \cdot (683.4 - 54.7)]^{0.5}$$

$$db = 0.837 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Para líquidos puros, la siguiente ecuación es usada:

$$u_{sg} = 1304.65 / (3600 \cdot 1.63) = 0.2223 \text{ m}^3_g / \text{m}^2_r \cdot \text{sege} = 0.31 [0.22 / 0.11]^{2/3} + 0.45 [5.4 - .98] \cdot 0.48^2 / [1.44 \cdot (9.81 \cdot 1.4)^{0.5}]$$

$$e = 0.31 \cdot [u_{sg} / (TS \cdot g / DL)^{0.25}]^{2/3} + 0.45 \cdot (N - No) \cdot ds^2 / [dr \cdot (g \cdot dr)]^{0.5}$$

$$e = 0.5775$$

Coefficiente de Transferencia de Masa:

$$K_L = 0.42 \cdot (u_L \cdot g / DL)^{1/3} \cdot (D \cdot DL / u_L)^{0.5}$$

$$K_L = 0.42 \cdot (15 \cdot 10^{-5} \cdot 0.01435)^{1/3} \cdot (5.2 \cdot 10^{-6} \cdot 683.4 / 3600 \cdot 15 \cdot 10^{-5})^{0.5}$$

$$K_L = 4.4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3_L/\text{m}^2_i\text{seg} = 1.485 \text{ m}^3_L/\text{m}^2_i\text{hr}$$

Area Interfacial:

$$A'_v = 6e/db = A_v(1-e) = 6 \cdot 0.5775 / 0.837 \cdot 10^{-3}$$

$$A'_v = 4139.785 \text{ m}^2_i/\text{m}^3_{L+G}$$

Cálculo del Diámetro del Reactor:

Las 3 ecuaciones a ser usadas cuando el gas y el líquido están completamente mezclados son:

$$F \cdot [(P_A)_{ENT} - (P_A)_{SAL}] / P_T = N_{Ay=0} \cdot A_v \cdot V \cdot (1-e) \dots \dots \dots (1)$$

$$F \cdot [(P_A)_{ENT} - (P_A)_{SAL}] / P_T = (a/b) \cdot L \cdot [(C_B)_{ENT} - (C_B)_{SAL}] + L(C_A)_{SAL} \quad (2)$$

$$N_{Ay=yL} \cdot A_v \cdot V \cdot (1-e) = r_A \cdot (1 - A_v \cdot y_L) \cdot V \cdot (1-e) + L(C_A)_{SAL} \dots \dots (3)$$

Para una reacción de pseudo primer orden irreversible:

$$N_{Ay=0} = K_L \cdot \gamma \cdot (C_{Ai} \cdot \cosh \gamma - C_A) / \text{senh} \gamma$$

$$N_{Ay=yL} = K_L \cdot \gamma \cdot (C_{Ai} - C_{Ai} \cdot \cosh \gamma) / \text{senh} \gamma$$

Las 3 ecuaciones anteriores permiten calcular V , $(C_A)_{SAL}$ y $(P_A)_{SAL}$. Luego de la ecuación (2):

$$(P_A)_{SAL} = 0.842 - 0.183 \cdot (C_A)_{SAL} \dots \dots (4)$$

Se asume que no hay caída de presión parcial en la fase gaseosa, así que en la ecuaciones (1) y (3),
 $(C_{Ai}) = (P_A)_{sal} / H.$

Por lo tanto:

$$\operatorname{senhy} = \gamma \text{ y } \operatorname{coshy} = 1$$

Ahora sustituyendo la ecuación (4) en las ecuaciones (1) y (2), se obtiene:

$$(C_A)_{SAL} = (44.06 * V - 112.94) / (6.15 + 65.67 * V) \quad \dots\dots (5)$$

$$(C_A)_{SAL} = 44.06 * V / (9609 * V + 6.15) \quad \dots\dots\dots (6)$$

De las ecuaciones (5) y (6), se obtiene V cuyo valor es $V = 8.097 \text{ m}^3$. $(C_A)_{sal}$ es $4.585 * 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$ y $(P_A)_{sal} = 0.841 \text{ atm.}$ Si el diámetro es igual a la altura de la dispersión, entonces $d_r = 2.176 \text{ m.}$ Estos son los valores iniciales para una segunda iteración.

Resultados finales: Los valores convergen en:

$$V = 7.88 \text{ m}^3$$

$$d_r = 2.157 \text{ m.}$$

$$N = 3.1 \text{ rev/seg.}$$

$$(C_A)_{SAL} = 3.025 * 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

$$(P_A)_{SAL} = 0.841 \text{ atm}$$

REACTORES

	R-1	R-2
Tipo de Tanque	Agitado	Continuo
Temperatura (°F)	392	482
Presión (psi)	294	580,6
Altura (pies)	14,7	13,35
Diámetro (pies)	4,9	4,45
Espesor por corrosión (pulg)	0,125	0,125
Radio interior (pulg.)	29,525	26,825
Eficiencia (fracción)	0,85	0,85
Esfuerzo máximo (psi)*	11500	11200
Espesor mínimo (pulg)	1,03	1,82
Densidad Acero (lb/pie ³)	489	489
Peso del tubo (lb)	9491,8	13865,53
Peso de cabezales (lb)	3163,93	4621,84
Incremento posición vertical	0,2	0,2
Peso Total (lb)	15186,88	22184,84

- El esfuerzo máximo fue seleccionado en función del material del reactor de la tabla H.2.

G.2 CRISTALIZADORES

*** Teoría de Cristalización:**

Una importante ventaja de esta operación sobre los otros medios de separación, es que los productos de alta pureza pueden ser recuperados de soluciones impuras con consumos bajos de energía.

La cristalización es importante como proceso industrial, debido a que los materiales se pueden ofrecer como cristales. Su amplia utilización se debe quizás, a la forma sumamente purificada y atractiva de un sólido químico.

Nacimiento del cristal y crecimiento:

Los cristales primero deben formarse y luego crecer. La formación de la fase sólida, ya sea en una partícula inerte en la solución o en la solución misma es llamada nucleación. El aumento de capa de soluto sobre el núcleo es llamado crecimiento. La sobresaturación es la fuerza impulsora que maneja ambas.

El diseño mecánico influye significativamente en la velocidad de nucleación a través de la nucleación por contacto, que es causada por los cristales en contacto con el equipo (impulsor de la bomba, paredes del recipiente, etc.).

Cristales:

Se puede definir un cristal como un sólido que se compone de átomos dispuestos en una configuración ordenada y repetitiva. Las distancias interatómicas en un cristal de cualquier material definido son constantes y característicos del material que se trate.

La operación continua es generalmente preferida porque las condiciones de operación pueden ser perfectamente ajustadas para conseguir los mejores resultados en términos de energía usada y características del producto (la torre de enfriamiento y la central eléctrica pueden ser más pequeños). Los equipos para separaciones continuas de productos cristalinos son generalmente secados continuamente.

Sin embargo, sólo cuando la velocidad de producción excede a las 50 ton/día se justifica el proceso continuo.

Selección del Cristalizador:

Se ha escogido el cristalizador de Circulación Forzada, también conocido como cristalizador de circulación de magma, de suspensión mezclada o cristalizador de remoción de productos mezclados. Este cristalizador es el más ampliamente usado, consiste de un cuerpo para la salida de vapor, con un nivel de líquido bastante alto como para proveer un volumen suficiente para conservar el crecimiento de los cristales.

El tamaño de los cristales es de 150 micras (malla 100), está en el rango que va de 30 a 150 Malla Tyler. Es apto para compuestos orgánicos e inorgánicos. Los rangos del tamaño del cristalizador están de 2 pies de diámetro (para laboratorio) hasta 40 pies de diámetro. Además es el menos caro por libra de producto hecho.

*** CRISTALIZADOR DE CIRCULACION FORZADA**

Cristalizador CR1.

Balance de Materiales

Se toma como base 100 lb de alimentación al cristalizador I

	TOTAL	P-X	HAc	H2O	TPA	CAT.	4-CBA
Alimentación	100	1.72	32.47	11.71	53.79	0.19	0.12
Líquido	45.3	1.70	32.10	11.50	---	---	---
Cristales	54.1	---	---	---	53.79	0.19	0.12
Evaporación	0.58	0.02	0.37	0.20	---	---	---

Alimentación : 25613,69 lb/hr

Evaporación : 148,56 lb/hr

Líquido : 11613,00 lb/hr

Calor de Cristalización : 363619 BTU/hr

En el Balance de Calor se hace la siguiente suposición que el 50% de la alimentación de TPA cristaliza.

Flujo de cristales (Fc) = $0.5 \cdot 13766.5 = 6883.3$ lb/hr.

Tiempo de retención (τ) : 1,5 hr

Consistencia lechada (ρ) : 351 gr. cristal/lt.de lechada

Volumen del cristalizador (V) : $F_c \cdot \tau / \rho = 13,3 \text{ m}^3$.

Diámetro (D) : 2,57 m.

Altura (H) : 2.57 m.

Area (A) : $5,187 \text{ m}^2$

DISEÑO DE CRISTALIZADORES

	CR-1	CR-2	CR-3
Flujo de Cristales, lb/hr	6889,3	6889,3	13778,7
Flujo de Evaporación, lb/hr	148,56	203,7	58,6
Flujo de Líquido, lb/hr	11603,0	11403,4	15516,6
Flujo de Alimentación, lb/hr	25613,69	25465,4	29304,2
Presión Operación, atm.	8,0	1,0	1,0
Temperatura, °C	170,0	110,0	110,0
Calor de Disolución, BTU/lb	52,8	52,8	52,8
Calor de Cristal, BTU/hr	363618,8	363618,8	727237,7
% Cristalización	50,0	50,0	100,0
Tiempo retención, hr	1,5	1,5	1,5
Consistencia, gr crist/lt lechada	351,0	367,0	490,0
Volumen, m ³	13,3	12,7	19,1
Altura de Líquido, m	2,57	2,53	2,89
Diámetro, m.	2,57	2,53	2,89

G.3 RECIPIENTES A PRESIÓN

* Separador Líquido-Vapor y Acumuladores de Tope de Columnas de Destilación

Para el diseño de este separador se utilizó la siguiente fórmula:

$$VL = F \cdot t_r / dL \quad \text{y} \quad V = (VL/FL) \cdot 100$$

donde:

F : flujo de salida del líquido, Kg/hr

t_r : tiempo de residencia, hr

dL : densidad del líquido de salida, Kg/m³

VL: volumen ocupado por el líquido, m³

FL: fracción líquida, %

V : volumen total del separador, m³

Cálculo del Espesor del Recipiente

Se utilizó la fórmula:

$$eb = P \cdot R / (c \cdot t - 0.6 \cdot P)$$

donde:

eb : espesor de pared, mm

P : presión de operación, bars

R : radio del recipiente, mm

c : coeficiente de soldadura

t : esfuerzo máximo permisible del material de pared,
bars (función de la temperatura).

El coeficiente de soldadura (c) se estima según:

c = 1.00 radiografía completa

c = 0.85 examen por puntos

c = 0.70 no examinada por puntos

Para una primera estimación se asume $c = 1$.
Luego de calculado eb, se agrega una tolerancia por
corrosión, generalmente de 3 mm.

Se asume un espesor mínimo de pared,
incluyendo corrosión de 6 mm. en tanques.

Cálculo del Peso de la Carcaza

La parte cilíndrica del recipiente:

$$W_1 = 24,7.D.L.eb$$

donde:

W_1 : peso de la carcaza, Kg

D : diámetro de la carcaza, m

L : longitud de la carcaza, m

eb : espesor de la pared, mm

24,7 : peso en Kg. de una plancha de acero

Cálculo del Peso de los Cabezales

Son las dos partes del recipiente unidos a los topes de la carcaza cilíndrica, las cuales tienen un diámetro igual a la carcaza.

$$W_2 = 24,7.D^2.eb$$

donde:

W_2 : peso de los cabezales, Kg

D : diámetro del cabezal, m

eb : espesor de la pared, mm

24,7 : peso en Kg. de una plancha de acero

Cálculo del Peso del Recipiente (Wt)

Que sirve para la estimación de los costos.

$$Wt = W_1 + W_2$$

Donde Wt es el peso total del recipiente, es decir el peso de la carcaza más el peso de los cabezales.

RECIPIENTES A PRESION

	S-1	S-2	S-3	S-4
Tipo	Sep. L-V	Sep. L-V	Acum. Tope	Sep. L-Gas
F (kg/hr)	344,37	434,77	2945,273	6801,24
tr (hr)	0,25	0,25	0,08	0,25
dL (kg/m ³)	875,6	946,6	955	958
T (°C)	170	110	104	100
VL (m ³)	0,098	0,115	0,247	1,77
FL (%)	0,6	0,6	0,8	0,85
V (m ³)	0,16	0,19	0,31	2,09
P (bar)	8,9166	1,115	1,2705	1,115
L/D	2,3	2,9	2,24	1,98
C	1	1	1	1
t (bar)	1230	1258	1258	1258
eb (mm)	4,50	3,18	3,26	3,44
D (m)	0,413	0,409	0,513	1,002
L (m)	0,949	1,186	1,149	1,983
W ₁ (kg)	43,58	38,08	47,48	168,94
W ₂ (kg)	18,95	13,13	21,20	85,32
Wt (kg)	62,53	51,21	68,67	254,27
Material	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304

Asunciones:

* El tiempo de residencia se ha asumido como:

tr = 0,25 (para separadores)

tr = 0,08 (para el acumulador de tope)

En el acumulador de tope se consideró un 10% más en la presión de trabajo.

Nomenclatura:

F (kg/hr)	Flujo de salida del líquido
tr (hr)	Tiempo de residencia
dL (kg/m ³)	Densidad del líquido de salida
VL (m ³)	Volumen ocupado por el líquido
FL (%)	Fracción líquida
V (m ³)	Volumen total del separador
P (bar)	Presión de operación
R (mm)	Radio del recipiente
C	Coefficiente soldadura
t (bar)	Esfuerzo máximo del material
eb (mm)	Espesor de la pared
eb* (mm)	Espesor de la pared con tolerancia
D (m)	Diámetro del cabezal o carcaza
L (m)	Longitud de la carcaza
W ₁ (kg)	Peso de la carcaza
W ₂ (kg)	Peso de los cabezales
Wt (kg)	Peso del recipiente

G.4 COLUMNA DE DESTILACIÓN

DESTILACION DE MULTICOMPONENTES

El diseño de la columna de destilación se basa en los métodos RECOV y RMIN, que nos brinda una estimación preliminar confiable.

Método RECOV

Realiza el Balance de Materia Global en la columna, obteniendo las composiciones de tope y fondo.

Se escogen las variables independientes o componentes claves:

LK : Ligerero Clave

HK : Pesado Clave

Datos de Entrada:

1. Composición de la alimentación, en fracciones molares y volatilidad relativa de cada componente.
2. La volatilidad relativa del pesado clave es 1.

3. Las volatilidades relativas (a_i) se calculan con la siguiente fórmula:

$$a_i = (a_{itope} \times a_{ialimentación} \times a_{ifondo})^{1/3}$$

4. Se fijan los porcentajes de recuperación del pesado clave en el fondo y el ligero clave en el tope.

Datos de Salida

1. Fracciones molares de cada compuesto en el tope y fondo de la columna.

Ecuaciones:

$$Yd_i = d_i / f_i * 100 \quad Yb_i = b_i / f_i * 100$$

Proporción molar del compuesto i en el fondo:

$$\text{Proporción molar} = Yb_i \cdot F_i / 100$$

$$\text{Fracción molar } B_i = Yb_i \cdot F_i / \text{suma } (Yb_i \cdot F_i)$$

Proporción molar del compuesto i en el tope:

$$\text{Proporción molar} = Yd_i \cdot F_i / 100$$

$$\text{Fracción molar } D_i = Yd_i \cdot F_i / \text{suma } (Yd_i \cdot F_i)$$

Ecuación de Hengstebeck-Geddes:

$$\log(d_i/b_i) = a + b \log a_i, \quad d_i/b_i = Y_{d_i}/(100-Y_{d_i})$$

$$Y_i d_i = 100 - Y b_i$$

Por tanto:

$$Y_{d_i} = 100 (10^L)/(1 + 10^L), \quad L = a + b \log a_i$$

$$b = [\text{Sum}x_i \cdot y_i - (\text{Sum}x_i \cdot \text{Sum}y_i)/n] / [\text{Sum}x_i^2 - (\text{Sum}x_i)^2/n]$$

$$a = [\text{Sum}y_i - b \text{Sum}x_i]/n$$

Método RMIN

Determina los parámetros de diseño de la columna: reflujo mínimo, reflujo óptimo, número mínimo de platos, número óptimo de platos, y localización del plato de alimentación.

Asunciones:

- Flujo molar constante en toda la columna.
- Existencia de un sólo componente pesado clave en la alimentación.

Datos de Entrada:

1. Composiciones de cada compuesto en la alimentación, tope y fondo; como sus volatilidades relativas.
2. La volatilidad relativa del pesado clave es 1.
3. Las volatilidades relativas (a_i) se calculan con la siguiente fórmula:

$$a_i = (a_{itope} \times a_{ialimentación} \times a_{ifondo})^{1/3}$$
4. Evaluar el valor de q en la alimentación, si es punto de burbuja, $q=1$ y si es punto de rocío, $q=0$.
5. Ordenar los compuestos en orden decreciente a sus volatilidades relativas.

Ecuaciones de Underwood:

$$f(on) = \text{Sum} [a_i \cdot F_i / (a_i - on)] - 1 + q$$

$$R_{min} = [\text{Sum} a_i \cdot D_i / (a_i - on)] - 1$$

Ecuación de Fenske:

$$N_{min} = \log (D_{LK} B_{HK} / D_{HK} B_{LK}) (1 / \log a_{LK})$$

Ecuación de Gilliland, acomodada:

$$N = N_{\min} / T + 1 / T - 1$$

$$T = \exp[(1 + 54.4X) \cdot (X-1) / (11+117.2X) \cdot X^{0.5}]$$

$$X = (R - R_{\min}) / (R+1)$$

Correlación de Van Winkle, representada por Olujic:

$$R/R_{\min} = (1.6 - Y) \cdot (X-7.5) / 6.5 + 1.6$$

$$Y = a_{1k} / (1.0614a_{1k} - 0.4175)$$

$$X = \log [(D_{LK} B_{HK} / D_{HK} B_{LK}) \cdot (F_{LK}/F_{HK})^{0.56 a_{1k}}]$$

Ecuación de Kirkbride:

$$(m/p) = [(B \cdot F_{HK} / D \cdot F_{LK}) \cdot (B_{LK}/D_{HK})^2]^{0.206}$$

(a) Cálculo del Número de Platos Reales (Nr)

$$N_r = N_t / E$$

donde:

N_t : número de etapas teóricas

E : eficiencia global de los platos

La eficiencia se calculó con la siguiente fórmula:

$$E = 63 (a \cdot u)^{-0.212}$$

Donde:

a : media geométrica de la volatilidad de topes y fondos.

μ : viscosidad promedio de la mezcla.

(b) Cálculo del diámetro de la Torre

1. Determinar el flujo de vapor en la torre, considerando que tiene el comportamiento de un gas ideal:

$$V = 2.279E-5.D.(1+R)T/P$$

donde:

V : flujo de vapor, $m^3/seg.$

D : flujo de destilado, $Kmol/hr$

R : reflujo

T : temperatura del vapor $^{\circ}K$

P : presión del vapor, bar

2. Se determina la densidad de vapor en topes y fondos, utilizando tablas y correlaciones.

3. Se determina la densidad del líquido en topos y fondos, utilizando tablas y correlaciones.
4. Se selecciona el espaciamento entre platos y su constante según:

Espaciamento	C'
12"	0.0229
18"	0.0427
24"	0.0537

En la práctica un espaciamento de 18" es usualmente adaptado para un diámetro de 1.5 m. y un espaciamento de 24" es adoptado para diámetros de 1.5 a 6 m.

Luego, para calcular el diámetro de la Torre:

$$D' = 4.V / (3,1416.C' . ((DL/DV-1)^{0.5})$$

donde:

D' : diámetro de la torre, m.

V : carga máxima de vapor, m³/seg.

DL : densidad del líquido, gr/cm³

DV : densidad del vapor, gr/cm³

(c) Cálculo de la altura de la Torre.- Las siguientes dimensiones pueden ser asumidas para un primera aproximación:

La distancia entre el cabezal del tope y el plato de tope es 1 m.

La distancia entre el cabezal de fondo y el plato de fondo es de 2 a 3 m.

El espacio vertical ocupado por los platos es el espaciamiento entre platos por el número de platos.

Se calcula el Peso del Recipiente que sirve como base para estimar el costo de las Columnas.

COLUMNA DE DESTILACION

Descripción		C - 1
Pa atm.	Presión de alimentación	1,2
Pd atm.	Presión de tope	1,1452
Pb atm.	Presión de fondo	1,3276
Ta °C	Temperatura de alimentación	119
Td °C	Temperatura de tope	104
Tb °C	Temperatura de fondos	127
R mínimo	Reflujo mínimo	0,82779
Plato alim.	# platos encima de la alimentación	5,479
Nt	Número de etapas teóricas	18
E	Eficiencia global de los platos	0,6
Nr	Número de platos reales	30
D (Kmol/hr)	Flujo de destilado	77,435
R	Reflujo óptimo	1,081
T (°K)	Temperatura del vapor	377
P (bar)	Presión del vapor	1,16
V (m ³ /seg)	Flujo de vapor	1,19
d vapor	Densidad del vapor gr/cc	0,000677
d líquido	Densidad del líquido gr/cc	0,955
C'	Constante de espaciamento	0,0229
D' (m)	Diámetro de la torre	1,77
d ₁ (m)	Distancia entre cabezal de tope y plato de tope	1
d ₂ (m)	Distancia entre cabezal de fondo y plato de fondo	2
et (m)	Espacio vertical ocupado por los platos	24,00
h =d ₁ +d ₂ +et	Altura de la torre (m)	27,00
P (bar)	Presión de operación	1,2159
R (mm)	Radio del recipiente	883,75
C	Coefficiente soldadura	1
t (bar)	Esfuerzo máximo del material	1125
eb (mm)	Espesor de la pared	0,96
eb* (mm)	Espesor de la pared con tolerancia	3,96
W ₁ (kg)	Peso de la carcaza	4662,827
W ₂ (kg)	Peso de los cabezales	305,24
Wt (kg)	Peso del recipiente	4968,07
Material		SA 240-304

G.5 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para calcular la superficie de transferencia de calor para los intercambiadores de calor de coraza y tubos en contracorriente se usa la siguiente ecuación:

$$A = Q / (U \cdot F_c \cdot \text{LMTD})$$

donde:

A : área de transferencia de Calor, m²

Q : flujo de Calor, Kcal/hr

U : coeficiente global de transferencia de calor,
Kcal/hr.m².°C

LMTD: diferencia media logarítmica de temperaturas, °C

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad \text{y} \quad S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

donde:

T₁: temperatura de entrada de la corriente caliente, °C

T₂: temperatura de salida de la corriente caliente, °C

t₁: temperatura de entrada de la corriente fría, °C

t₂: temperatura de salida de la corriente fría, °C

Con R y S se lee Fc. LMTD se calcula de la fórmula:

$$\text{LMTD} = [(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)] / \ln[(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)]$$

El Coeficiente Global de Transferencia de Calor (U) es extraído de datos experimentales cuando intercambian calor determinados fluidos considerando el Factor de obstrucción, los cuales son los siguientes:

SISTEMA	U (Kcal/hrm ² °C)
Gas/Líquido	100
Gas/Líquido	100
Vapor Cond/Líquido	700
Líquido/Líquido	500

Teniendo el área de transferencia de calor estimada para el intercambiador de calor, se ingresa a las tablas para determinar el DE, BWG, arreglo, paso, longitud y número de tubos.

Los intercambiadores de doble tubo en el mercado se muestran como 2 juegos de tubos

concéntricos, dos "T" conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta en la exterior mediante estoperos y el fluido entra al tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del intercambiador.

Las "T" tienen boquillas o conexiones roscadas que permiten la entrada y salida del fluido del anillo que cruza de una sección a otra a través del cabezal de retorno. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que está generalmente expuesta y que no proporciona superficie de transferencia de calor. Cuando se arregla en dos pasos, la unidad se llama horquilla.

Para Intercambiadores de Calor de doble tubo de "T" y cabezales de retorno, los tamaños se dan según:

CONEXIONES PARA INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO

TUBO EXTERIOR IPS	2	2 1/2	3	4
TUBO INTERIOR IPS	1 1/4	1 1/4	2	3

Los intercambiadores de doble tubo generalmente se ensamblan e longitudes efectivas de 12, 15 ó 20 pies, la longitud efectiva es la distancia en cada rama sobre la que ocurre transferencia de calor y excluye la prolongación del tubo interior después de la sección de intercambio.

En la tabla se muestra las dimensiones de tuberías de Acero IPS, para el diseño de intercambiadores de calor de doble tubo.

El cálculo de las áreas de los intercambiadores de calor, así como los demás parámetros se muestran en la siguiente tabla.

INTERCAMBIADORES DE CALOR

SIMBOLOGIA	I-1	I-2	I-3	I-4	I-5	I-6	I-7	I-8	I-9	I-10	I-11
T1 (°C)	214,0	200,0	170,0	110,0	127,0	104,0	214,0	214,0	260,0	110,0	110,0
T2 (°C)	214,0	101,0	170,0	110,0	111,0	104,0	214,0	214,0	260,0	110,0	110,0
t1 (°C)	62,7	25,0	25,0	20,0	110,0	20,0	127,0	25,0	95,0	25,0	25,0
t2 (°C)	200,0	35,0	35,0	35,0	119,0	35,0	127,0	95,0	250,0	35,0	35,0
R	0,0	9,9	0,0	0,0	1,8	0,0		0,0	0,0	0,0	0,0
S	0,9	0,1	0,1	0,2	0,5	0,2		0,4	0,9	0,1	0,1
LMTD (°C)	57,7	114,8	139,9	82,3	3,4	76,3	87,0	151,3	55,3	79,9	79,9
Fc	0,9	1,0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0	1,0	0,3	1,0
U (kcal/hrm ² °C)	500,0	100,0	700,0	700,0	100,0	700,0	100,0	100,0	50,0	100,0	700,0
Q (Kcal/hr)	630526,0	20682,0	50377,9	48368,3	819,0	935693,9	923479,6	87500,0	258040,5	130,0	183398,0
A (m ²)	23,3	1,9	0,5	0,8	2,7	17,5	106,1	5,8	96,2	0,1	3,3
A (ft ²)	250,3	20,0	5,5	9,0	29,1	188,7	1142,6	62,9	1035,8	0,6	35,7
L (ft)	8,0	10,0	12,0	12,0	20,0	16,0	12,0	20,0	12,0	6,0	12,0
DE/IPS (pulg.)	1,0	2,0	1,0	1,5	3,0	1,3	2,0	1,0	2,0	1,0	3,0
BWG/CEDULA	14	40	40	40	40	14	11	80	11	40	40
# Tubos	120	2	2	2	2	36	182	2	165	2	2
Material	CS/304	CS/304L	CS/304L	CS/304L	CS/304L	CS/304	CS/304	CS/304L	CS/304	CS/304L	CS/304L

- * I-1, I-7, I-8, I-9 y I-11 son calentadores. La diferencia de temperaturas entre corriente caliente y fría es la misma $(T1-t2) = (T2 - t1) = \text{LMTD}$
- * Los intercambiadores con área $< 10 \text{ m}^2$ serán del tipo de Doble Tubo
- * Los intercambiadores con área $> 10 \text{ m}^2$ serán del tipo de Coraza y Tubos

T1 (°C)	Temperatura de entrada de la corriente caliente
T2 (°C)	Temperatura de salida de la corriente caliente
t1 (°C)	Temperatura de entrada de la corriente fría
t2 (°C)	Temperatura de salida de la corriente fría
R	Relación de diferencias de temperaturas
S	Relación de diferencias de temperaturas
LMTD	Diferencia media logarítmica de temperaturas (°C)
Fc	Factor de corrección
A (m ²)	Superficie de transferencia de calor
Q(Kcal/hr)	Flujo de calor
A (m ²)	Area de transferencia de calor en metros cuadrados
A (ft ²)	Area de transferencia de calor en pies cuadrados
L (ft)	Longitud en pies
DE	Diámetro externo del tubo del intercambiador
IPS	Tamaño de tubería de hierro
BWG	Birmingham Wire Gauge
CEDULA	Número de Cédula

G.6 BOMBAS

Cálculo del diferencial de Presión total, deducida de la Ecuación de Bernoulli:

$$z = P_2 - P_1 - Z_2 - Z_1 + Dp$$

donde:

P_2 : presión de líquido en descarga de la bomba, bar

P_1 : presión de líquido en entrada de la bomba, bar

Z_2 : diferencia de presión o head por altura, bar

Z_1 : 0 (nivel de referencia)

DP : pérdida por (fricción despreciable)

z : diferencial de presión total, bar

Con el Diferencial de Presión total (z) y el Flujo Volumétrico (m^3/seg) se selecciona el tipo de bomba a ser utilizada.

La Potencia Hidráulica de la bomba está dada por:

$$P = 3,8 E^{-2}) \cdot Q_d \cdot z \qquad Q_d = Q_o \cdot K$$

donde:

P : Potencia Hidráulica, CV

Qd: Flujo de diseño, m³/hr

Qo: Flujo de operación, m³/hr

K = 1.25 para bombas de alimentación

K = 1.20 para bombas de reflujo

K = 1.10 para otras bombas

La Potencia Real de la bomba es:

$$P_{\text{REAL}} = P / E$$

donde:

P : Potencia hidráulica, CV

E : Eficiencia de la Bomba

P_{REAL}: Potencia real de la bomba

Cuando la viscosidad del líquido es menor que 20 cSt, la eficiencia de la bomba centrífuga es obtenido de la figura.

Cuando el flujo de líquido en la bomba es menor que 3.5 m³/hr, la bomba centrífuga deberá ser equipada con un bypass recirculante.

Cuando la viscosidad del líquido es mayor que 20 cSt, la eficiencia es determinada de la figura y la Potencia real con la siguiente ecuación:

$$P_{\text{REAL}} = P / (C_e \cdot C_q \cdot C_h)$$

donde:

C_e : Eficiencia base

C_q : Factor de corrección de eficiencia por flujo

C_h : Factor de corrección de la eficiencia por head

Los resultados del diseño de las bombas se muestran en la página siguiente.

BOMBAS

# BOMBA	Estado	F _{liq} (kg/hr)	T ₁ (°C)	d (Kg/m ³)	μ (cp)	P ₁ (bar)	P ₂ (bar)	Z ₂ (bar)	Z(bar)	Q _o (m ³ /hr)	P(CV)	K	Q _d (m ³ /hr)	E	Preal (CV)	TIPO	MATERIAL
B-1	Paraxileno	4000,44	25	860	0,61	1,013	20,265	0,172	19,424	4,65	4,29	1,25	5,81	0,28	15,33	Centrífuga	SS-316
B-2	Acético	375,00	25	1044	1,13	1,013	20,265	0,172	19,424	0,36	0,33	1,25	0,45	0,17	1,95	Centrífuga	SS-316
B-3	Reciclo Ac.	1744,07	25	1046	1,10	1,013	20,265	0,172	19,424	1,67	1,35	1,1	1,83	0,17	7,96	Centrífuga	SS-316
B-4	Líquido	5094,44	110	942,5	0,33	0,81	1,317	1,617	2,124	5,41	0,52	1,2	6,49	0,32	1,64	Centrífuga	SS-316
B-5	Líquido	3400,81	127	915	0,34	1,33	20,265	0	18,935	3,72	2,94	1,1	4,09	0,2	14,71	Centrífuga	SS-316
B-6	Agua	1250,00	20	998	0,83	1,013	2,0265	0,172	1,185	1,25	0,06	1,1	1,38	0,17	0,37	Centrífuga	SS-316
B-7	Liq-Sol	6488,90	95	1484	20,0	2,026	40	0	37,974	4,37	6,94	1,1	4,81	0,3	23,14	Reciprocante	SS-316

F (kg/hr) : Flujo de masa de operación

T₁ (°C) : Temperatura

P₁ (bar) : Presión de líquido en entrada de la bomba

P₂ (bar) : Presión de líquido en descarga de la bomba

Z₂ (bar) : Diferencia de presión o head por altura

Z (bar) : Diferencia de presión total

Q_o (m³/hr) : Flujo de operación volumétrico

P (CV) : Potencia hidráulica de la bomba

K : Factor de seguridad

Q_d (m³/hr) : Flujo de diseño

E : Eficiencia de la bomba hallada para viscosidades menores a 20 cts

P real (CV): Potencia real de la bomba

G.7 COMPRESORES

Como el gas es oxígeno se consideran sus propiedades físicas para su diseño.

La relación de calores específicos ($r = C_p/C_v$) para el Oxígeno es $r = 1.40$

Cálculo del Número de Etapas y la razón de compresión:

La razón de compresión de presión de descarga a presión de succión, no debe ser mayor que 5. El número de etapas se calcula de:

$$s = 1,43 \cdot \log(P_2/P_1)$$

donde:

s : # de etapas redondeado al número entero más cercano

P_2 : presión de descarga, bar

P_1 : presión de succión, bar

Cuando hay más de una etapa de compresión, el gas deberá ser enfriado entre etapas, aunque no

necesariamente a la temperatura de ingreso a la primera etapa. Estos intercambiadores imponen una caída de presión en el gas de 0.35 bars. Por lo que la razón de compresión total es:

$$R = (P_2 + (s-1) \cdot 0,35) / P_1$$

La razón de compresión promedio por etapa es:

$$r_c = R_1 / s$$

Cálculo del volumen de succión en cada etapa:

$$V = 0,08315 \cdot D \cdot (T/P) \cdot Z$$

donde:

V : flujo volumétrico en la entrada, m³/hr

D : flujo molar de gas, Kmol/hr

T : temperatura de entrada, °K

P : presión de entrada, bars

Z : factor de compresibilidad

Todos los términos corresponden a las condiciones de entrada de cualquier etapa de compresión, después de que el gas ha sido enfriado.

El factor de compresibilidad es obtenido como una función de la temperatura reducida ($T_r = T/T_c$) y la presión reducida ($P_r = P/P_c$)

Cálculo de los requerimientos de Potencia Adiabática:

$$PTA = (P_1 \cdot v_1 / 26.5) \cdot (r / (r-1)) \cdot [rc^{(r-1)/r} - 1]$$

donde:

PTA: potencia adiabática teórica por estado, CV

P : presión de succión del estado, bar

V_1 : flujo volumétrico de succión del estado, m^3/hr

r : relación de calores específicos

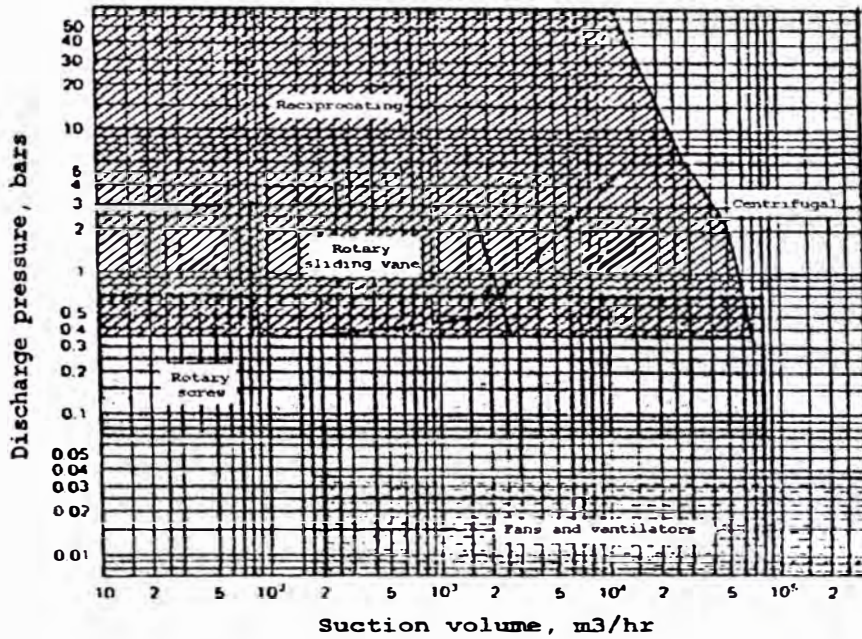
rc : razón de compresión promedio por etapas

Selección del tipo de Compresor

Con el Flujo Volumétrico de Succión (V_1) establecido y la presión de descarga (P_2) se ingresa a

la figura G.7 y se obtiene el tipo de compresor para el servicio requerido.

Figura G.7
Diagrama para la selección de compresores



Determinación de la Eficiencia (E) y Potencia Real (Pr') del compresor.

La Eficiencia mecánica de compresores reciprocantes es determinado en la figura H.9 con el ingreso de la relación de compresión promedio por etapa (rc)

$$Pr' = PTA / E$$

Cálculo de la Temperatura de Descarga

La temperatura de descarga isoentrópica T_2 es calculada en función de la temperatura de entrada T_1 .

$$T_2 = T_1 * (P_2/P_1)^{((r-1)/rc)}$$

A la actual temperatura T_2 , se le puede incluir el efecto de la eficiencia isoentrópica:

$$T_2 = T_1 + (T_2 - T_1)/E$$

Estimación de la Eficiencia y Tamaño del Motor Eléctrico

Con la Potencia real Pr' se ingresa a la tabla H.7 y se selecciona el porcentaje de utilización del motor eléctrico, el cual nos arroja la eficiencia E' , por lo que el consumo eléctrico es:

$$Pr'' = 0,735 \cdot Pr' / E'$$

Los resultados detallados del diseño del compresor se muestran en la siguiente tabla.

COMPRESORES

	Comp. 1	Comp. 2
Fluido	Oxigeno	Aire
$r = C_p/C_v$	1,4	1,4
P_1 (bar)	1,01	1,01
P_2 (bar)	20,27	2
S #etapas	1,86	0,42
R	20,30	1,78
Rc	5,04	3,90
D (Kmol/hr)	141,199	324,02
T (°K)	98,00	298,0
Tr	1,93	2,25
Pr	0,02	0,03
Z	0,99	1
V (m ³ /hr)	3418,200	7949,25
PTA (CV)	268,87	503,52
E	0,89	0,89
Pr' (CV)	302,10	567,34
T2 (°K)	377,92	319,65
E'	0,94	0,95
Pr'' (kw-hr/hr)	236,21	441,27
Material	SS-304	SS-304

$r = C_p/C_v$	Ratio de calores específicos
P_1 (bar)	Presión de succión
P_2 (bar)	Presión de descarga
S #etapas	Número de etapas
R	Razón de compresión total
Rc	Razón de compresión promedio
D (Kmol/hr)	Flujo molar de gas
T (°K)	Temperatura de entrada
P (bar)	Presión de entrada
Z	Factor de compresibilidad
V (m ³ /hr)	Flujo en la entrada
PTA (CV)	Potencia Adiabática teórica
E	Eficiencia
Pr' (CV)	Potencia real del compresor
T2 (°K)	Temperatura de descarga
E'	Eficiencia motor eléctrico
Pr''	Tamaño del motor eléctrico

G.8 CENTRIFUGAS

Una centrífuga es una máquina rotatoria en que se aplica una fuerza centrífuga, para la separación de 2 fases (sólido - líquido).

Una centrífuga consta:

1. Un rotor o recipiente en el cual se aplica la fuerza centrífuga al contenido.
2. Un eje propulsor.
3. Cojinetes del eje propulsor.
4. Sellos (cuando se desea que el contenido del sistema esté a presión).
5. Un mecanismo impulsor (una turbina o un motor eléctrico) para hacer girar el eje y el rotor.
6. Un marco para alinear y sostener estos elementos.
7. Una caja o cubierta para segregar los productos separados.

Magnitud de la Fuerza Centrífuga

En las centrífugas industriales, la aceleración centrífuga es un múltiplo elevado de la aceleración gravitacional. En la pared de un tazón de

diámetro D_b , la fuerza centrífuga se obtiene por medio de:

$$F_c = 1.42 * 10^{-5} n^2 D_b \quad \dots(1)$$

en donde:

F_c : es la fuerza centrífuga, en múltiplos de la gravedad

N : la velocidad de rotación, rpm

D_b : el diámetro del tazón, expresado en pulgadas

Esfuerzos en los tazones centrífugos

La rotación de un tazón centrífugo al vacío crea un esfuerzo de autofatiga sobre sí mismo. Si la pared es delgada con respecto al diámetro interior del recipiente, se podría calcular el esfuerzo:

$$S_s = 4,11.10^{-9} n^2 D_b d_m \quad \dots(2)$$

en donde:

S_s : es la autofatiga, lb/pulg²

D_m : es la densidad del material de construcción de la pared del tazón, lb/ft³

El material que se centrifuga, si es un fluido, ejerce una presión contra la pared interna del recipiente;

$$P = 2,05 \cdot 10^{-9} n^2 (D_b^2 - D_i^2) d \quad \dots(3)$$

en donde:

P : es la presión, lb/pulg²

d : es la densidad promedio del material en el recipiente, lb/ft³

D_i: es el diámetro de la superficie interna del material en el tazón, en pulgadas

Esta presión provoca un esfuerzo adicional en la pared del tazón;

$$S_e = 1,03 \cdot 10^{-9} \cdot n^2 \cdot d \cdot D_b (D_b^2 - D_i^2) / e \quad \dots(4)$$

en donde:

e : es el espesor de la pared en pulgadas

El esfuerzo total ejercido en la pared del tazón, St lb/pulg² es:

$$St = S_s + S_e = 4,11 \cdot 10^{-9} n^2 Db [d_m Db + d (db^2 - Di^2) / 4e] \dots (5)$$

Con pocas excepciones, las centrífugas comerciales están diseñadas de tal modo que S_s se encuentra en el intervalo de 45 a 65% de St .

Las ecuaciones (1) y (5) demuestran que la fuerza centrífuga aumenta con el diámetro Db y que la autofatiga varía con Db^2 .

Con un material dado de construcción se obtiene una fuerza centrífuga elevada con un diámetro pequeño; pero que en un recipiente grande, la fuerza centrífuga máxima es relativamente pequeña.

DISEÑO DE CENTRIFUGAS

	CF-1	CF-2	CF-3
Tipo	Canasta	Canasta	Canasta
Velocidad Rotación (rpm)	3000	3000	1800
Diámetro del Tazón(pulg)	25	25	32
Fuerza Centrífuga	3195	3195	1472,256
Flujo de Sólidos(Ton/hr)	6,29	6,29	6,25
Flujo Líquido(gal/min)	24,17	4,13	31,73
Tamaño del Motor(HP)	150	150	60
Material	SA 240-316	SA 240-316	SA 240-316

G.9 TORRE DE LAVADO

En este equipo se separan los gases no condensables, el CO_2 y O_2 . Trabaja a la presión atmosférica y el sistema no es adiabático.

Condiciones de Operación:

Presión de la columna : 1 atm.

Temperatura del gas de entrada : 100°C

Temperatura del líquido de entrada: 25°C

Asunciones:

Caída de Presión en la columna: 0.184 atm.

Componente clave : Acido Acético

Fracción no absorbida : 0.1%

T_1 y T_N se asumen

LINEA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDA	29	28
GAS	23	30

Gas: O_2 27969.772 mol/hr

G.10 TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Se trata de calcular el volumen de los tanques que servirán para almacenar las materias primas; ácido acético, oxígeno y hidrógeno.

El volumen del tanque se estimará por la siguiente ecuación:

$$V = 24 \cdot F \cdot t / d$$

donde:

V : Volumen del tanque, m³

F : Flujo de entrada, kg/hr

t : Tiempo que transcurre para descargar el tanque,
días

d : Densidad del fluido, kg/m³

Los resultados se muestran a continuación, donde también se incluye la torre de lavado.

TANQUES DE ALMACENAMIENTO

	TQ-1	TQ-2	TQ-3	TQ-4	A-1
Fluido	Ac.Acético	Paraxileno	Oxígeno	TPA	Mezcla
Temperatura (°C)	25	25	25	25	110
Presión (atm.)	1	1	20	1	1
Tiempo (días)	30	30	0,3	30	0,3
Flujo (kg/hr)	375	4473,6	4518	6250	2068,401
Densidad (kg/m ³)	1044	860	26,19	1510	58,5
Volumen (m ³)	258,62	3745,34	1242,06	2980,13	254,57
Tipo	Atmosférico	Atmosférico	Presurizado	Atmosférico	Atmosférico
Material	Acero al C	Acero al C	SS-304	Acero al C	Acero al C

DISEÑO DE TANQUES DE MEZCLA

	TQ-1	TQ-2	TQ-3	TQ-4
Temperatura °C	25	140	140	250
Flujo Líquido, kg/hr	1700,40	625,00	203,13	6488,90
Flujo Sólido, kg/hr	43,67	6285,77	6286,00	0,00
Presión, atm.	1	1	0,85	40
Tiempo residencia, hr	1	1	1	1
Densidad Líquido, kg/m ³	1034,28	926,00	926,00	1000,00
Densidad Sólido, kg/m ³	1882,00	1510,00	1510,00	0,00
Volumen Líquido, m ³	1,64	0,67	0,22	6,49
Volumen Sólido, m ³	0,02	4,16	4,16	0,00
Volumen Total, gal.	440,44	1277,99	1157,67	1714,19
Material	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304	SA 240-304

G.11 SECADORES

Se va a utilizar un secador rotativo directo a contracorriente con aire calentado con vapor. La circulación a contracorriente es necesaria para alcanzar el bajo contenido de humedad final deseado. Se prefiere un secador de un sólo cilindro por su facilidad para limpiarlo

Supongamos:

Temperatura de Entrada del Material : 110 °C

Temperatura de Salida del Material : 140 °C

Temperatura del Aire de Entrada : 143 °C

Temperatura del Aire de Salida : 60 °C

	LINEA 27 (mol/hr)	fracción mol	LINEA 68 (mol/hr)	Fracción mol
AGUA	3690.168	0.08	19987	0.347
AC.ACETICO	3045.037	0.07	-----	-----
P-XILENO	89.877	0.003	-----	-----
TPA (s)	37650.60	0.84	37650.60	0.653
4-CBA (s)	89.3933	0.003	-----	-----
CATALIZ. (s)	127.016	0.004	-----	-----
TOTAL	44692.096	1	57660	1

Se va a vaporizar todo el líquido que entra en la línea 27 Y 68.

La cantidad de aire necesario para secar es:

$$m = 85491,67 / [0.24 \cdot (143-60)] = 4291.75 \text{ kg/hr}$$

Esta cantidad de aire se aumentará en aproximadamente 10% para tener en cuenta las pérdidas de calor desde la envoltura del cilindro del secador, de modo que la cantidad total será:

$$M = 1.1 \cdot 4291.75 = 4720.93 \text{ kg / hr}$$

Probablemente puede tolerarse una masa velocidad del aire de 2400 kg/hr.m² de modo que el diámetro del secador será:

$$D = [M / (0,785 \cdot 2400)]^{0.5} = 2.51 \text{ m}$$

La longitud de una unidad de transferencia, según la ecuación es:

$$L_t = 0.026 \cdot C_p \cdot G^{0.84} \cdot D$$

$$L_t = 0.026 \cdot 0,24 \cdot QT^{0.84} \cdot D$$

La velocidad de rotación que debe usarse es:

$$9/2.51 = 3.6 \text{ r.p.m.}$$

y el número de aletas es $10 \cdot 2.51 = 25$

La altura de las aletas debe ser: $2.51 / 8 = 0.31\text{m.}$

La energía total necesaria; $9 \cdot (2.51)^2 = 56.51 \text{ CV}$

La inclinación se obtiene suponiendo que el secador trabaja con una retención de material de 7 %. Como el volumen del secador es $94,04 \text{ m}^3$. La retención es $6,58 \text{ m}^3$. El tiempo de paso será; $6.58 \cdot 1510 / 6248,93 = 1.59 \text{ hr} = 95,4 \text{ min.}$

La carga de calor en los serpentines de vapor será: $0.24 \cdot QT \cdot (143 - 15.5) \text{ Kcal/hr}$

Suponiendo que se emplee vapor a 8.8 kg/cm^2 manométricos en los serpentines de calefacción, la cantidad de vapor necesaria será:

$$8300/659,97 = 415,9 \text{ kg/hr}$$

El costo de adquisición en dólares de un secador rotativo directo será:

$$C = 1000 * D * L$$

donde: D y L son el diámetro y longitud en metros.

C en US\$ 1968.

DISEÑO DE SECADORES

	SEC-1	SEC-2
Flujo Líquido P-X, kg/hr	9,53	0
Flujo Líquido H ₂ O, kg/hr	66,42	359,77
Flujo Líquido HAc, kg/hr	182,7	0
Flujo Sólido, kg/hr	6250	6250
Temp. Entrada Aire, °C	143	200
Temp. Salida Aire, °C	60	60
Temp. Entrada Mat., °C	110	100
Temp. Salida Mat., °C	140	140
Cp TPA, kcal/kg°C	0,232	0,232
C. Latente P-X, kcal/kg	84,75	86
C. Latente H ₂ O, kcal/kg	400	395
C. Latente Hac, kcal/kg	80	77,5
Calor Sólidos, kcal/hr	43500,00	58000,00
Calor Vaporiz., kcal/hr	41991,67	142107,77
Calor Total, kcal/hr	85491,67	200107,77
Flujo Aire, kg/hr	4291,75	5955,59
Flujo Aire Total, kg/hr	4720,93	6551,15
Diámetro, m.	2,51	3,48
Longitud, m.	19,07	34,84
Velocidad, rpm	3,6	2,6
# Aletas	25,06	34,77
Altura Aletas, m.	0,31	0,43
Potencia, CV	56,51	108,82
Volumen, m ³	94,04	330,90
Retención Mat. 7% m ³	6,58	23,16
Tiempo Paso, min.	95,42	335,77
Calor vapor, kcal/hr	94040,83	220118,54
Flujo vapor, kg/hr	140,97	329,96

H. COSTO DE EQUIPOS

En este Apéndice se muestran todos los gráficos y tablas que se usaron para los precios bases de los equipos de la Planta de TPA.

El método usado fue establecer un Precio Base y luego corregirlo por factores de acuerdo al tipo de material y condiciones de operación.

$$\text{Precio Corregido} = \text{Precio Base} * \text{Factores de Corrección}$$

Este precio corregido es llevado por los Indices de Costos al año 1997.

H.1 Reactores

Los costos se calcularon como función del peso y material de construcción. (Tabla H.1 y Fig. H.1). La parte exterior incluye coraza y cabezales; y la parte interna un serpentín para enfriar el calor de reacción producido por la reacción.

a) Coraza y Cabezales, con el diámetro de la coraza y asumiendo un espesor mínimo de pared se obtiene un precio base en \$/lb, que multiplicado por el peso total y corregido por el tipo de material nos da el precio FOB en \$ de 1990.

b) El serpentín utiliza agua de enfriamiento que sale como vapor saturado de media presión.

H.2 Recipientes a Presión.

Los Separadores se evaluaron también en función del peso total del recipiente, que esta formado por el peso de la carcaza, cabezales y accesorios.

El precio base de la carcaza y cabezales en US \$/kg se hallaron como función del diámetro de la carcaza, espesor de 8 mm. y material acero templado. Se usaron los siguientes factores:

fe para espesores diferentes de 8 mm. (Figura H.3)

fm para materiales diferentes al acero templado
(Tabla H.2)

Los accesorios se hallaron de manera similar y se corrigieron por el factor:
fam para materiales de construcción especiales (Tabla H.1)

El precio FOB final se obtiene de la Fig. H.2 y H.4 con la siguiente ecuación:

$$\text{Precio final} = \text{Precio de la Coraza, Cabezales y Accesorios} + \text{Factor Corrección}(10\%)$$

H.3 Columna de Destilación

El costo comprende tanto la parte externa como la interna del equipo. La parte externa es función del peso de la coraza, los cabezales, y accesorios tales como toberas, plataformas, escaleras, grúas permanentes, etc.

En la parte interna se obtuvieron 30 platos tipo válvula y el precio base se obtuvo de la Figura H.5 para platos de acero inoxidable 304 y espesor 2 mm.

Los factores de corrección utilizados de la Tabla H.3 fueron:

fpl para otro tipo de platos

fpe para otro espesor de platos

fpm para columnas mayores de 15 platos

La parte externa se siguió el mismo procedimiento que en los Recipientes a Presión.

H.4 Intercambiadores de Calor

El costo de los intercambiadores de calor se calcula utilizando como base el de un intercambiador de construcción estándar con envolvente y tubo de acero al carbono y multiplicándolo para tener en cuenta las diferencias de modelos y materiales por ciertos factores.

Para los intercambiadores de doble tubo, el precio base se determinó de la Figura H.6 que es función del área de transferencia de calor. Los factores de corrección por presión y por material de construcción se obtuvieron de la tabla H.4

Para los intercambiadores de coraza y tubos se consideraron los siguientes factores:

fd Por tipo de Intercambiador
fo Por el paso del tubo y diámetro
fl Por la longitud del tubo
fmp Por el número de pasos del tubo
fp Por la presión en la coraza y los tubos
ft Por la temperatura
fm Por el material de construcción

H.5 Bombas.

Se considera un precio base para las bombas y luego se corrige por diferencias de tipo de material, de temperatura y presión. Los factores de corrección fueron:

fd tipo de bomba
fm por material
ft por temperatura
fp por presión de succión

Los factores se obtuvieron de la Tabla H.5.

El precio base de la Figura H.8 que considera Acero Inoxidable 316 y rangos de capacidad para el grupo A y B.

Las eficiencias de las bombas se obtuvieron de la Figura H.7

H.6 Compresor

El precio base se halló como función de la Potencia real del Compresor de la Figura H.10, las curvas de esta figura no incluyen Costos de Instalación, asumen acero colado como material, un acoplamiento reductor y equipo auxiliar, pero no el motor.

Los factores de corrección están en la Tabla H.6

La eficiencia del compresor se obtuvo de la Figura H.9

El tamaño del Motor Eléctrico nos da el costo de este equipo, que debe ser a prueba de explosiones (blindado). El precio se obtuvo de la Figura H.11

La eficiencia del motor se halló de la Tabla H.7

H.7 Tanques de Almacenamiento.

El precio base para los tanques se obtuvieron de:

Tanque Cilíndrico Atmosférico - Figura H.13

Tanque Esférico Presurizado - Figura H.12

Los factores de corrección son por tipo de techo y material de construcción, Tabla H.8 y para los factores de presión de las Tablas H.9 y H.10

H.8 Tanques de Mezcla

El costo de los tanques de mezcla es función del volumen en galones y del tipo de material. Se utilizo la Figura H.13

H.9 Cristalizadores

Los costos de estos equipos están en función del flujo de sólidos en Ton/día y varían de acuerdo al tipo de cristalizador. Se utilizó la Figura H.14

H.10 Secadores

Los costos de estos equipos se hallaron por fórmula y aparecen en el cuadro de diseño de la sección anterior.

H.11 Centrífugas

Sus costos se hallaron según su capacidad del producto sólido en Ton/hr y por el tipo de material, ambos para productos orgánicos. Como se muestra en la Figura H.15

H.12 Torre de Enfriamiento

- El costo de la Torre tipo modular se halló de la Figura H.16 que incluye ventiladores, bombas, motores y el gasto de montaje.

Planta de Producción de Oxígeno.- Se halló el costo de inversión de Capital fijo (*) con la siguiente fórmula:

$$ICF_B = ICF_A * (Cap.B / Cap.A)^\alpha$$

Donde ICF_B y ICF_A son Inversión de Capital Fijo para las capacidades de Planta A y B

	Referencia	Propuesto
Capacidad de Planta (ton/día)	30	109.53
Inversión Capital (MUS\$)	540	1115.18

El Factor de Escalamiento es 0.56 para plantas de Oxígeno.

ESTIMADO POR INDEXACION TEMPORAL

Por regla general los datos de costos de inversión de plantas de diferente índole están en los libros y revistas de la especialización e indudablemente dan costos totales de inversión o de planta o en algunos casos los costos de las propuestas Battery Limits o del Paquete de Equipos.

INDICE DEL CHEMICAL ENGINEERING

La revista Chemical Engineering publicado por Mc. Graw-Hill contiene desde su iniciación una serie sobre variaciones con la inflación americana de los costos de plantas llamados CE COST INDEX, este índice se basa en el costo de plantas completas de 1957 a 1959 en el que se toma como base 100.

**COMPONENTES DEL C.E. INDEX
1957-1959 100**

Equipos, maquinaria y soportes	61%
Labor de montaje o instalación	22%
Labor y materiales de edificio	7%
Ingeniería y Supervisión	10%

TABLA DE INDICES C.E*.

AÑO	INFLACION	AÑO	INFLACION
1957	100	1978	218.8
1958		1979	238.7
1959		1980	261.2
1960	102	1981	297
1961		1982	314
1962		1983	316.9
1963		1984	322.7
1964		1985	325.3
1965	104.2	1986	318.4
1966	107.2	1987	323.8
1967	109.7	1988	342.5
1968	113.7	1989	355.4
1969	119	1990	357.6
1970	125.7	1991	361.3
1971	132.2	1992	358.2
1972	137.2	1993	359.2
1973	144.1	1994	368.1
1974	165.4	1995	381.1
1975	182.4	1996	381.7
1976	192.1	1997	386.5
1977	204.1	1998	

* Estos índices se publican mensualmente.

TABLE II.1 (46)

Rules of thumb for use in preliminary estimates of costs for pressure vessels

Costs for vessel (January, 1990—Including nozzles, manholes, and saddle or skirt but no special internals such as trays or agitators) as dollars per pound of weight of fabricated unit f.o.b. with carbon steel as the cost basis = $800 W_v^{-0.34}$ where W_v is the total weight in pounds (applicable in W_v range of 800 lb to 100,000 lb)

To account for the extra weight due to nozzles, manholes, and skirts or saddles, increase the weight calculated for the smooth vessel including top and bottom by 15% for vessels to be installed in a horizontal position and by 20% for vessels to be installed in a vertical position.

Steel density can be taken as 489 lb/ft³ or 0.283 lb/in³

Cost factors to convert from carbon steel as the material of construction for the fabricated unit follow:

Shell-material cost factors	
Carbon steel	1.0 (basis)
Stainless steel 304	2.0 to 3.5
Stainless steel 316	2.3 to 4.3
Monel	4.5 to 9.8
Titanium	4.9 to 10.6

Cost factors to convert from an internal pressure of up to 50 psig for carbon steel at temperatures below 800°F†

Pressure	Pressure factor	Pressure	Pressure factor
up to 50 psig	1.0 (basis)	800 psig	3.8
100	1.3	900	4.0
200	1.6	1000	4.2
300	2.0	1500	5.4
400	2.4	2000	6.5
500	2.8	3000	8.8
600	3.0	4000	11.3
700	3.3	5000	13.8

In general, the minimum wall thickness, not including allowances for corrosion, for any plate subject to pressure should not be less than $\frac{1}{16}$ in. for welded or brazed construction and not be less than $\frac{1}{10}$ in. for riveted construction except that the thickness of walls for unfired steam boilers should not be less than $\frac{1}{4}$ in.

A corrosion allowance of 0.010 to 0.015 in./yr, or about $\frac{1}{8}$ in. for a 10-year life is a reasonable value.

For high-pressure vessels, hemispherical heads are usually the most economical.

Lang factors to convert from the base cost of the delivered vessel (costed as if it were of carbon-steel material of construction so that weight becomes the primary measure of installation cost) to the cost of the vessel installed with all necessary auxiliaries except special internals such as trays or agitators are 3.0 for vessels installed in a horizontal position and 2.0 for vessels installed in a vertical position.

† If the data are available, it is much better to use the design equations presented in Table 4 of this chapter to obtain necessary wall thickness based on the stress value at the operating temperature in place of using the given pressure factors since there is a critical interrelationship among material of construction, operating pressure, and operating temperature in establishing the design and cost of pressure vessels.

Design equations and data for pressure vessels

Properties of vessel heads

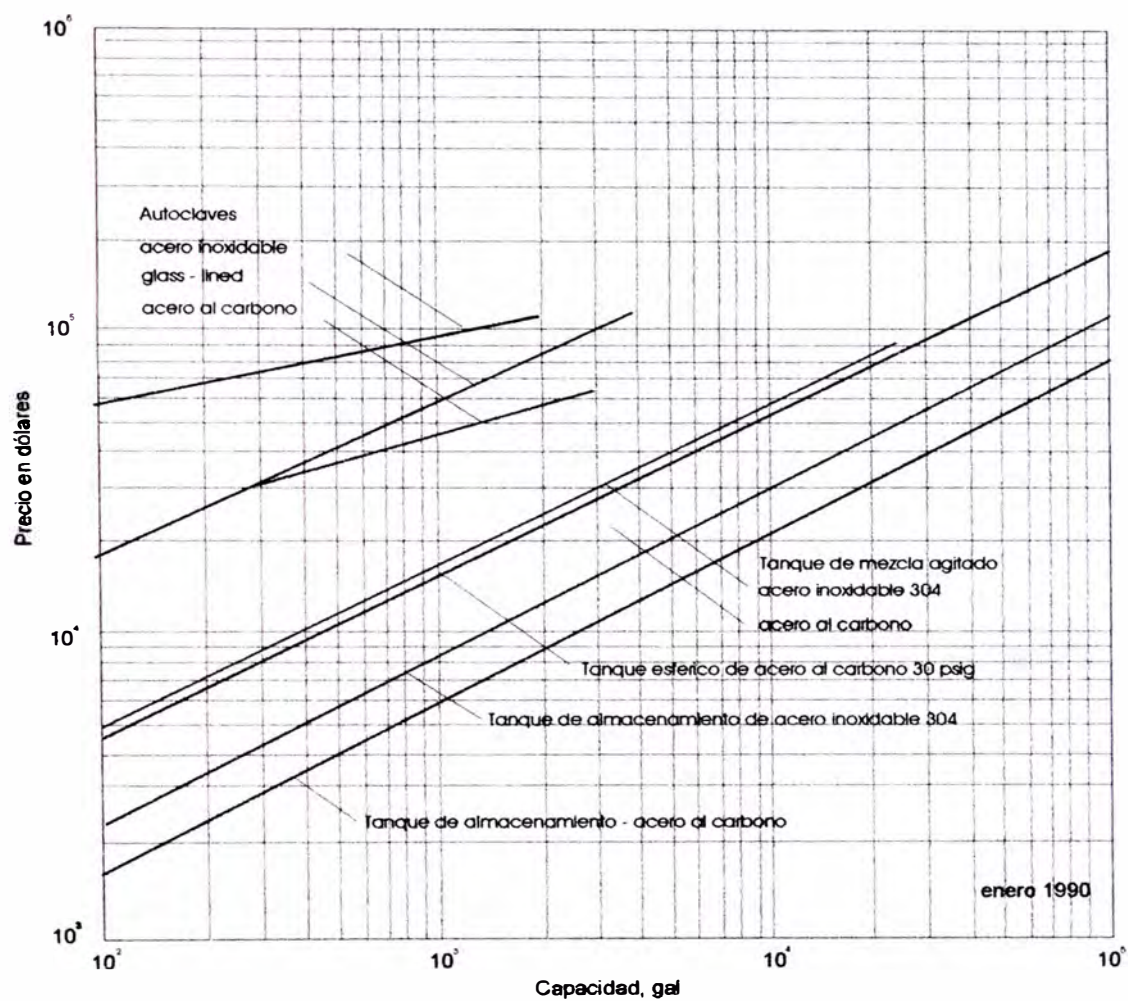
Include corrosion allowance in variables)	2:1 Ellipsoidal	Hemi-spherical	Standard ASME torispherical
Capacity as volume in head, in. ³	$\frac{\pi D_a^3}{24}$	$\frac{2}{3} \pi L_a^3$	$0.9 \left[\frac{2\pi L_a^3}{3} (IDD) \right]$
IDD = inside depth of dish, in.	$\frac{D_a}{4}$	L_a	$L_a - [(L_a - r)^2 - (L_a - t - r)^2]^{1/2}$
Approximate weight of dished portion of head, lbm	$\rho_m \left[\frac{\pi(nD_a + t)^2 t}{4} \right]$	$\rho_m (2\pi L_a^2 t)$	$\rho_m \left[\frac{\pi(OD + OD/24 + at)^2 t}{4} \right]$

Recommended stress values

Joint efficiencies	Metal	Temp., °F	S, psi
For double-welded butt joints if fully radiographed = 1.0 if spot examined = 0.85 if not radiographed = 0.70	Carbon steel (SA-285, Gr. C)	-20 to 650 750 850	13,700 12,000 8,300
	Low-alloy steel for resistance to H ₁ and H ₂ S (SA-387, Gr.12Cl.1)	-20 to 800 950 1050 1200	13,700 11,000 5,000 1,000
	High-tensile steel for heavy-wall vessels (SA-302, Gr.B)	-20 to 750 850 950 1000	20,000 16,800 10,000 6,200
In general, for spot examined if electric resistance weld = 0.85 if lap welded = 0.80 if single-butt welded = 0.60	High-alloy steel for cladding and corrosion resistance	-20 650	18,700 11,200
	Stainless 304 (SA-240)	800 1000	10,500 9,700
	Stainless 316 (SA-240)	-20 650 800 1000	18,700 11,500 11,000 10,600
	Nonferrous metals		
	Copper (SB-11) Aluminum (SB-209, 1100-0)	100 400 100 400	6,700 3,000 2,300 1,000

See the latest ASME Boiler and Pressure Vessel Code for further details.

Figura H.1 (46)



COSTO DE REACTORES

FIGURA H.2 (45)

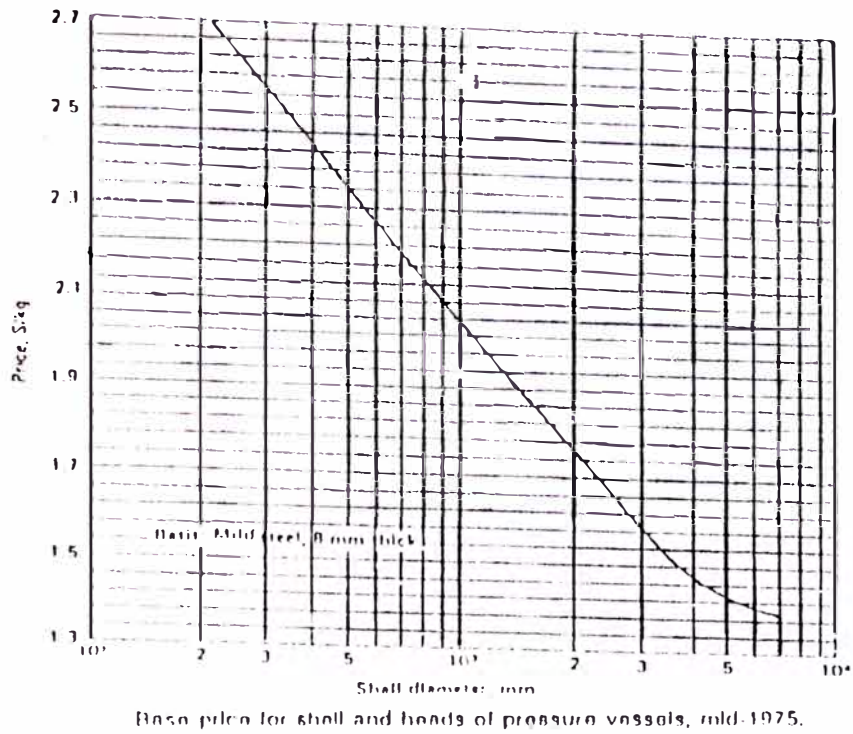


FIGURA H.3 (45)

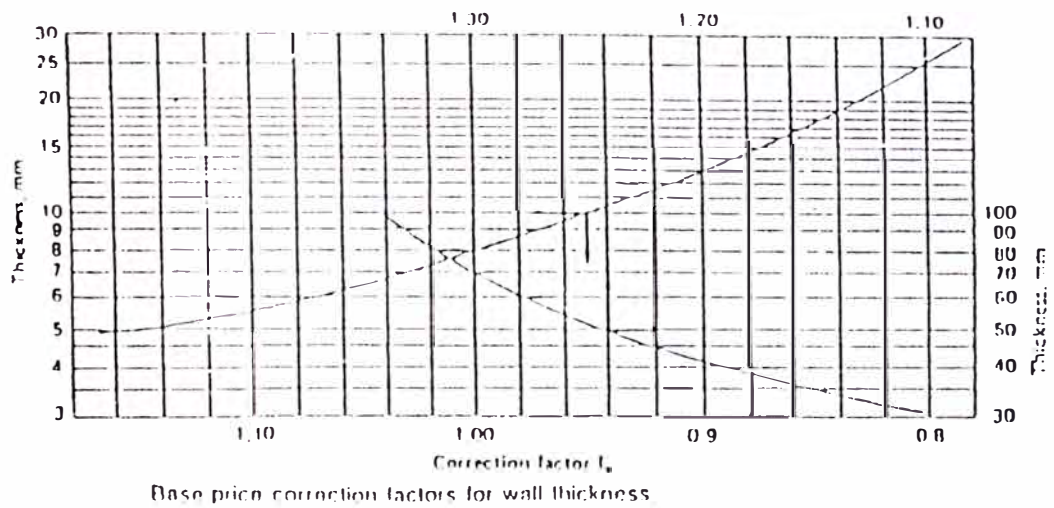


TABLA H.2 (45)

Base Price Correction Factors f_m for Materials of Construction			
ASIM	Code Designation		f_m
	ASIS	Miscellaneous	
SA 285 C	---	---	1.0
SA 203 A et D	---	---	1.1
SA 357	---	---	2.0
SA 240	304	---	2.0
SA 240	304 L	---	3.0
SA 240	310 S	---	3.8
SA 240	316	---	2.9
SA 240	316 L	---	3.3
SA 240	316 (Ti)	---	3.1
SA 240	321	---	2.7
SA 240	347	---	2.8
SA 240	410	---	2.4
---	---	Uranus 50	3.6
---	---	Uranus 86	4.8
---	---	Monel 400	8.8
---	---	Inconel 600	10.0
---	---	Inconel 625	13.0
---	---	Hastelloy G	12.5

FIGURA H.4 (45)

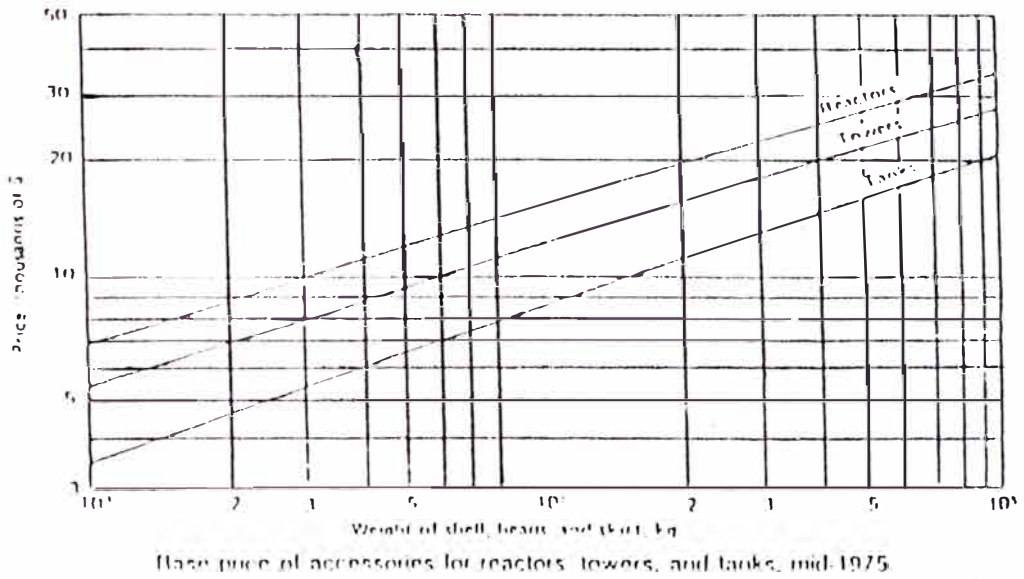


TABLE H.3 (45)

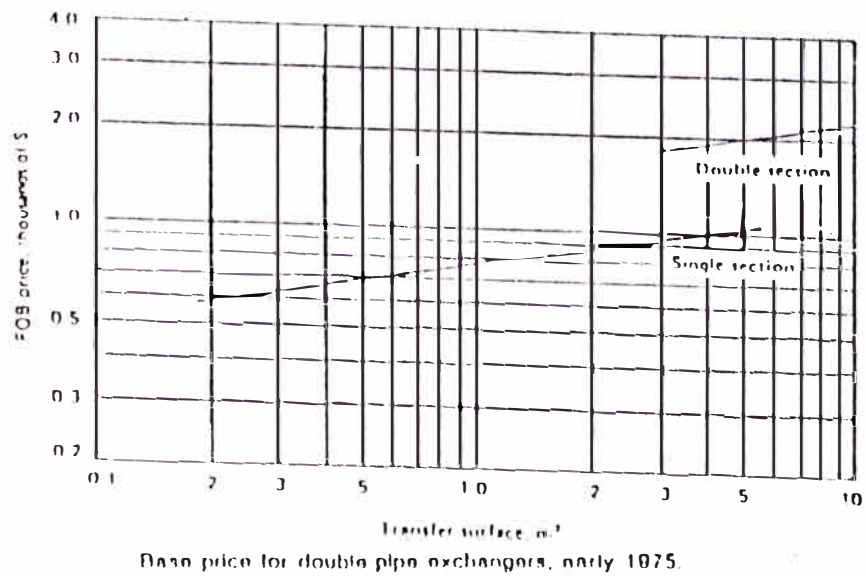
Base Price Correction Factors for Distillation Trays	
a. Type of Tray	
Type	Correction Factor
With bubble caps	1.35
With sizers	1.00
Dedicated trays	0.70
b. Thickness	
Thickness (mm)	Correction Factor
2	1.0
3.5	1.25
6	1.60
12	2.50
c. Number of Trays	
Number	Correction Factor
0-15	1.0
16-50	0.95
51-75	0.92
Over 76	0.90

INTERCAMBIADORES DE CALOR

TABLA H.4 (45)

Base-Price Correction Factors for Double-Pipe Exchangers	
a. Pressure	
Pressure, bar	f_p
0.4	1.00
4.6	1.10
6.7	1.25
b. Material of Construction	
Material Shell/Tube	f_m
cs/cs	1.0
cs/304L stainless	1.9
cs/316 stainless	2.2

FIGURA H.6 (45)



BOMBAS

FIGURA H.7

Eficiencia de Bombas centrifugas
(viscosidad menos de 20 centistokes)

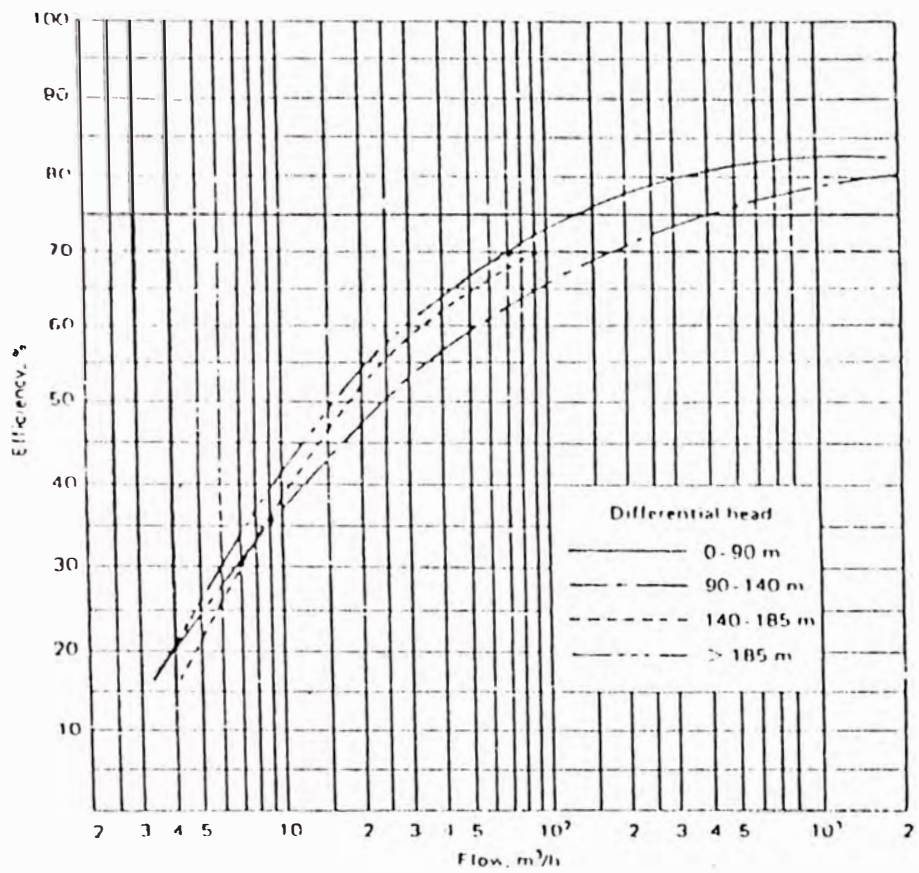
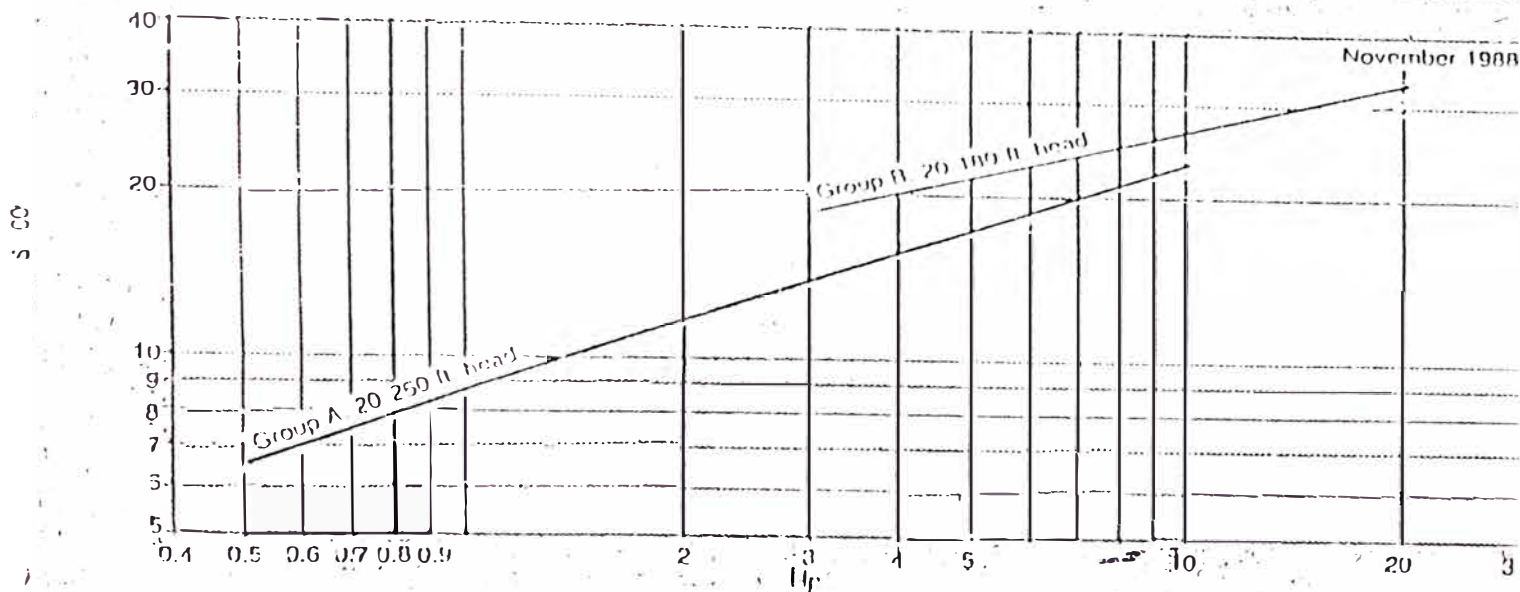


TABLA H.5
(45)

Base-Price Correction Factors for Centrifugal Pumps	
a. Type of Pump	
Type of pump	f_p
Process, with vertically split casing	1.0
Process with double seal and fluid recycled between seals	1.5
Medical, in line	0.5
Turbine type	0.8
Chemical type	0.5-0.7
b. Material of Construction	
Material of Construction	f_m
Cast steel	1.00
Bronze	1.25
Cast steel with 316 stainless interonats	1.50
Stainless type 316	1.00
Uranus	2.00
Hastelloy C	2.00
c. Operating Temperature	
Temperature, °C	f_t
< 150	1.00
150-250	1.15
> 250	1.30
d. Suction Pressure	
Suction Pressure, bars	f_s
> 20	0.7
20-40	1.0
40-70	1.3

FIGURA H.8 (47)

Centrifugal pumps — single stage; 20 to 260 ft head, 316 stainless steel (includes motor and starter)



COMPRESORES

FIGURA H.9

Eficiencia de compresores reciprocantes

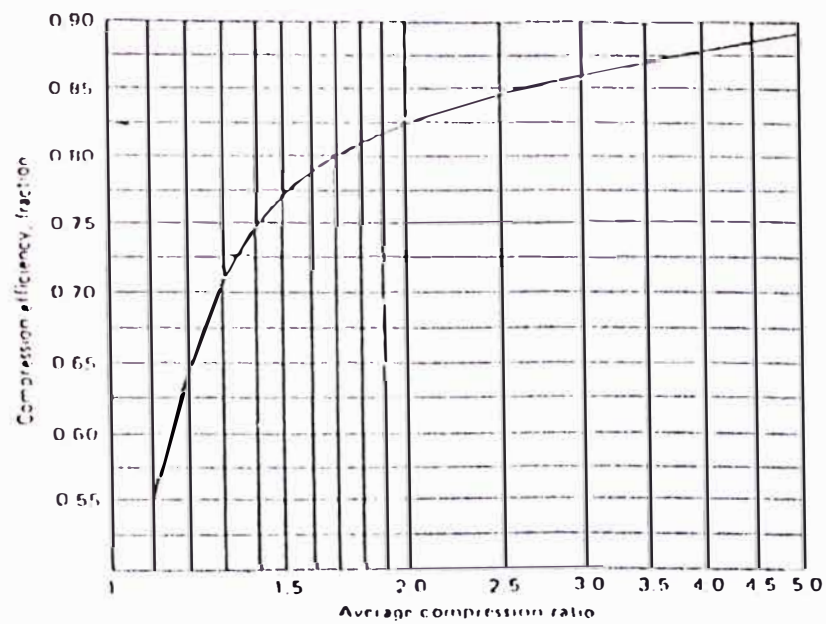
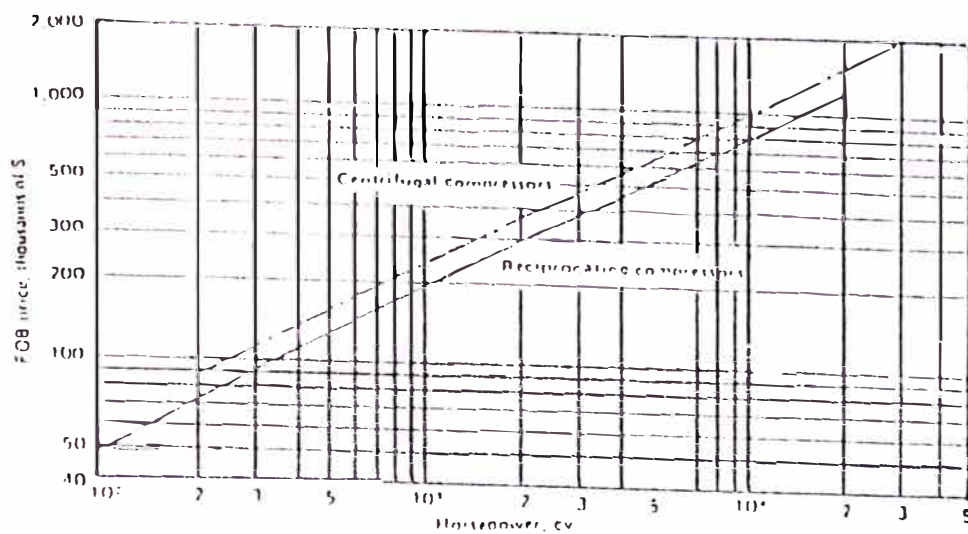


TABLA H.6 (45)

Base-Price Correction Factors for Compressors		
a. Effect of Discharge pressure		
Maximum pressure, bars	f_{pm}	
	Centrifugal	Reciprocating
< 75	1.00	1.00
75-100	1.08	1.05
100-150	1.16	1.11
150-200	1.25	1.18
200-300	1.38	1.30
300-400	1.52	1.43
400-500	1.68	1.57
500-600	1.86	1.72

b. Effect of materials of construction		
Material	f_m	
	Compressors	Blowers
Cast steel	1.0	1.0
For the moving parts:		
Stainless type 304	1.4	2
Stainless type 316	1.7	2.5

FIGURA H.10 (45)



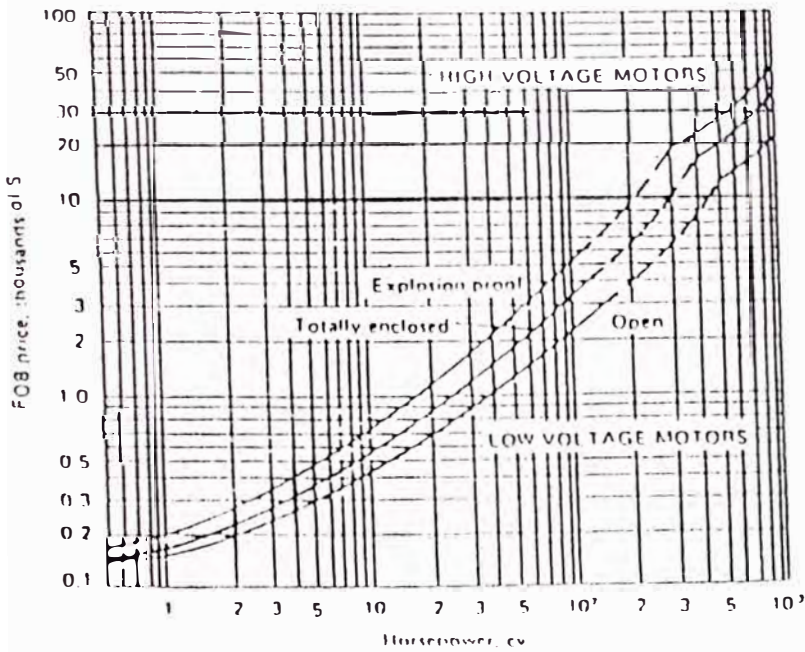
Base price for reciprocating and centrifugal compressors, including speed changer, coupling, and auxiliaries, but not drivers, mid. 1975

TABLA II.7

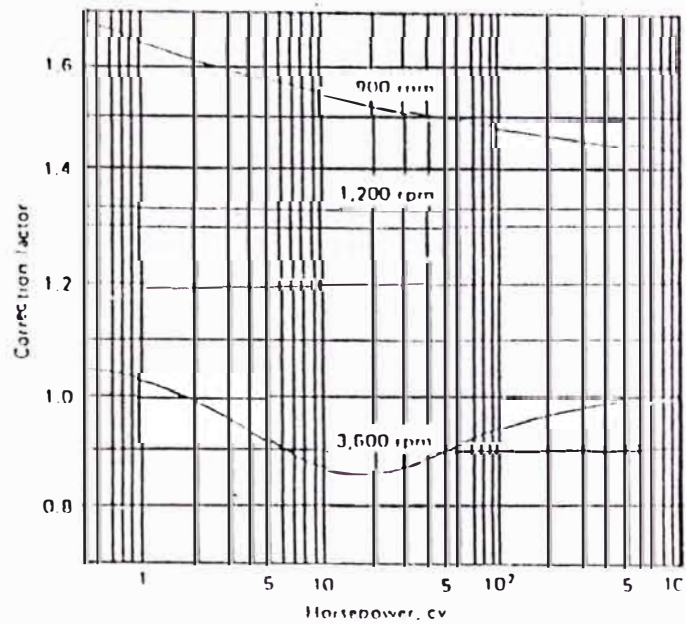
Eficiencia de Motores electricos

Pump Horsepower, cv	Motor Horsepower, cv	Efficiency of motor, %		
		% Utilization of motor		
		50	75	100
0-0.5	1	81	82	82.5
0.51-0.75	1.5	67	73	75
0.76-1.00	2	75	78	80
1.01-2.00	3	75	79	80
2.01-4.00	5	81	83	84
4.01-6.00	7.5	75	80	81.5
6.01-8.00	10	80	84	85
8.01-12.0	15	81	85	86.5
12.1-16.0	20	80	83	86
16.1-20.0	25	83	86.5	88
20.1-26.1	30	83	86.5	88.5
26.2-34.0	40	85	88	88.5
34.9-43.5	50	80	85	87.5
43.6-52.2	60	84	88	89.5
52.3-65.2	75	87	89.5	90.5
65.3-87.0	100	84	89	91
87.1-114	125	85	89.5	91.5
115-136	150	86	89	91
137-182	200	88	91	92.5
183-227	250	90	92.5	93.5
228-273	300	90.5	93	94
274-318	350	91	93	94
319-364	400	91	93	93
365-409	450	91	93	93
410-455	500	91.5	93	93.5
456-545	600	93	94	94.5

FIGURA II.11 (45)



Base price for electric motors with speed of 1,750 rpm, mid-



Base price correction factor for motor speeds other than 1,750 rpm

TABLA H.8 (45)

Base-Price Correction for
Construction Materials of Atmospheric Storage
Tanks under 100-m³ Capacity

Construction Material	Correction Factor
Mild steel	1.00
Aluminum	1.40
Rubber-lined steel	1.50
Lead-lined steel	1.55
Stainless steel	3.20
Glass-lined steel	3.25

Base-Price Correction Factors for
Atmospheric Storage Tanks Larger Than 100 m³

a. Type of Roof	
Type	f _a
Cone roof	1.0
Floating roof	1.1
Lifter roof	1.3

b. Materials of Construction	
Materials of Construction	f _a
Mild steel	1.0
Rubber-lined	1.5
Lead-lined	1.7
Stainless type 304	2.0

TABLA H.9 (45)

Base-Price Correction for
Pressure of Horizontal Storage Tanks

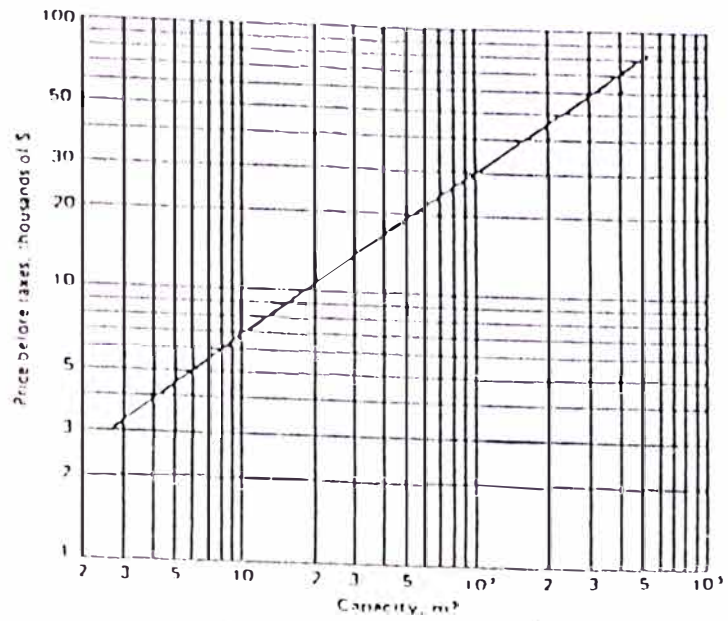
Pressure, bar	f _p
> 10	1.00
10-15	1.20
15-20	1.50

TABLA H.10 (45)

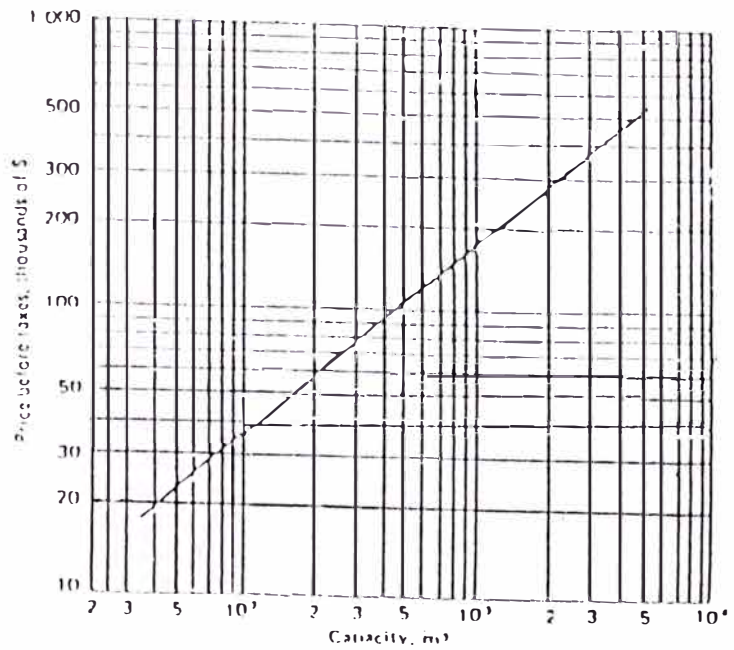
Base-Price Correction for
Pressure of Storage Spheres

Pressure, bar	f _p
3	1.0
5	1.3
7	1.5
10	1.8
15	2.3

FIGURA H.12 (45)

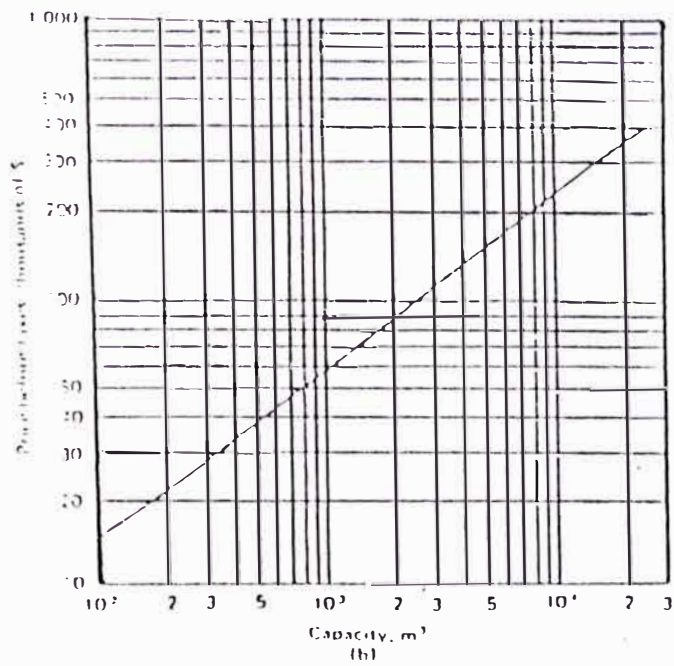
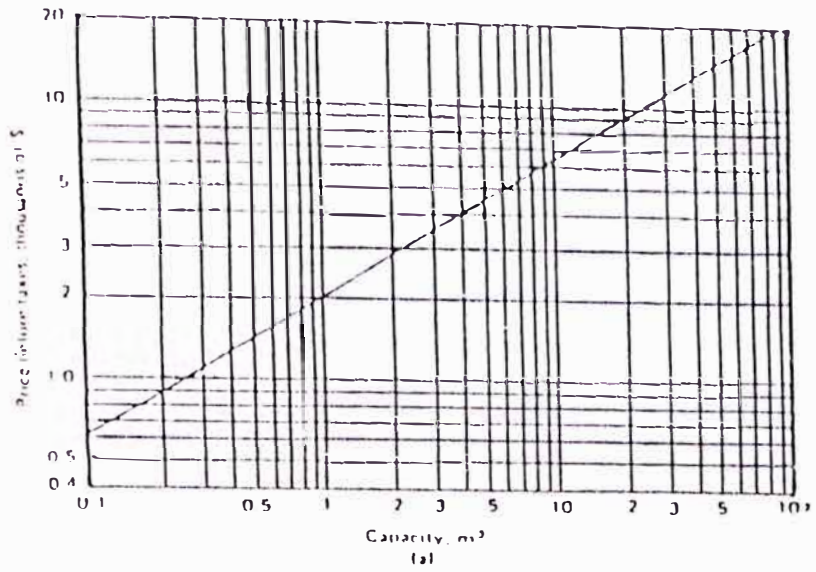


Base price in mid-1975 for horizontal pressurized storage tanks.



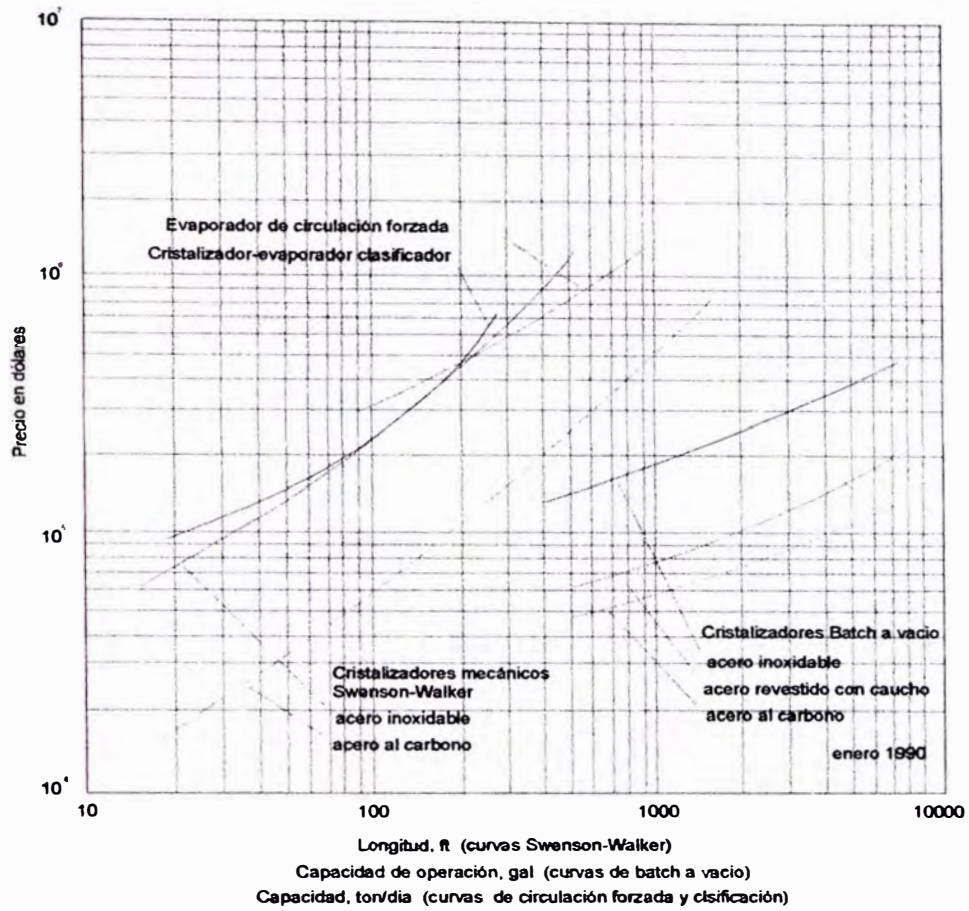
Base price in mid-1975 for pressurized storage spheres.

FIGURA H.13 (45)



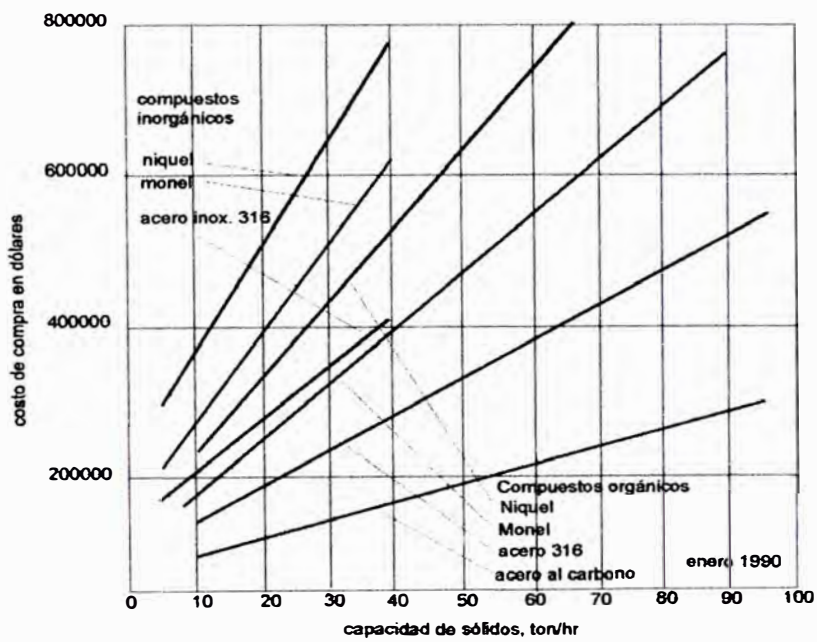
Base price in mid-1975 for cylindrical atmospheric storage tanks (a) of less than 100-m³ capacity and (b) of more than 100-m³ capacity

FIGURA H.14 (46)



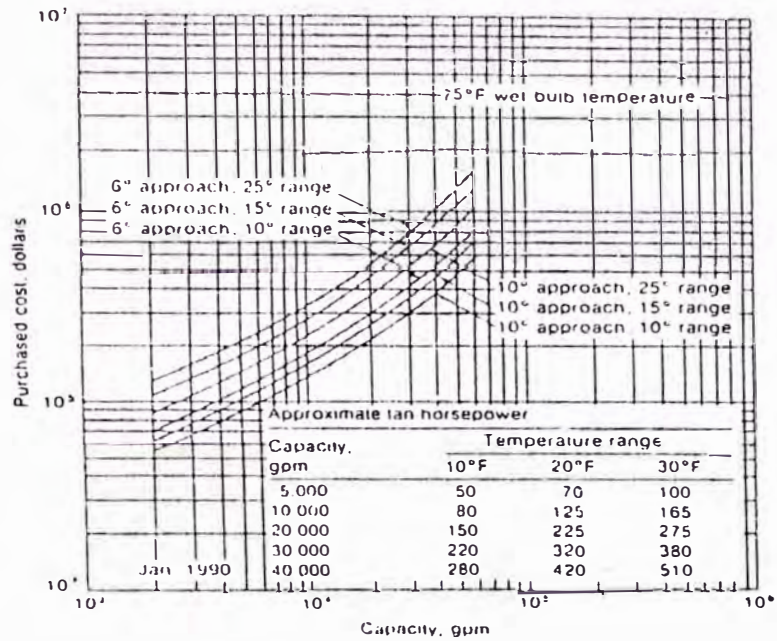
COSTO DE CRISTALIZADORES

FIGURA H.15 (46)



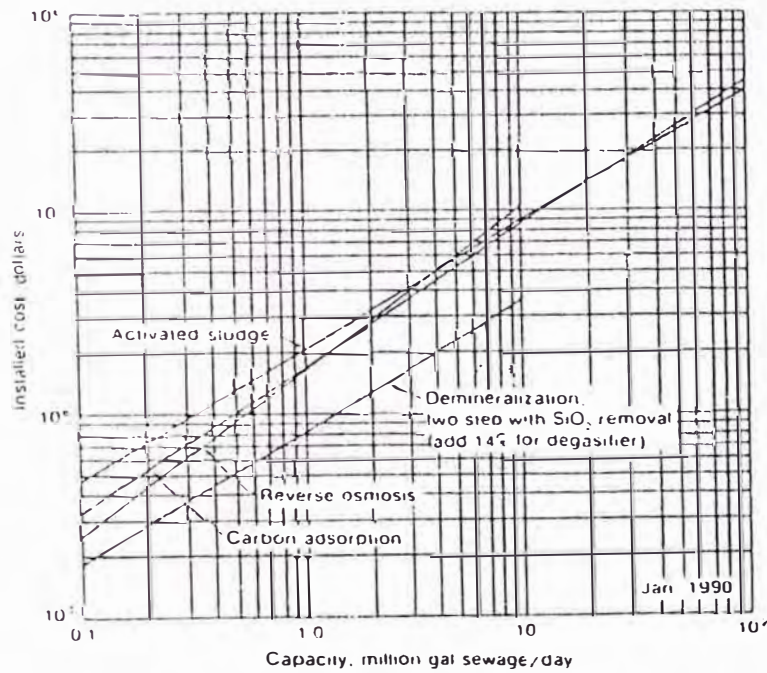
COSTO DE CENTRIFUGAS

FIGURA H.1 6 (46)



Cost of cooling towers. Prices are for conventional, wood-frame, induced-draft, cross-flow, cooling towers. Price does not include external piping, power wiring, special foundation work, or field labor.

FIGURA H.1 7 (46)



Cost of wastewater-treatment plants