

300618

5
2y



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA.

Incorporada a la U. N. A. M.

DISEÑO PRELIMINAR Y ESTUDIO DE VIABILIDAD
PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE
1,4 BUTILENGLICOL

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

JAIME ALBERTO GONZALEZ RODRIGUEZ
JAVIER MATEOS ALVAREZ
JOSE DE JESUS RAMIREZ REYNA

MEXICO, D. F.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

	<u>PAG.</u>
CAPITULO 1.- CARACTERISTICAS DEL PROYECTO	1
1.1 Introducción	2
1.2 Justificación	5
1.3 Análisis de la Problemática	6
1.4 Identificación	7
CAPITULO 2.- CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO	8
2.1 Identificación del Producto	9
2.2 Propiedades y Reacciones	11
2.3 Usos y Aplicaciones	17
2.3.1 Uso Principal en México	18
2.3.2 Química de los Poliuretanos	23
2.4 Subproductos y Sucedáneos	30
CAPITULO 3.- CARACTERISTICAS DEL MERCADO	31
3.1 Mercado Mundial	32
3.1.1 Productores	32
3.1.2 Consumo de países productores	34
3.2 Importaciones Nacionales	35
3.3 Precio Nacional e Internacional del Producto, Subproductos y Sucedáneos	38
CAPITULO 4.- ESTUDIO DE MERCADO	39
4.1 Características de los Consumidores	40
4.2 Productos Competitivos y Substitutos	43
4.3 Proyección de la Demanda	44
CAPITULO 5.- MATERIAS PRIMAS	56
5.1 Consumo Unitario	57
5.2 Origen	57
5.3 Precios Nacionales e Internacionales	57
5.4 Disponibilidad de Materias Primas	59

	<u>PAG.</u>
CAPITULO 6.- ASPECTOS TECNICOS	65
6.1 Identificación de Procesos	66
6.2 Diagramas de Bloque	70
CAPITULO 7.- EVALUACION DE TECNOLOGIAS	74
7.1 Selección del Proceso	75
7.1.1 Descripción de la Tecnología Disponible	75
7.1.2 Comparación y Selección	82
7.2 Descripción del Proceso Seleccionado	88
7.2.1. Diagrama de Bloques	93
CAPITULO 8.- LOCALIZACION DE LA PLANTA	94
8.1 Localización del Mercado	95
8.2 Localización de Materias Primas	97
8.3 Localización de la Planta	98
CAPITULO 9.- TAMAÑO DE LA PLANTA	100
9.1 Tamaño del Mercado	101
9.2 Tecnología	103
CAPITULO 10.- INGENIERIA BASICA	104
10.1 Descripción del Diagrama de Flujo	105
10.2 Metodología de Cálculo	113
10.3 Diagrama de Flujo de Proceso	144
10.4 Arreglo de Equipo	146
CAPITULO 11.- ESTIMADO DE INVERSION	148
11.1 Estimado de Inversión	149

	<u>PAG.</u>
CAPITULO 12.- PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS	152
12.1 Ingresos	153
12.1.1 Presupuesto de Ventas	153
12.2 Egresos	154
12.2.1 Costo Variable	154
12.2.2 Mano de Obra Directa	156
CAPITULO 13.- ESTUDIO FINANCIERO	157
13.1 Bases y Bancos de Datos	158
13.2 Estado de Resultados	162
13.2.1 En Valor	162
13.2.2 En Porcentaje	163
13.3 Balance General	164
13.4 Estado de Origen y Aplicación de Fondos	165
CAPITULO 14.- EVALUACION ECONOMICA	166
14.1 Relaciones Financieras	167
14.2 Equilibrio Financiero	175
14.3 Punto de Equilibrio	176
14.4 Flujo de Efectivo	177
14.5 Tasa Interna de Retorno	178
14.6 Tiempo de Recuperación	179
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	180
BIBLIOGRAFIA	184

1.- CARACTERISTICAS DEL PROYECTO

1.1 INTRODUCCION

1.2 JUSTIFICACION

1.3 ANALISIS DE LA PROBLEMÁTICA

1.4 IDENTIFICACION

1.- CARACTERISTICAS DEL PROYECTO

1.1 INTRODUCCION

Es un hecho reconocido que desde hace varios decenios el sector químico industrial ha venido siendo el más dinámico de la economía mexicana. De 1975 a 1985 tuvo un crecimiento medio anual del 6.5 % mientras que el producto interno bruto del país creció a una tasa media anual del 4.2 %, de aquí que estimaciones autorizadas señalen que alrededor del 39.2 % del crecimiento de dicho producto puede ser atribuido al creciente desarrollo industrial (1), (3).

No menos cierto es también que en ese gran esfuerzo por industrializar el país, muchas industrias nacieron y murieron dejando sólo experiencia y sin haber contribuido significativamente a la economía del país puesto que no se cumplieron los objetivos básicos de una empresa : nacer, sobrevivir, crecer y contribuir, lo anterior debido a que existieron serias deficiencias en la selección de las industrias que debían instalarse y en la planeación, diseño técnico y empresarial de las mismas.

El Gobierno Federal conciente del papel que representa el sector industrial, promulgó en 1979 el Plan Nacional de Desarrollo

llo Industrial el cual exhorta a los inversionistas mexicanos a fomentar el crecimiento del sector industrial, debido a los incentivos fiscales que serán obtenidos por aquellas industrias que se localicen en zonas prioritarias, y conjuntamente permite acrecentar las exportaciones de México hacia el mercado internacional, ayudando así a la balanza comercial del país.

Esta preocupación por introducir eficiencia en el crecimiento industrial parece merecer la mayor atención del plan, si se toma en cuenta que la inversión de la industria química, ya alcanza niveles muy elevados, llegando a la cifra de 1'880,000 millones de pesos en 1984 (1).

La necesidad de introducir eficiencia a las empresas industriales se hace patente, no sólo una vez que estas ya se encuentran en operación sino desde su concepción y formulación, ya que la corrección posterior de ciertas deficiencias de origen habrán de requerir de fuertes erogaciones en algunos casos y en un momento dado, ser incosteables, por lo que la empresa que se encuentre en este caso tendrá que afrontar las consecuencias que se deriven de ellas a lo largo de su existencia.

Conviene enfatizar que por pequeño que parezca un proyecto,

y por reducida que pudiera parecer la inversión necesaria pa
ra su realización, es de fundamental importancia el analizar
con la profundidad que el caso lo amerite todos y cada uno
de los renglones que comprenden el proyecto, mismos que
habrán de conducirlo hacia su éxito o su fracaso.

1.2 JUSTIFICACION

La elaboración de un proyecto tiene por finalidad generar bienes o servicios que puedan satisfacer necesidades primarias, secundarias o adquiridas.

Un proyecto puede tener su origen en cualquier situación que lo justifique; una de ellas es la necesidad de substituir importaciones, y ésta da origen al presente estudio, ya que el 1,4 Butilenglicol (1,4 BG) no se produce en México y hasta la fecha no se tiene conocimiento de que exista algún proyecto para producirlo.

1.3 ANALISIS DE LA PROBLEMÁTICA

El mercado del 1,4 Butilenglicol en México no ha alcanzado el desarrollo que tiene en otros países, prueba de ello es que su consumo en 1981 alcanzó la cifra de 868 Tons., comparado con el de los Estados Unidos que en 1979 fue de 101,000 toneladas (21).

Aunque en los últimos años ha tenido un crecimiento pequeño pero constante (12.9% A.A. de 1975 a 1980) (21) y tomando en cuenta que el tiempo de duración que lleva un proyecto, desde que nace la idea hasta el arranque de la planta, es de varios años, se puede concluir que al término del mismo, el mercado será de mayor tamaño y justifique haber instalado la planta.

El 1,4 Butilenglicol se importa por la fracción arancelaria 29.04.A.028 la cual incluye todos los tipos de Butilenglicol, debido a esto, los porcentajes para el 1,4 Butilenglicol del total, son aproximados, ya que no se cuenta con información exacta del desglose de las importaciones.

A.A. = Acumulado anual.

1.4 IDENTIFICACION

El Butanodiol es empleado principalmente en los Estados Unidos de América en la producción de Tetrahidrofurano, el cual a su vez es usado como solvente y como intermediario químico. Otros usos incluyen la producción de γ -Butirolactona, resinas de Polibutilentereftalato y sistemas de Poliuretanos.

En México encuentra su principal aplicación en la fabricación de sistemas de Poliuretanos (Elastómeros tipo termoplástico, plástico, termofijos y recubrimientos), los cuales se utilizan en recubrimientos elastómeros microcelulares y sólidos, adhesivos, fibras elastoméricas y termoplásticos textiles.

Los principales consumidores de este producto se encuentran en el mercado de los poliuretanos, siendo el principal segmento el de suelas, como es el caso de Pom, S.A., que acaba de introducir recientemente sus suelas a este mercado.

Otro segmento es el de la construcción, en el cual los poliuretanos son utilizados como recubrimientos, y por último el segmento automotriz, en el cual los sistemas de poliuretano son utilizados en partes automotrices.

2.- CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO

2.1 IDENTIFICACION DEL PRODUCTO

2.2 PROPIEDADES Y REACCIONES

2.3 USOS Y APLICACIONES

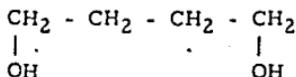
2.3.1 USO PRINCIPAL EN MEXICO

2.3.2 QUIMICA DE LOS POLIURETANOS

2.4 SUBPRODUCTOS Y SUCEDANEOS.

2.1 IDENTIFICACION DEL PRODUCTO

El 1,4 Butilenglicol es un líquido estable, higroscópico e incoloro. También se le conoce como 1,4 Butanodiol, Tetrametilenglicol, y 1,4 Dihidroxibutano.



Sus cuatro grupos metílenos, entre los grupos hidróxido imparten flexibilidad y tenacidad cuando es incorporado a resinas, tales como poliésteres o poliuretanos.

Es usado también como un intermediario químico en la producción de numerosos productos, incluyendo fibras sintéticas y cuero artificial, plastificantes, agentes suavizantes, plásticos y hule sintético, resinas para moldeados y laminación, además de varios usos farmacéuticos.

La elaboración de poliuretanos representa la más importante aplicación del 1,4 Butanodiol, el cual es usado en varias formas en la fabricación de estos versátiles polímeros : en forma de extendedor de cadena debido a los radicales hidróxido colocados en cada extremo, y también como agente de curado, conjuntamente con diaminas para darle un balance deseable de

propiedades en la vulcanización.

El Diol puede también ser incorporado en el prepolímero central por reacción con Diisocianatos monoméricos por lo cual los productos resultantes presentan alta fuerza tensil, flexibilidad y baja absorción de agua.

En México son producidos sistemas de poliuretano en los tipos termoplástico, plástico, hule, para curado de molde y recubrimientos, los cuales a su vez se utilizan en la fabricación de elastómeros microcelulares y sólidos, adhesivos, fibras elastoméricas, termoplásticos textiles y recubrimientos.

Los principales productos que se obtienen a partir del 1,4 BG son el Tetrahydrofurano (THF), γ -Butirolactona, resinas de Polibutilentereftalato (PBT) y Polivinilpirrolidona (PVP).

2.2 PROPIEDADES Y REACCIONES

PROPIEDADES FISICAS .-

El 1,4 Butanodiol es infinitamente miscible en agua, metanol, etanol y acetona, es ligeramente soluble en dietileter, cloro-benceno, tetracloruro de carbono y benceno. Algunas de sus propiedades se indican en la siguiente tabla :

PROPIEDADES DEL 1,4 BUTANODIOL (24)

PROPIEDAD	TIPICO COMERCIAL	PURO
Punto de Solidificación, (°C) (°K)	(19.2) (292.2) - (19.6) (292.6)	(20.1) (293.1)
Indice de Refracción, n_D^{25}	1.4435 - 1.4445	1.4446
Gravedad Especffica d_4^{25}	1.012 - 1.016	1.0154
Punto de Inflamación, ASTM (°F)	(>250) (>121 °C) (>394 °K)	
Viscosidad, 25 °C (298 °K) (cP)	65 - 70	71.5
Punto de ebullición		
(mmHg) (Pa)	(°C) (°K)	(°C) (°K)
760 100,663.4	221-231 494-504	228 501
200 26,490.4		187 460
100 13,245.2		170 443
20 2,649.0		133 406
10 1,324.5		118 391

El producto es obtenido en un grado técnico y en un grado anhidro, el cual ha sido altamente purificado y con bajo contenido de agua.

Es moderadamente tóxico y no es sensible al contacto con la piel, no presenta problemas de manejo y puede ser almacenado en recipientes de acero, vidrio o acero inoxidable.

REACCIONES (24).

El 1,4 Butanodiol lleva a cabo la reacción típica de un alcohol dihidrico primario para formar derivados de cadena abierta tales como Dihaluros, Di o Poliésteres, Di o Poliuretanos, y compuestos cíclicos estables.

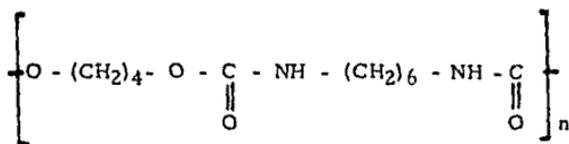
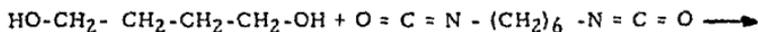
El 1,4 Butanodiol forma diésteres por medio de reacciones de esterificación con ácidos monobásicos o sus equivalentes funcionales, por ejemplo, la esterificación del 1,4 BG con ácidos orgánicos puede ser efectuada por calentamiento de las cantidades apropiadas del Diol y el Acido, ya sea con o sin catalizador, y destilando el agua que se forme posteriormente.

Los Poliésteres son formados por reacción con ácidos dibásicos o sus derivados sustituibles, por ejemplo, cuando el 1,4 BG es adicionado al cloruro tereftálico, la reacción es exotérmica.

mica y similarmente, los poliésteres pueden ser formados con diácidos alifáticos tales como el Acido Adípico.

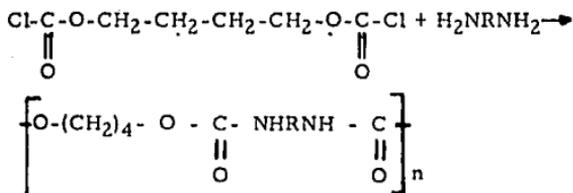
Algunas precauciones deben ser tomadas para prevenir pérdidas del rendimiento durante la poliesterificación debidas a la formación del tetrahidrofurano por eterificación interna del 1,4 BG. El Butanodiol es fácilmente esterificado con ácidos orgánicos en ausencia de catalizadores de ácidos minerales. Por otra parte, la conversión del 1,4 Butanodiol a Tetrahidrofurano es promovida por ácidos minerales a altas temperaturas y calentamiento prolongado.

Los Poliuretanos pueden ser preparados por la reacción del 1,4 Butanodiol con Diisocianatos.



Este es el tipo de reacción que sirve como base para el uso del 1,4 Butanodiol como agente de curado en uretanos, pero en ese caso el Diol reacciona con los grupos isocianatos terminales de un poliéster o resina similar.

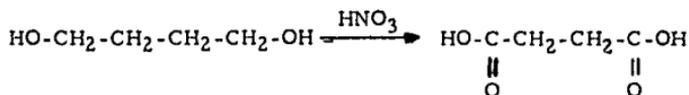
El 1,4 Butanodiol reacciona con fósgeno, en un intervalo bajo de temperatura (278 °K abajo de la temperatura ambiente). para formar Butanodiol biscloroformato. El Biscloroformato a su vez puede ser convertido fácilmente a el Diuretano con amoníaco o al Poliuretano con diaminas apropiadas.



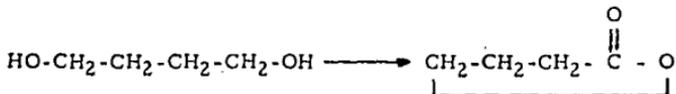
Cuando el 1,4 Butanodiol es adicionado al Cloruro de Tionilo (SOCl_2), y calentando a 353 °K, se obtiene el 1,4 Diclوروبutano con buenos rendimientos. El Bromuro de Hidrógeno puede reaccionar con el 1,4 Butanodiol, usando Nitrógeno como diluyente, para formar el 1,4 Dibromobutano.



El ácido Succínico es obtenido cuando el 1,4 Butanodiol es oxidado con ácido nítrico concentrado.

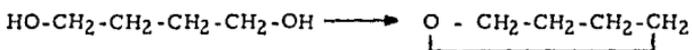


La formación de γ -Butirolactona tiene lugar, con excelentes rendimientos, cuando el 1,4 Butanodiol diluido con hidrógeno es sometido con un catalizador de cobre a 473 - 323 °K.

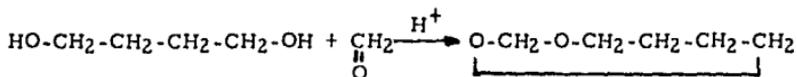


El Butanodiol es fácilmente convertido a Tetrahydrofurano en rendimientos cuantitativamente prácticos, por calentamiento en presencia de ácido ortofosfórico al 80 % a 438 - 458 °K

Las soluciones acuosas del 1,4 Butanodiol pueden ser convertidas casi totalmente a Tetrahydrofurano por calentamiento bajo presión en un intervalo de 553 - 583 °K en presencia de catalizadores tales como óxido de aluminio o ácido fosfórico.

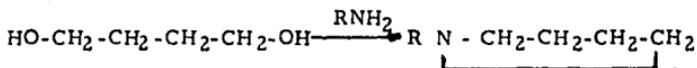


Un alto rendimiento de los 7 miembros del acetal cíclico, 1,3 Dioxipano, es formado por tratamiento del 1,4 Butanodiol y Formaldehído con un catalizador ácido.

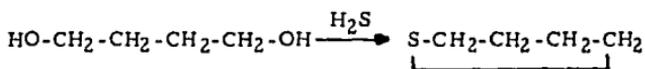


La Pirrolidona es obtenida cuando el 1,4 Butanodiol es calentado con amoníaco a 473 - 673 °K sobre un catalizador deshidratador, tal como alúmina. Por calentamiento en presencia de aminas,

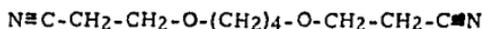
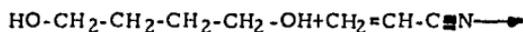
bajo condiciones similares, es fácil obtener la N-Alquil Pirrolidona.



Similar tratamiento del 1,4 Butanodiol y Sulfuro de Hidrógeno es empleado para producir Tetrahidrotiofeno.



1,4- Bis (2-Cianoetoxi) Butano es formado con un rendimiento de aproximadamente 80 % por una adición 1,4 bilateral del acrilonitrilo a el 1,4 Butanodiol a 293 - 373 °K en presencia de un catalizador alcalino tal como el cianuro de sodio.



Por último, la vinilación del 1,4 Butanodiol por medio de acetileno (diluido con Nitrógeno) a 443-453 °K y una presión de 1.7-2.0 MPa en presencia de Hidróxido de Potasio es llevada a cabo para producir los éteres monovinil y divinil. Debido a que los éteres anteriormente mencionados polimerizan rápidamente, es conveniente utilizar un inhibidor de polimerización, tal como el fenil - β - naftilamina, en la mezcla de reacción

$$\text{HO-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-CH}_2\text{-OH} \xrightarrow{\text{HC}\equiv\text{CH}} \text{H}_2\text{C}=\text{CHO}-(\text{CH}_2)_4\text{-OCH}=\text{CH}_2 + \text{H}_2\text{C}=\text{CHO}-(\text{CH}_2)_4\text{-OH}$$

2.3 USOS Y APLICACIONES

1,4 BUTILENGLICOL

Fabricación de Tetrahidrofurano

Solvente de resinas sintéticas

- Cloruro de Polivinilo (PVC)
 - Copolímeros
 - Poliuretanos
- Cloruro de vinilo
Cloruro de vinilideno

Solvente electrolítico en la reacción GRIGNARD

Producción de alquilo de plomo

Adhesivos vinílicos

Partes de tubería de PVC

Poli-tetra-metil-énglicol

• Elastómeros de Poliuretano

• Fibras Spandex

• Poliésteres elásticos

Fabricación de N-metil-2-pirrolidona

Solvente extractivo y dispersante de pigmentos

Fabricación de ̢-Butirrolactona

Solvente (Para resinas ó procesos del Petróleo)

Fabricación 2-Pirrolidona

- N-Vinil 2-Pirrolidona
 - Polipirrolidona (Nylon 4)
- Poli-vinil-pirrolidona
- Farmacéuticos
Cosméticos

Extendedor de cadena ramificador y agentes de curado

POLIURETANOS

Poliésteres

POLIURETANOS

Suavizantes y humectantes

Celofán, gelatina, papeles especiales

Polymerización con ácido tartrálico

Fibras de alta tenacidad

• Partes automotrices, conectores eléctricos, engranes.

Fabricación de polímeros insaturados

Copolimerización con estireno u otros monómeros vinílicos

• Recubrimientos

Poliésteres y monoésteres

Plásticos

• PVC, Poliacrilatos, Polimetacrilatos.

2.3.1. USO PRINCIPAL EN MEXICO

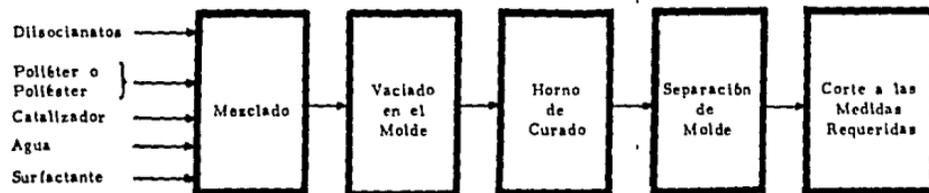
Al no existir producción nacional de 1,4 Butilenglicol, su consumo se ha dirigido básicamente como extendedor de cadena y agente de curado en la producción de poliuretanos.

En los últimos años, la demanda de los poliuretanos ha mostrado un gran crecimiento, ya que día a día, se han desarollado nuevas aplicaciones de este tipo de productos. En 1979, la producción nacional de poliuretanos alcanzó la cifra de 15,617 Tons., mientras que en 1982, disminuyó notablemente a 8,300 Tons., (-46.9%), (1) debido a que la importación del 1,4 Butilenglicol disminuyó también por la falta de divisas, como consecuencia de la crisis económica que sufre actualmente el país.

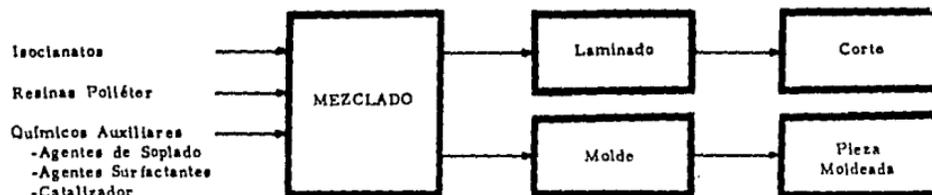
Se espera que en 1985, la producción de poliuretanos se recupere y alcance el crecimiento que tuvo en el período 1975 - 1981, que fue del 7.3 % A.A., (1) lo que lógicamente repercibiría en un aumento del consumo del 1,4 Butilenglicol.

A.A. = Acumulado anual.

A) ESPUMAS FLEXIBLES



B) ESPUMAS RIGIDAS

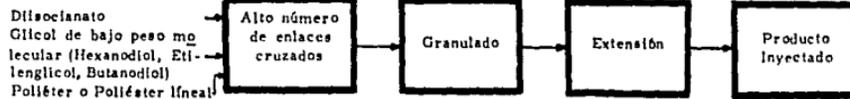


C) E L A S T O M E R O S

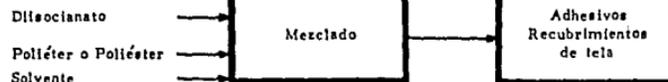
a) TIPO HULE



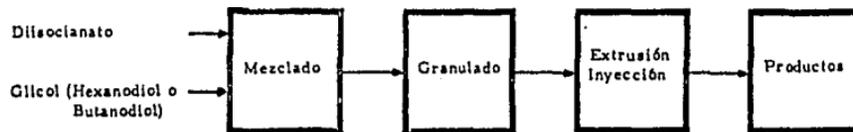
b) TERMOPLASTICO



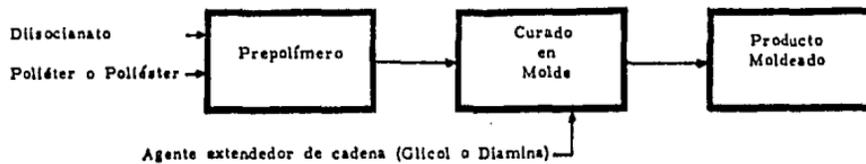
c) SOLUBLES



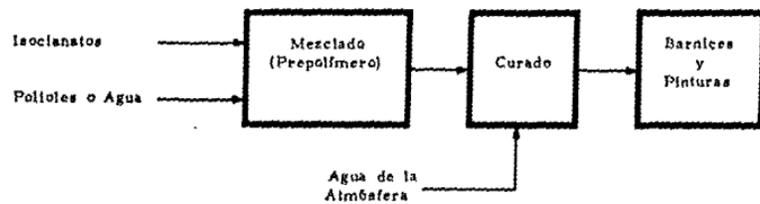
d) TIPO PLASTICO



e) PARA CURADO EN MOLDE

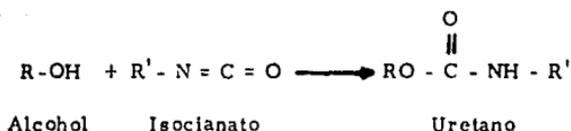


D) RECUBRIMIENTOS



2.3.2. QUIMICA DE LOS POLIURETANOS (16).

Los Poliuretanos son producidos por reacciones de condensación, pero no son considerados polímeros condensados puesto que una pequeña molécula no es eliminada durante su formación. Los uretanos son los producidos de la reacción efectuada entre alcoholes e isocianatos.



Los Poliuretanos son formados por la reacción entre Diisocianatos y un compuesto conteniendo más de dos Hidrógenos activos tales como el Glicerol y los Poliglicoles.



Los compuestos generalmente usados para proveer el Hidrógeno activo son Poliglicoles y Poliglicoles Poliéter. Cuando un glicol y un isocianato con más de dos grupos funcionales son usados, se forma un polímero termofijo.

Las propiedades físicas y mecánicas de los poliuretanos pueden variar en función de la relación que exista entre el poliol y el isocianato utilizado.

El mercado de los poliuretanos es muy amplio encontrando sus principales usos en : muebles, colchones, construcción, transportes, encuadernación, reforzamiento de alfombras, laminados textiles, recubrimientos, calzado, empaques, juguetes, fibras y aplicaciones domésticas.

Los Poliuretanos se dividen de la siguiente forma :

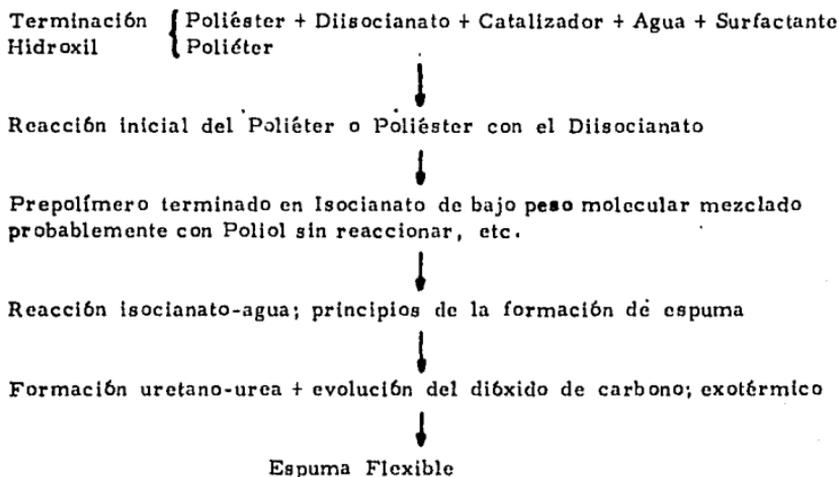
- A) Espumas Flexibles
- B) Espumas Rígidas
- C) Elastómeros
 - a).- Tipo Hule
 - b).- Termoplástico
 - c).- Solubles
 - d).- Tipo Plástico
 - e).- Prepolímero para curado en molde
- D) Recubrimientos

A) ESPUMAS FLEXIBLES (24).

Existen dos grandes grupos de espumas flexibles; uno basado en poliésteres que a su vez se basan en el dietilenglicol y el ácido adípico y son parcialmente ramificados por la incorporación de pequeñas cantidades de un triol, y otro basado en poliésteres que principalmente son aductos del óxido de propileno de alcoholes polihídricos de bajo peso molecular.

Una secuencia típica de reacción en la formación de espumas flexibles es mostrada en la siguiente tabla :

SECUENCIA DE REACCION EN LA FORMACION DE ESPUMAS (24)



B) ESPUMAS RIGIDAS

La química básica de la formación de espumas rígidas es muy similar a la de espumas flexibles, las diferencias principales radican en la naturaleza y requerimientos físicos de la espuma deseada, así como en las diferentes materias primas específicamente seleccionadas para alcanzar el resultado final deseado.

En las espumas rígidas, como su nombre lo indica, su prin-

principal propiedad radica en eliminar la flexibilidad del polímero, de manera que la rigidez se imparta de una manera total en la espuma.

Todas las resinas de poliéster utilizadas en la fabricación de estas espumas están compuestas por adición de óxido de propileno a iniciadores polifuncionales, los cuales son grupos que contienen hidrógeno activo, tal como alcoholes y aminas. En el caso que el iniciador contenga nitrógeno es posible introducir un catalizador de seguridad en la reacción de formación del uretano con isocianatos y así eliminar la necesidad de adicionar catalizadores extraños a la mezcla de reacción.

Para la producción de estas espumas, es necesario la adición de agentes químicos auxiliares tales como el fluorotriclorometano o cloruro de metileno. Estos compuestos auxiliares pueden tener la función de agente de soplado, agente surfactante o catalizador (24).

C) ELASTOMEROS .-

a).- Tipo Hule

El desarrollo inicial de los elastómeros se concentró en la fabricación de productos que se procesaran en forma similar al hule natural por extensión de la cadena de polímeros lineales o ligeramente ramificados.

Las propiedades de estos productos son establecidas principalmente por la estructura del enlace del poliéster o poliéter utilizado, el cual generalmente predomina sobre la cadena del Diisocianato extendedor, además de requerirse de un agente de curado como lo es el 1,4 Butilenglicol.

b).- Termoplástico

Los segmentos de poliuretanos de glicoles de bajo peso molecular (Etilenglicol, Butilenglicol, Hexanodiol), muestran una elevada concentración de enlaces Hidrógeno que proporcionan las características propias de estos elastómeros. Dichos enlaces son capaces de disociarse a altas temperaturas y regenerarse a bajas temperaturas. Esta propiedad se ha utilizado en la formación de Elastómeros Termoplásticos, para inyección de molde principalmente.

c).- Solubles

Los Elastómeros solubles utilizados en adhesivos y recubrimientos, son producidos de manera similar a los anteriores utilizando también poliésteres o poliéteres e intermedarios de Diisocianatos. La solubilidad se obtiene

controlando el Diisocianato utilizado y añadiendo solventes como Etil Acetato o Metil Etil Cetona.

d).- Tipo Plástico

Son los Elastómeros de Poliuretanos más resistentes y sus propiedades varían entre las de los convencionales y las de tipo plástico estructural, tales como poliami--das. Las altas temperaturas de flexión, la buena resistencia a la compresión y la buena resistencia al impacto hacen de estos productos particularmente útiles para aplicaciones mecánicas.

Los Polímeros lineales de alto peso molecular se obtienen haciendo reaccionar Diisocianatos tal como el Diiso--cianato de Hexametileno con glicoles como el Butanodiol o Hexanodiol. Estos productos se caracterizan por su gran fuerza mecánica, su alta resistencia a los solven--tes y su buena resistencia al calor.

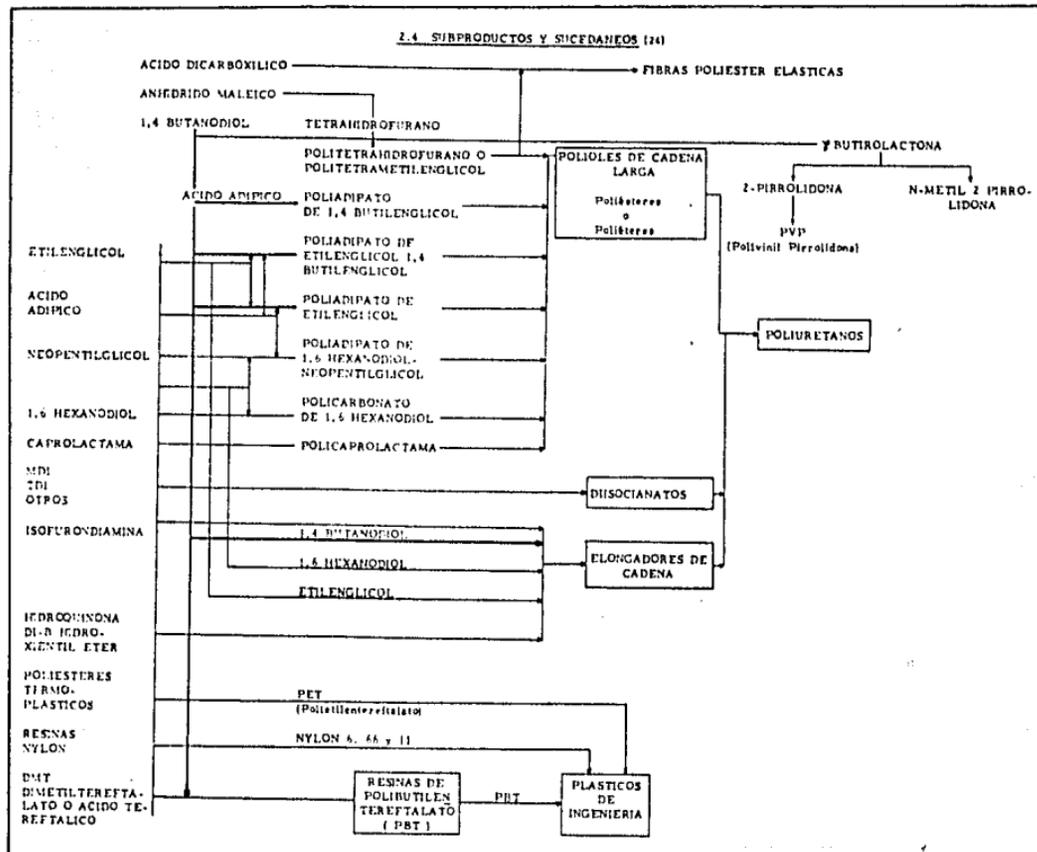
e).- Prepolímero para Curado en Molde

El Diisocianato en fase líquida al hacerse reaccionar con un poliéter o poliéster, produce un prepolímero, en donde la extensión de la cadena se logra por medio de glicoles o diaminas (24).

D) RECUBRIMIENTOS

La alta reactividad de los Poliisocianatos a temperatura ambiente aunada a su capacidad de controlar su combinación con sustancias que contienen átomos de Hidrógeno, enfatiza su utilidad en la industria de los recubrimientos superficiales. Junto con los Isocianatos es necesario la adición de polioles o agua para que se lleve a cabo la formación del prepolímero y posteriormente la fase de curado, es realizada por medio del agua que se encuentra en el medio ambiente (24).

2.4. SUBPRODUCTOS Y SUCEDANEOS (24)



3.- CARACTERISTICAS DEL MERCADO

3.1 MERCADO MUNDIAL

3.1.1. PRODUCTORES

3.1.2. CONSUMO DE PAISES PRODUCTORES

3.2 IMPORTACIONES NACIONALES (CONSUMO NACIONAL APARENTE)

3.3 PRECIO NACIONAL E INTERNACIONAL DEL PRODUCTO, SUBPRODUCTO Y SUCEDANEOS.

3.1 MERCADO MUNDIAL

3.1.1 PRODUCTORES (23)

I.- ESTADOS UNIDOS

<u>Compañía</u>	<u>Capacidad Anual (Miles de Tons.)</u>	<u>Comentarios</u>
BASF Wyandotte Corporation Industrial Chemical Group Intermediate Chemical Divi sion Geismar, L.A.	25	Surte mercado y pro- ducción de tetrahidro- furano.
E.I. Du Pont de Nemours & Co. Inc. Chemical Dyes And Pigments Department La Porte, Tx.	95	Surte mercado y pro- ducción de tetrahidro- furano y éter politetra metilenglicol.
GAF Corporation Chemicals Products Calvert City, Ky & Texas City, Tx.	52	Consumo cautivo para la producción de γ -Bu- tirolactona, derivados de pirrolidona y THF, además de surtir mer- cado.
	<hr/>	
T o t a l :	172	

II.- OESTE DE EUROPA

<u>Compañía</u>	<u>Capacidad Anual (Miles de Tons.)</u>	<u>Comentarios</u>
BASF AG Ludwigshafen Federal Republic of Germany	70	Consumo cautivo para la producción de γ -Bu- tírolactona y derivados de pirrolidona. Tam- bién para surtir merca- do.
GAF-Huels Chemic GMBH (A Joint Venture of Chemische Werke Huels Ag RFA y GAF Corporation U.S.A.) Marl, Federal Republic of Germany	30	Consumo cautivo para la producción de tetra- hidrofurano. También para surtir el mercado.
Total: 100		

III.- JAPON

<u>Compañía</u>	<u>Capacidad Anual Miles de Tons.</u>	<u>Comentarios</u>
The Toyo Soda Manufacturing Company, LTD Shennango, Yamaguchy	7.2	Surte el mercado
Mitsubishi Chemical Industries LTD Yokkaichi	15.0	Planta en inicio de ope- raciones
Total: 22.2		

3.1.2. CONSUMO DE PAISES PRODUCTORES (23)

I.- CONSUMO EN LOS ESTADOS UNIDOS

<u>USO</u>	1979 (Miles de Tons.)	1984	Crecimiento Anual
			Promedio <u>1979-1984</u>
Tetrahydrofurano	57	72	4.5 %
γ-Butirolactona	20	28	7.0
Resinas de PBT	13	21	9.0
Poliuretanos	9	17	13.5
Otros	2	2	0.0
T o t a l :	<u>101</u>	<u>130</u>	<u>6.5 %</u>

II.- CONSUMO EN EL OESTE DE EUROPA

<u>USO</u>	1979	<u>% del Total</u>
	(Miles de Tons.)	
Tetrahydrofurano	21	46 %
γ-Butirolactona	7 - 8	15 - 18 %
Resinas de PBT	3	7 %
Poliuretanos	13 - 14	28 - 30 %
Otros	2	4 %
T o t a l :	<u>46 - 48</u>	

III.- CONSUMO EN JAPON

<u>USO</u>	1979	<u>% del total</u>
	(Miles de Tons.)	
Tetrahydrofurano	0.7	12.0 %
γ-Butirolactona	-	-
Resinas de PBT	1.9	33.6 %
Poliuretanos	2.8	48.8 %
Otros	0.3	5.6 %
T o t a l :	<u>5.7</u>	

3.2 IMPORTACIONES NACIONALES

En la siguiente tabla, se muestran los principales países que surten el mercado nacional en lo que a Butilenglicoles se refiere, siendo el de mayor cantidad el 1,4 butilenglicol.

Estas importaciones se vienen realizando desde 1975, bajo la Fracción arancelaria 29.04.A.028 con una tasa advalorem del 5%, y se convierten en el consumo nacional aparente al no existir producción nacional y mucho menos exportaciones.

IMPORTACIONES NACIONALES (21)

VOLUMEN

(TONS.)

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983
República Federal Alemana	81.5	110.4	490.5	83.6	22.5	31.9	22.2	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Estados Unidos	154.7	74.6	185.9	642.3	786.3	1300.3	1024.7	1065.7	640.9	432.6
Brasil	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	3.2	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Bel. - Lux.	- 0 -	- 0 -	- 0 -	14.9	- 0 -	0.5	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Italia	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	0.5	0.2	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Perímetros Libres	5.6	5.5	24.2	15.8	0.4	- 0 -	- 0 -	0.3	0.3	- 0 -
TOTAL :	241.8	190.5	700.6	756.6	812.9	1332.9	1047.1	1066.0	641.2	432.6

CONSUMO NACIONAL APARENTE (2)

	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983
IMPORTACIONES (1)	241.7	190.5	700.6	756.5	812.5	1,332.9	1,047.2	1,066.0	641.2	432.6
1,4 BUTILENGLICOL	174.0	118.0	542.0	644.0	676.0	1,085.2	852.6	867.7	523.9	352.1
% DEL TOTAL	47.2	61.9	77.4	85.1	81.7	81.4 (2)	81.4 (2)	81.4 (2)	81.4 (2)	81.4 (2)
CRECIMIENTO ANUAL	29.3	5.5	359.3	18.8	4.9	60.5	(21.4)	1.8	(39.9)	(32.5)
INDICE 1976 = 1,000	0.21	0.217	1,000	1,165	1,247	2,002	1,572	1,601	0.963	0.650

(1) Las importaciones corresponden a la Fracción 29.06.C.002 de 1972 a 1974 y la 29.06.A.028 de 1975 en adelante. Esta Fracción incluye a todos los Butilenglicoles (1,2 BG, 1,3 BG, 1,4 BG, 2,3 BG)

(2) Porcentaje promedio de 1976 a 1978, para determinar el correspondiente a 1979 y años subsiguientes.

3.3 PRECIO NACIONAL E INTERNACIONAL DEL
 PRODUCTO, SUBPRODUCTOS Y SUCEDANOS. (*)
 (5) ,

	<u>NACIONAL</u>	<u>INTERNACIONAL</u>
(P) 1,4 Butilenglicol	465.00 \$/Kg.	0.88 Us Dll./lb
(SP) Tetrahidrofurano	565.00 \$/Kg.	1.02 Us Dll./lb
(SP) Polivinilpirrolidona (Pirógena)	626.59 \$/Kg.	1.26 Us Dll./lb
(SP) γ -Butirolactona	606.86 \$/Kg.	1.20 US Dll./lb
(SC) TDI (Toluendiisocianato)	529.00 \$/Kg.	1.06 US Dll./lb
(SC) MDI (Metildiisocianato)	452.53 \$/Kg.	0.91 US Dll./lb
(SC) Mono Etilenglicol	149.50 \$/Kg.	0.24 Us Dlls./lb
(SC) Propilenglicol	325.00 \$/Kg.	0.45 Us Dlls./lb
(SC) 1,6 Hexanodiol	549.40 \$/Kg.	1.10 Us Dlls./lb

(*) El precio varfa dependiendo del volumen que se adquiriera

Notas : (P) Producto

(SP) Subproducto

(SC) Sucedáneo

Precios a Octubre de 1984.

4.- ESTUDIO DE MERCADO

4.1 CARACTERISTICAS DE LOS CONSUMIDORES

4.2 PRODUCTOS COMPETITIVOS Y SUBSTITUTOS

4.3 PROYECCION DE LA DEMANDA.

4.1 CARACTERISTICAS DE LOS CONSUMIDORES.

Una de las empresas que más comercializan el 1,4 Butilenglicol a nivel mundial es GAF Corporation, Inc. en Estados Unidos, y de ahí, su gran diversificación para exportarlo a los diferentes países consumidores.

GAF Corporation de México, S.A., ha mantenido en los últimos años un nivel de importación lo suficientemente alto para distribuir el 1,4 Butilenglicol a las empresas nacionales que lo utilizan en sus procesos productivos. Otro gran apoyo en la distribución de este compuesto ha sido la empresa BASF Mexicana, S.A., y conjuntamente con GAF Corp., han cubierto la necesidad nacional, tal como se muestra en la tabla siguiente (21). También se muestran otras empresas que han importado el 1,4 Butilenglicol aunque en porcentajes muy pequeños que lo han utilizado en sus propios procesos o en investigación principalmente.

Cabe mencionar que durante el año de 1984, cuyos datos de importación no han sido publicados hasta la fecha de la realización del presente estudio, el 1,4 Butilenglicol no se salvó del programa general federal de disminución de importaciones y la falta de divisas originó un descenso en el consumo

nacional total, mermando en muchos casos a las empresas que solían comercializar con este producto.

Todos los consumidores del 1,4 Butilenglicol confían en que para los próximos meses, la situación se normalice para importarlo nuevamente, mientras que nazca la idea formal de realizar el proyecto que sustituya definitivamente las importaciones y se inicie la producción nacional.

IMPORTACIONES POR EMPRESA

(PORCENTAJES DEL TOTAL IMPORTADO)

<u>EMPRESA</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>
BASF Mexicana	35.60 %	12.83 %	9.07 %	16.99 %	20.47 %	7.32 %
GAF Corporation	34.52	27.13	39.72	43.43	44.90	43.05
Ind. Químicas Synree	3.28	1.95	1.56	0.96	1.73	2.09
Simón	3.61	0.73	3.89	0.40	0.41	0.60
Acabados Newark Stahl	0.44	0.82	0.44	0.40	0.48	0.31
Adalberto Martínez Bernal	1.76	0.31	0.03	-	-	-
Formulabs	0.95	1.34	0.90	0.50	0.48	0.80
Ind. Oreoquímicas	0.27	0.15	1.55	-	-	0.60
Pom	-	-	-	26.25	25.58	23.37
Avón Cosméticos	0.19	0.75	-	0.75	-	-
Elastómeros Taza	-	0.22	0.19	0.10	0.12	-
Estee Lauder Cosméticos	0.01	-	-	-	-	0.02
Ind. de Ureanos	1.02	-	-	-	-	-
Inocente Molina V.	0.03	-	-	-	-	-
K. J. Quinn Mexicana	-	0.67	1.25	0.46	0.07	-
Nit. S.A.	0.51	-	-	-	-	-
Pinturas Pittsburgh	-	0.17	-	-	0.07	0.24
Poliésteres Bayer	4.16	2.55	-	2.85	-	-
Poliurequimia	1.51	-	-	-	-	-
Poliuretanos Mexicanos	-	27.81	1.75	-	-	-
Polyfarma	0.06	-	-	0.10	0.22	0.40
Sayer Lack	-	0.73	1.48	-	-	-
Soc. Mex. Química Ind.	0.23	0.36	-	-	-	-
Welsh	0.12	0.12	0.24	0.04	-	0.22
Cosbel	-	-	0.01	-	-	-
Houghson Química	-	-	0.11	-	0.12	0.19
Mexicana de Zapatos	-	-	0.12	-	4.64	7.80
Productos Plásticos Int.	-	-	16.74	-	-	-
Colorquim	-	-	-	0.50	0.55	-
Pinturas y Barnices Caleté	-	-	-	0.21	-	-
Otros no Especificados	11.74	21.38	20.95	-	0.50	5.23
Química Hoechst	-	-	-	-	0.12	-
Max Factor	-	-	-	-	0.02	-
Solumex	-	-	-	-	-	7.26
Total :	100.00 %					

4.2 PRODUCTOS COMPETITIVOS Y SUBSTITUTOS

Los principales productos competitivos del 1,4 Butilenglicol son dioles de bajo peso molecular como el Etilenglicol y el Propilenglicol que se caracterizan también por tener un grupo hidroxilo en cada extremo de la cadena.

Otros productos competitivos que se consumen en menor escala son Diaminas o Eteres. A continuación se enlistan los principales productos competitivos, o que en determinado momento se convierten en substitutos del 1,4 Butilenglicol, dependiendo de la oferta existente en el mercado :

- Etilenglicol
- Propilenglicol
- 1,6 Hexanodiol
- Hidroquinona - Di - β - Hidroxietil Eter
- Isofurondiamina

4.3 PROYECCION DE LA DEMANDA

a) 1,4 Butilenglicol

A fin de estimar la demanda futura del 1,4 Butilenglicol se investigó la producción del tipo de Poliuretanos que utilizan el 1,4 Butilenglicol como materia prima (1), (21).

Año (X)	Poliuretanos (Tons.)	1,4 BG (Tons.)	Ton 1,4 BG
			Ton. Poliuretanos (Y)
1976	9,661	542	0.0561
1977	12,078	644	0.0533
1978	11,937	676	0.0566
1979	15,617	1,085	0.0695
1980	13,411	852	0.0635
1981	12,775	868	0.0679
1982	12,700	522	0.0411
1983	12,900	352	0.0273

Promedio 0.0583

Analizando la columna de las toneladas de 1,4 BG consumidas por tonelada de Poliuretano, podemos observar el pequeño crecimiento que esta relación va desarrollando a través del tiempo, a excepción de los años de 1982 y 1983, en donde sufre un decrecimiento debido a la escasez de divisas y al deslizamiento de nuestra moneda con respecto al Dólar Americano, así que, para ésta proyección no lo tomaremos en cuenta.

El método que se ha utilizado es el de los mínimos cuadrados :

$$Y = A_0 + A_1 X$$

Donde :

$$A_0 = \frac{(\sum Y) (\sum X^2) - (\sum X) (\sum XY)}{N \sum X^2 - (\sum X)^2}$$

$$A_1 = \frac{N \sum XY - (\sum X) (\sum Y)}{N \sum X^2 - (\sum X)^2}$$

$$Y = \frac{\text{TON. 1,4 BG}}{\text{TON. Poliuretano}} \quad X = \text{AÑO}$$

Sustituyendo :

$$A_0 = 0.0509$$

$$A_1 = 2.9286 \times 10^{-3}$$

$$R^2 = 0.93$$

La proyección de los Poliuretanos se hizo de la misma forma obteniendo :

$$A_0 = 10.2549$$

$$A_1 = 0.66426$$

$$R^2 = 0.93$$

Ecuación de una recta : $y = mx + b$

$$A_0 = b = \text{Intersección con el eje de las ordenadas}$$

$$A_1 = m = \text{Pendiente}$$

$$R^2 = \text{Coeficiente de correlación.}$$

A ñ o	<u>TON. 1,4 BG</u> Ton. Poliuretanos	Poliuretanos (TONS.)	1,4 BG (TONS.)
82	0.0714	14,905	1,064
83	0.0743	15,569	1,157
84	0.0773	16,233	1,255
85	0.0802	16,898	1,355
86	0.0831	17,562	1,459
87	0.0860	18,226	1,567
88	0.0890	18,890	1,681
89	0.0919	19,554	1,797
90	0.0948	20,219	1,917
91	0.0978	20,883	2,042
92	0.1007	21,547	2,170
93	0.1036	22,212	2,301
94	0.1065	22,876	2,436
95	0.1095	23,540	2,578
96	0.1124	24,204	2,721
97	0.1153	24,869	2,867
98	0.1183	25,533	3,021

Crecimiento Proyectado 84 - 98 PU 3.3 % A.A.

1,4 BG 6.5 % A.A.

A.A. = Acumulado Anual

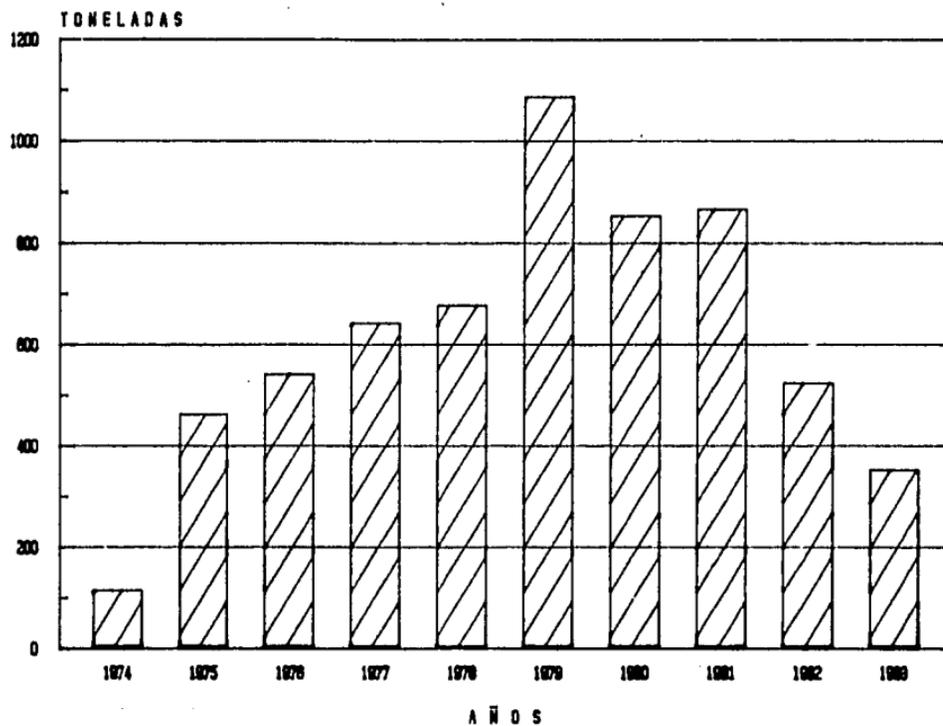
Tetrahydrofurano.-

Considerando que el consumo de este producto está muy ligado a la producción de PVC, se analizó la relación que existe entre ambos (1), (2).

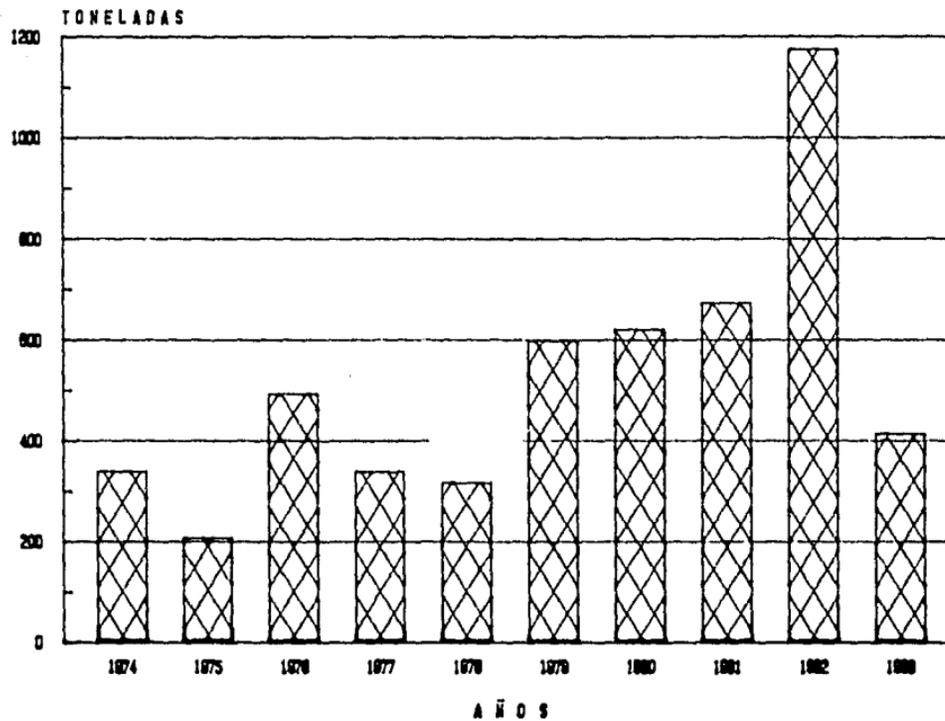
A ñ o	THF (TONS)	P. V. C. (TONS.)	<u>TON THF</u> M TON P. V. C.
76	492	67,730	7.264
77	337	59,892	5.627
78	319	79,754	4.000
79	598	103,715	5.766
80	622	127,431	4.881
81	674	137,157	4.914
82	1,176	128,815	9.129
83	416	132,986	3.128

Promedio 5.589

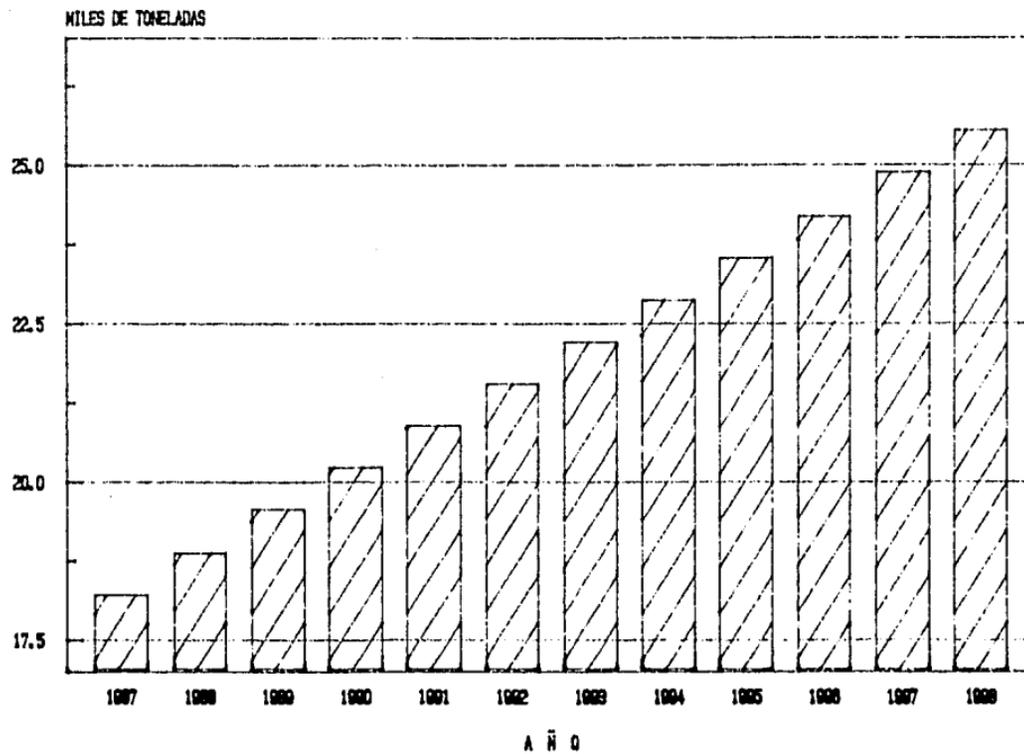
CONSUMO APARENTE HISTORICO 148C



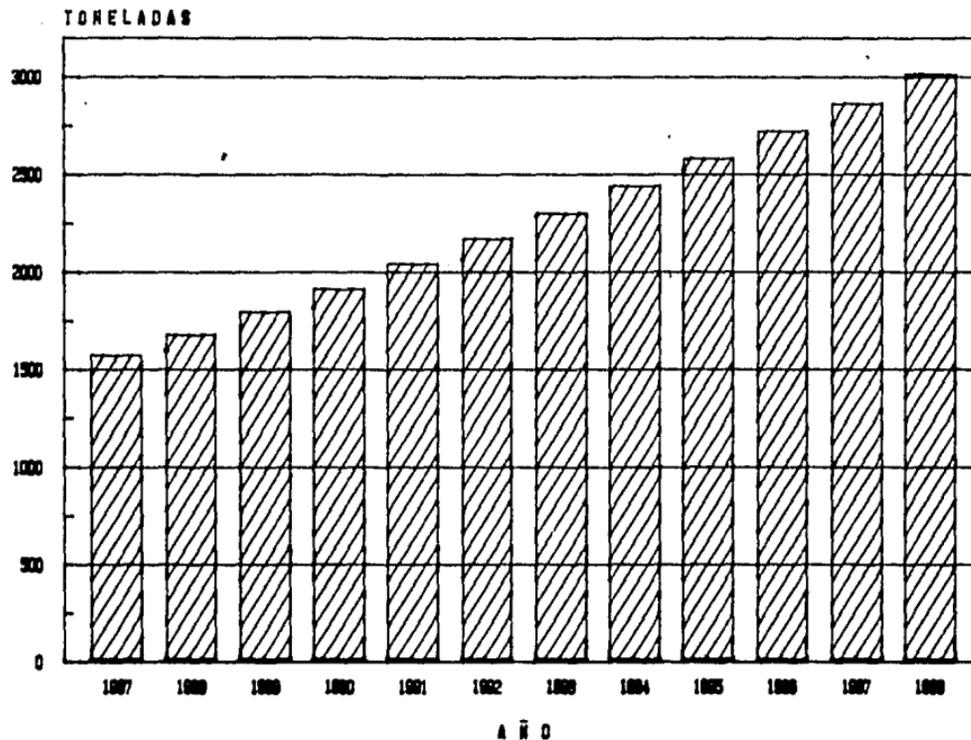
CONSUMO APARENTE HISTORICO T H F



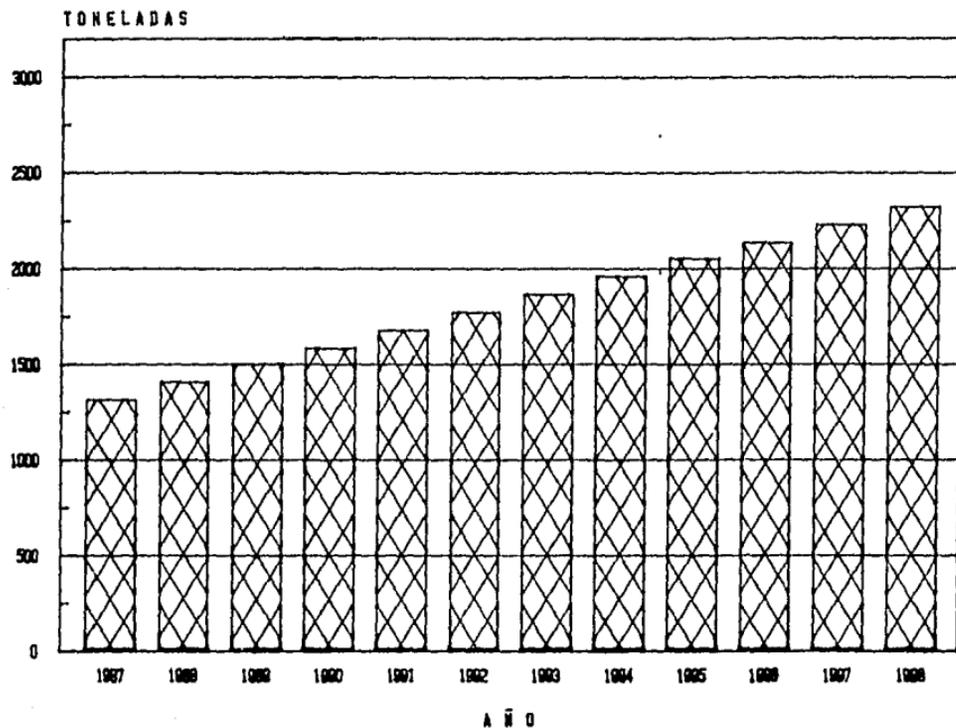
PROYECCION DE LA DEMANDA DE POLIURETANOS



PROYECCION DE LA DEMANDA 1,4 BG



PROYECCION DE LA DEMANDA T H F



Al tratar de hacer lo mismo con el THF sin considerar 1982 notamos que la relación consumo de THF con respecto al P.V.C. es muy irregular, por lo que tomaremos el promedio 76-83 como factor. (5.540 TON THF / M TON P.V.C.)

Para el caso del P.V.C. se obtuvo :

$$A_0 = 38.5752$$

$$A_1 = 16.3918$$

$$R^2 = 0.98$$

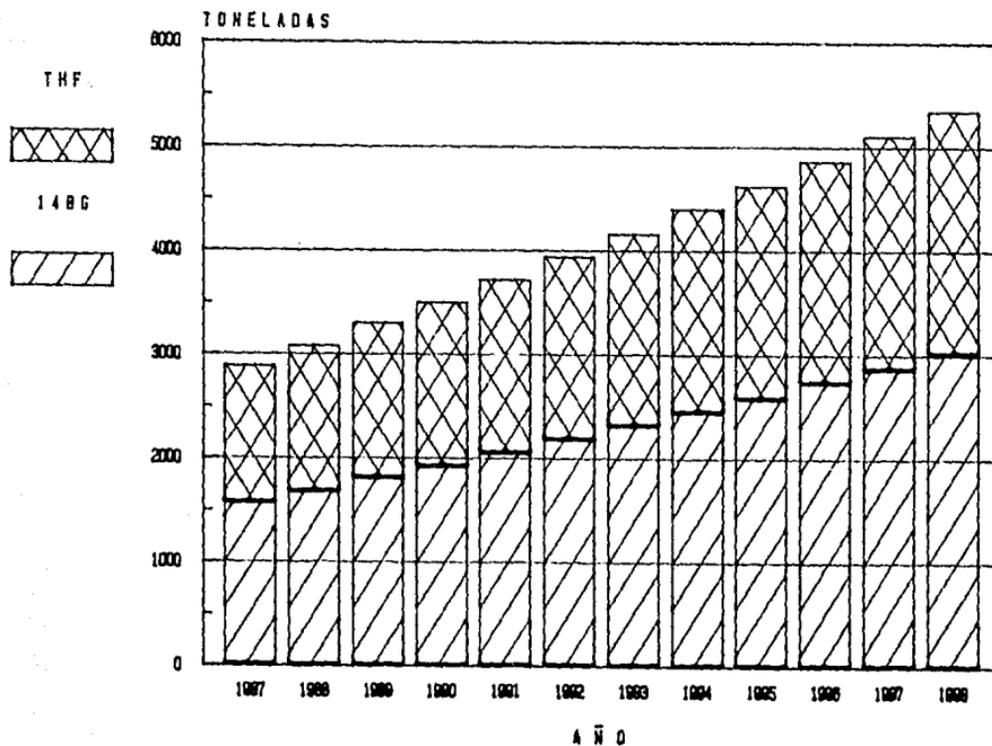
<u>A ñ o</u>	<u>P. V. C.</u> <u>(M TONS.)</u>	<u>T H F</u> <u>(TONS.)</u>
82	153.318	857
83	169.710	949
84	186.101	1,040
85	202.493	1,132
86	218.885	1,223
87	235.277	1,315
88	251.669	1,407
89	268.060	1,498
90	284.452	1,590
91	300.844	1,679
92	317.236	1,773
93	333.628	1,863
94	350.049	1,956
95	366.411	2,048
96	382.803	2,139
97	399.195	2,231
98	415.587	2,323

Crecimiento Proyectado 84 - 98 P.V.C. 5.9 % A.A.

T H F 5.9 % A. A.

En la siguiente hoja se puede observar la demanda histórica y proyectada para el 1,4 BG y THF.

DEMANDA CONJUNTA 14BG Y T H F



DEMANDA HISTORICA Y PROYECTADA
-MERCADO NACIONAL-

AÑO	TON. 1,4 BG	TON. THF	TON. DE THF COMO 1,4 BG. *	TOTAL
74	114	337	421	535
75	464	205	256	720
76	542	492	615	1,157
77	644	337	421	1,065
78	676	319	399	1,075
79	1,085	598	747	1,832
80	852	622	777	1,629
81	868	674	843	1,711
82	522	1,176	1,470	1,992
83	352	416	520	872
84	1,255	1,040	1,300	2,555
85	1,355	1,132	1,415	2,770
86	1,459	1,223	1,529	2,988
87	1,567	1,315	1,644	3,211
88	1,681	1,407	1,759	3,440
89	1,797	1,498	1,873	3,670
90	1,917	1,590	1,988	3,905
91	2,042	1,679	2,099	4,141
92	2,170	1,773	2,216	4,386
93	2,301	1,863	2,329	4,630
94	2,436	1,956	2,445	4,881
95	2,578	2,048	2,560	5,138
96	2,721	2,139	2,674	5,395
97	2,867	2,231	2,789	5,656
98	3,021	2,323	2,904	5,925

CRECIMIENTO HISTORICO 74 - 81 1,4 BG 33.6 % THF 10.4 % TOTAL 18.1 % A.A.

CRECIMIENTO PROYECTADO 84 - 98 1,4 BG 6.5 % THF 5.9 % TOTAL 6.2 % A.A.

* FACTOR DE CONVERSION = 1.25 $\frac{\text{TON 1,4 BG}}{\text{TON THF}}$

A.A. = ACUMULADO ANUAL

MEZCLA DE PRODUCTOS Y MERCADOS
(TONELADAS)

<u>AÑO</u>	<u>NACIONAL</u>		<u>EXPORTACION</u>		<u>TOTAL</u>		<u>THF E.Q. (*)</u>	<u>TOTAL</u>
	<u>1,4 BG</u>	<u>THF</u>	<u>1,4 BG</u>	<u>THF</u>	<u>1,4 BG</u>	<u>THF</u>		
1987	1,567	- o -	2,033	- o -	3,600	- o -	- o -	3,600
1988	1,681	- o -	2,519	- o -	4,200	- o -	- o -	4,200
1989	1,797	1,498	800	504	2,597	2,002	2,503	5,100
1990	1,917	1,590	800	772	2,717	2,362	2,953	5,670
1991	2,042	1,679	780	624	2,822	2,303	2,878	5,700
1992	2,170	1,773	657	526	2,827	2,299	2,873	5,700
1993	2,301	1,863	535	428	2,836	2,291	2,864	5,700
1994	2,436	1,956	410	328	2,846	2,284	2,854	5,700
1995	2,578	2,048	281	225	2,859	2,273	2,841	5,700
1996	2,721	2,139	153	122	2,874	2,261	2,826	5,700
1997	2,867	2,231	82	66	2,949	2,297	2,871	5,820
1998	3,021	2,323	- o -	- o -	3,021	2,323	2,904	5,925

(*) 1.25 TON 1,4 BG
TON THF

5.- MATERIAS PRIMAS

5.1 CONSUMO UNITARIO

5.2 ORIGEN

5.3 PRECIO NACIONAL E INTERNACIONAL

5.4 DISPONIBILIDAD

5.1 CONSUMO UNITARIO

De acuerdo a los cuatro procesos descritos en el capítulo 6 la producción del 1,4 Butilenglicol depende de diferentes materias primas, cuyos datos de consumo en kilogramos por kilogramo de producto terminado (P. T.) se detalla a continuación :

Proceso	Materia Prima	Kg M. P. / Kg P. T.
(A)	Acetileno	0.34
	Formaldehido	0.78
(B)	Anhídrido Maleico	1.24
(C)	Propileno	0.61
(D)	Butadieno	0.70
	Acido Acético	0.02
	Hidrógeno	0.30m ³

5.2 ORIGEN

Actualmente, se cuenta con producción nacional de todas las materias primas que intervienen en la producción del 1,4 BG, por cualquiera de los diferentes procesos conocidos.

5.3 PRECIOS NACIONALES E INTERNACIONALES (5)

Materia Prima	Nacional * (\$ / Kg)	Internacional * (Dlts / lb)
Acetileno	(1)	0.96
Formaldehido	69.00	1.025
Anhídrido Maleico	298.50	0.47
Propileno	(2)	0.24
Butadieno	117.10	0.34
Acido Acético	100.50	0.27
Hidrógeno	0.338(\$/m ³)	0.002 (Dl/m ³)

- (1) Hay necesidad de instalar una planta productora anexa a la planta de 1,4 BG.

- (2) La venta del Propileno está restringida por Pemex ya que lo utiliza como materia prima para la fabricación del tetrámero de propileno.

* Precios a Octubre de 1984.

5.4 .- DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS (1)

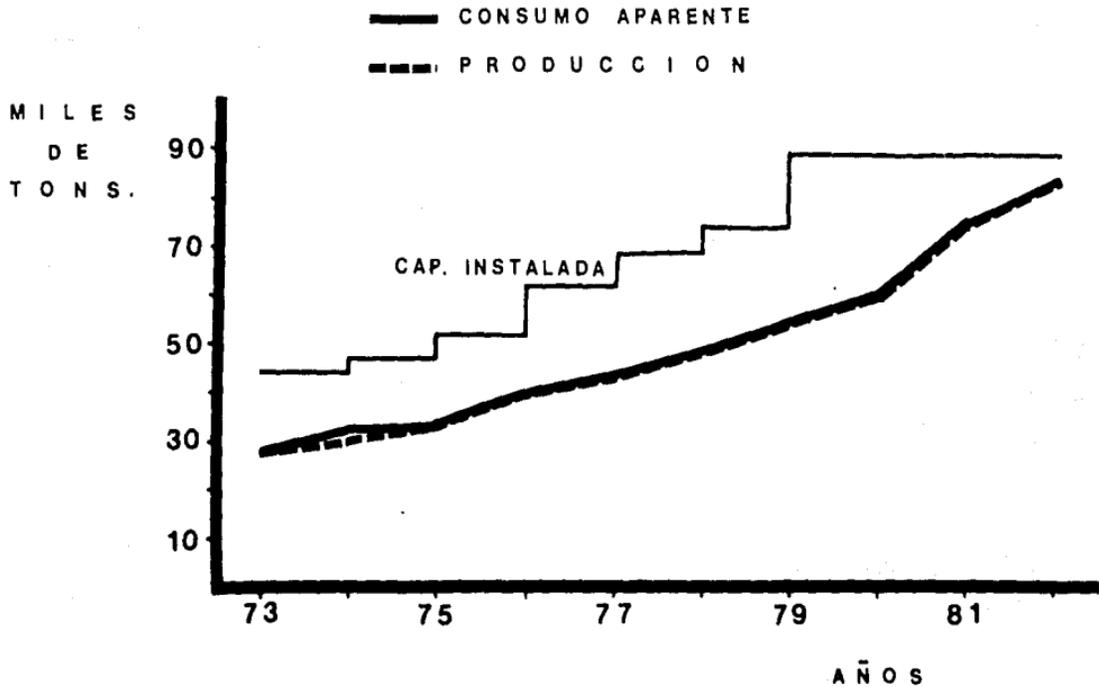
FORMALDEHIDO 37 %
(TONS.)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PRODUCCION	27,434	30,414	32,580	39,600	42,400	43,868	56,324	74,260	75,222	83,066
IMPORTACION	7.0	1,686	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	156.0	21.0	27.0
EXPORTACION	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
CONSUMO APARENTE	27,441	32,100	32,580	39,600	42,400	43,868	56,324	74,416	75,243	83,093
CRECIMIENTO ANUAL %	(7.0)	17.0	1.4	21.5	7.0	3.5	28.4	32.1	1.1	10.4
CAPACIDAD INSTALADA	43,500	46,850	51,700	61,700	68,600	73,600	73,600	88,565	88,565	88,565

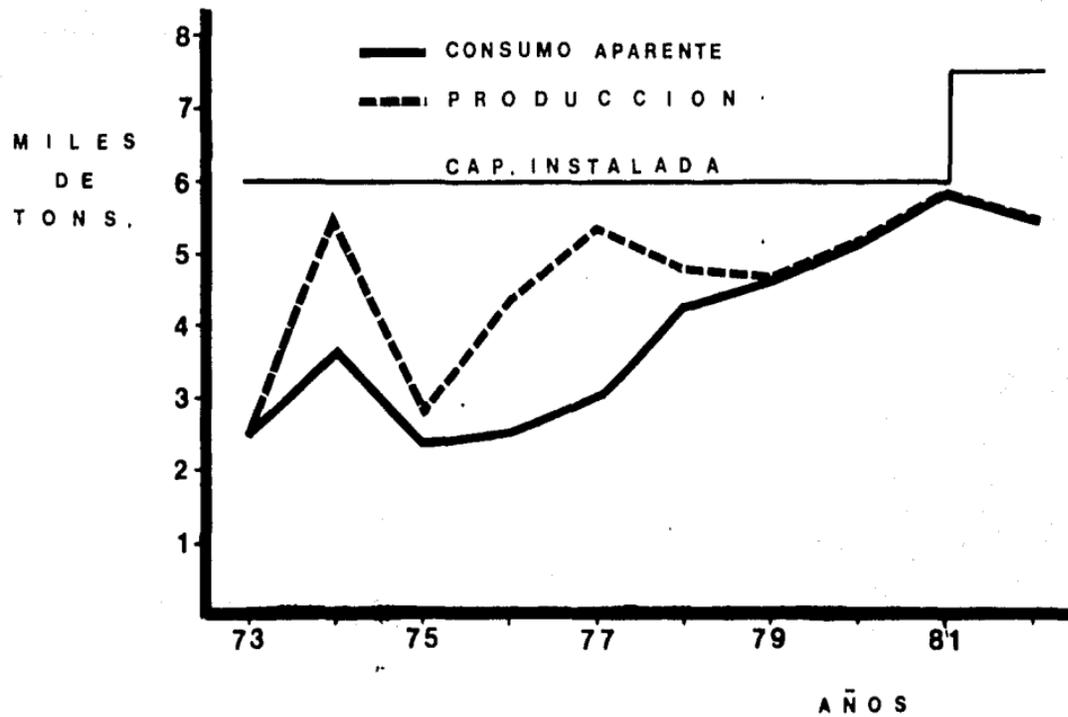
ANHIDRIDO MALEICO
(TONS.)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PRODUCCION	2,500	5,487	2,807	4,337	5,297	4,811	4,693	5,170	5,899	5,480
IMPORTACION	15	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
EXPORTACION	- 0 -	1,843	407	1,788	2,232	588	32.0	10	- 0 -	- 0 -
CONSUMO APARENTE	2,515	3,644	2,400	2,549	3,065	4,223	4,661	5,160	5,899	5,480
CRECIMIENTO ANUAL %	59.2	44.7	(34.1)	6.2	20.2	37.8	10.4	11	14.3	(7.1)
CAPACIDAD INSTALADA	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	7,500	7,500

FORMALDEHIDO



ANH. MALEICO



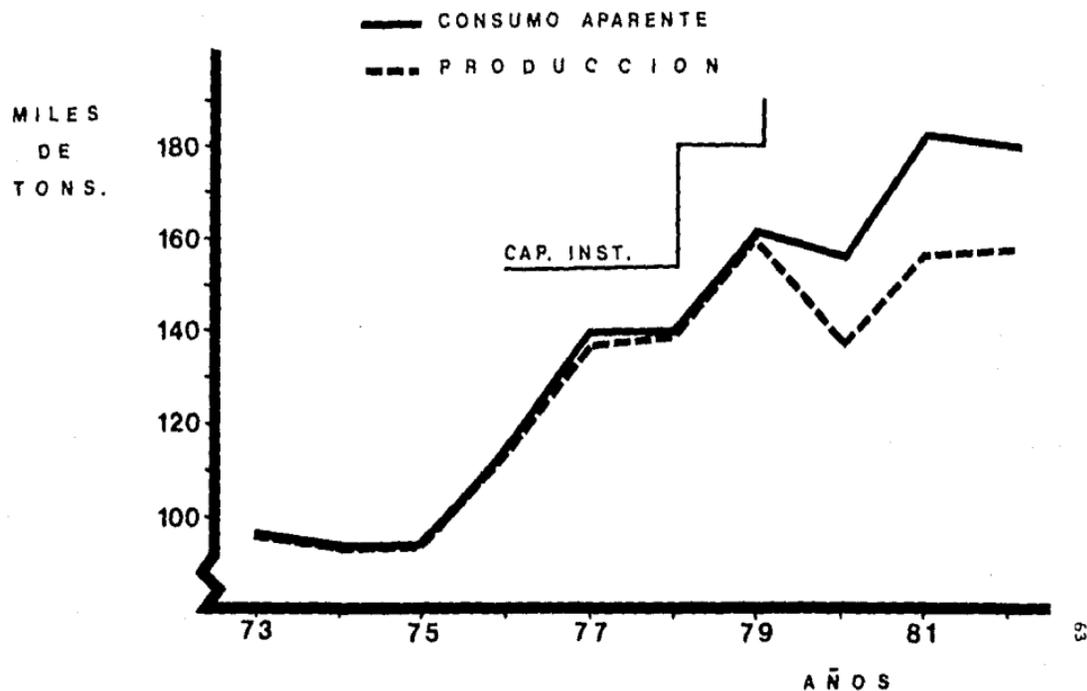
PROPILENO
(TONS.)

	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PRODUCCION	95,441	92,338	93,099	113,635	136,474	138,409	159,932	136,913	156,238	157,636
IMPORTACION	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	2,508	564	217	20,033	24,282	22,138
EXPORTACION	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
CONSUMO APARENTE	95,441	92,338	93,099	113,635	139,982	138,973	160,149	156,149	180,520	179,774
CRECIMIENTO ANUAL %	- 0 -	(3.2)	0.8	22	23.2	(1.1)	15.2	(2)	15	(0.4)
CAPACIDAD INSTALADA	n.d.	n.d.	n.d.	154,000	154,000	154,000	180,000	324,000	324,000	350,900

BUTADIENO
(TONS.)

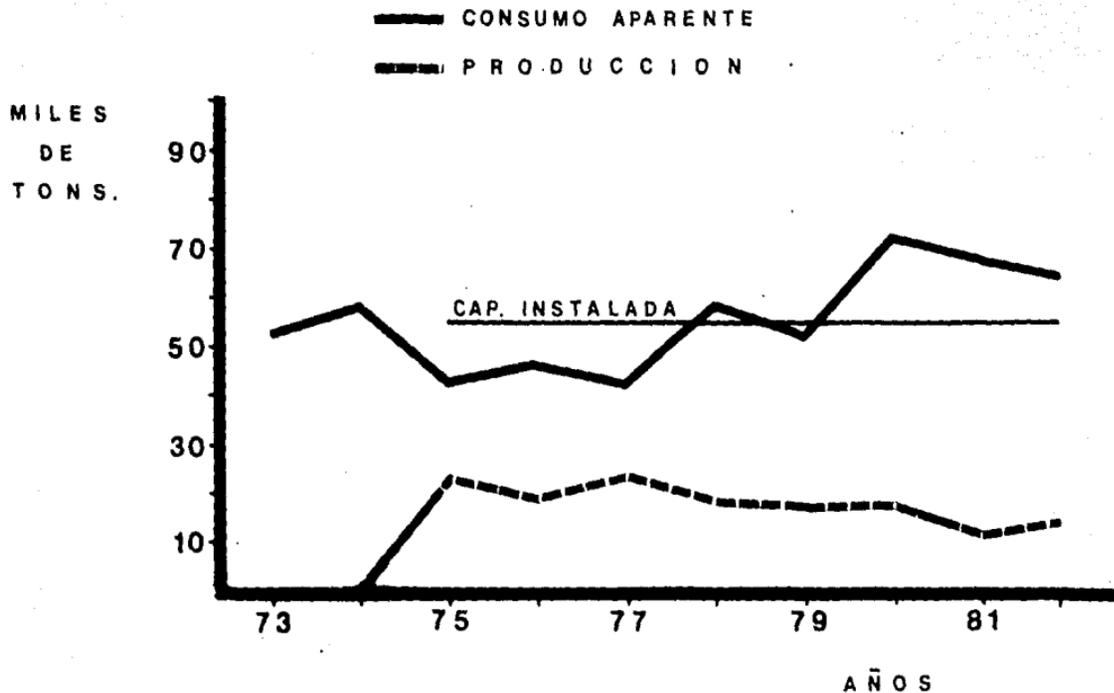
	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
PRODUCCION	- 0 -	- 0 -	22,037	18,640	23,321	18,311	17,333	17,047	12,261	14,613
IMPORTACION	52,847	57,957	28,467	27,459	18,574	39,561	34,364	54,820	54,976	49,554
EXPORTACION	- 0 -	- 0 -	7,489	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -	- 0 -
CONSUMO APARENTE	52,847	57,957	43,015	46,099	41,895	57,962	51,697	71,867	67,237	64,167
CRECIMIENTO ANUAL %	5.0	9.7	(25.8)	7.1	(9)	38.3	(10.8)	39.0	(6.4)	(4.6)
CAPACIDAD INSTALADA	- 0 -	- 0 -	55,000	55,000	55,000	55,000	55,000	55,000	55,000	55,000

PROPILENO



NOTA : La capacidad instalada a partir de 1980 se incrementa a 324,000 toneladas

BUTADIENO



6.- ASPECTOS TECNICOS

6.1 IDENTIFICACION DE PROCESOS

6.2 DIAGRAMAS DE BLOQUE

6.1 IDENTIFICACION DE PROCESOS

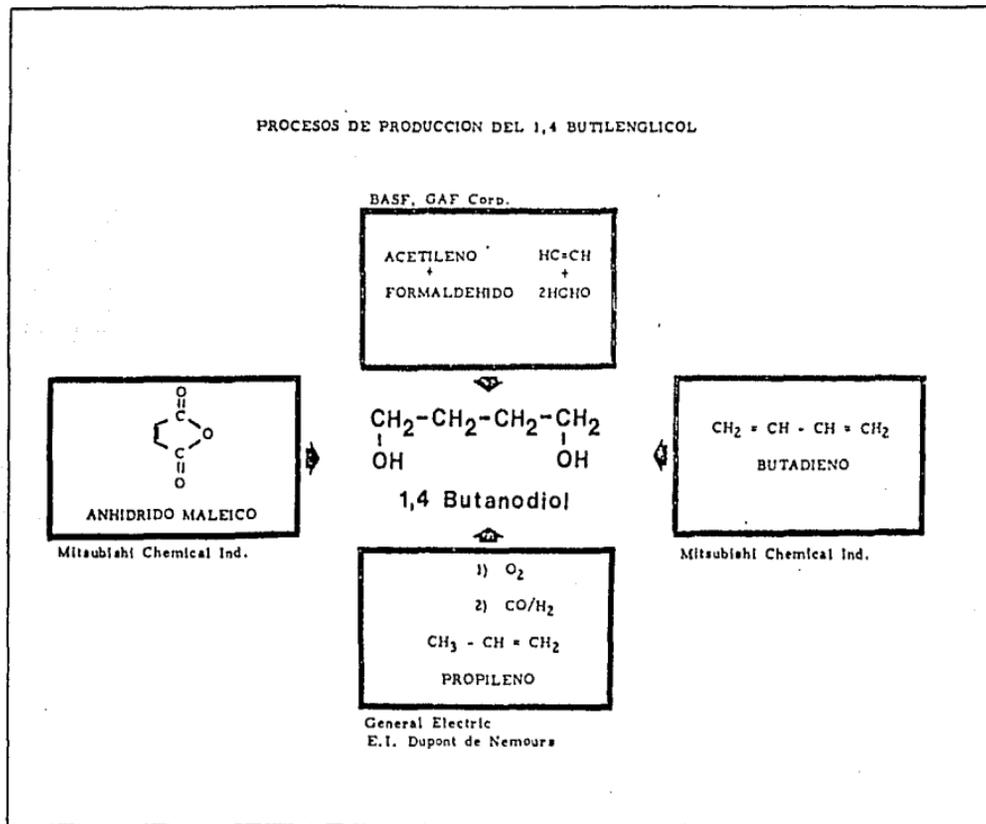
Actualmente, se dispone de 4 tecnologías para la producción comercial del 1,4 Butilenglicol. El proceso más explotado hasta la fecha es a partir de Acetileno y Formaldehido también conocido como Química de la reacción de REPPE, y se debe a la alta producción, la más alta a nivel mundial, de BASF Inc. y GAF Corporation.

A continuación, se desglosa el requerimiento de materias primas para cada tecnología y sus licenciadores respectivos (4) :

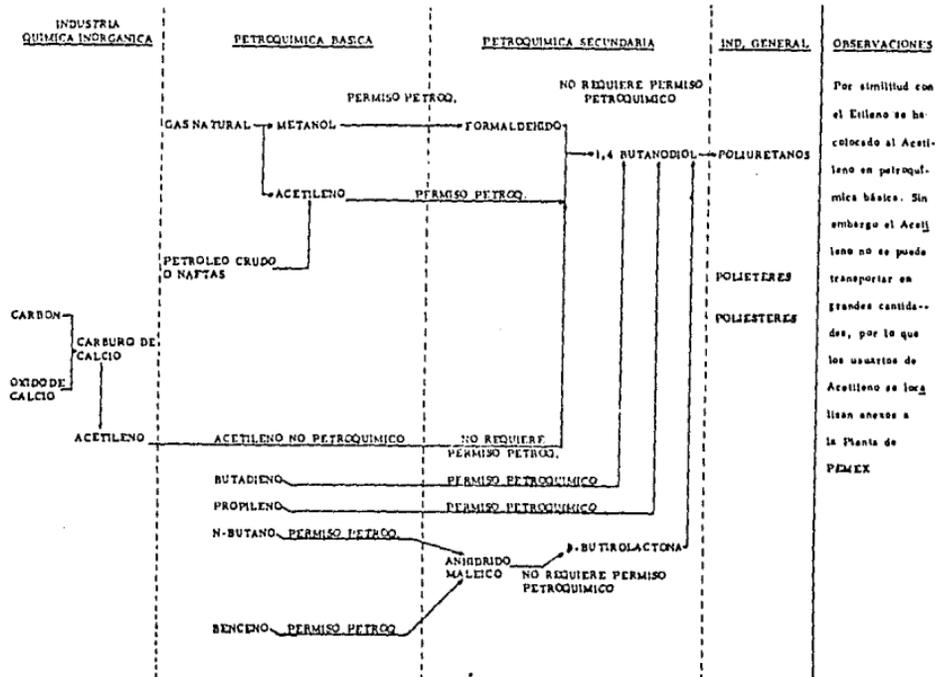
PROCESO A PARTIR DE :	LICENCIADOR
A.- Acetileno y Formaldehido	BASF & GAF Corporation
B.- Anhídrido Malejco	Mitsubishi Chemical Industries
C.- Propileno	General Electric & Du Pont
D.- Butadieno	Mitsubishi Chemical Industries

Las reacciones generales de los 4 procesos estudiados se muestran en el diagrama siguiente :

PROCESOS DE PRODUCCION DEL 1,4 BUTILENGLICOL

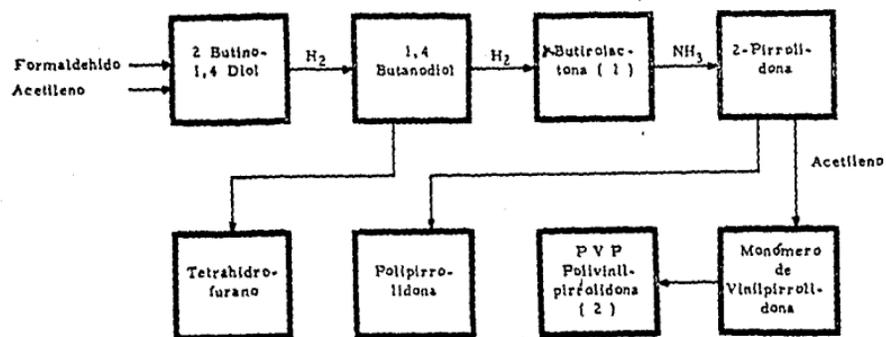


PROCESO DE FABRICACION DEL 1,4 BUTANODIOL (4)



PROCESO DE FABRICACION Y DERIVADOS (4)

(BASF Y GAF Corp.)

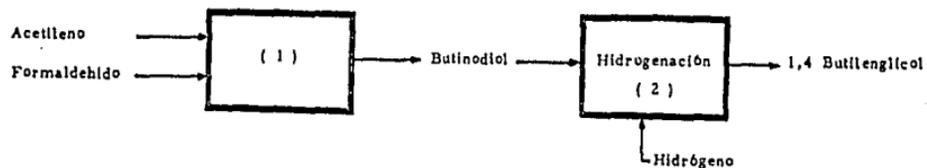


(1) BASF Mexicana importa este producto

(2) Se importa por la fracción 3902B013

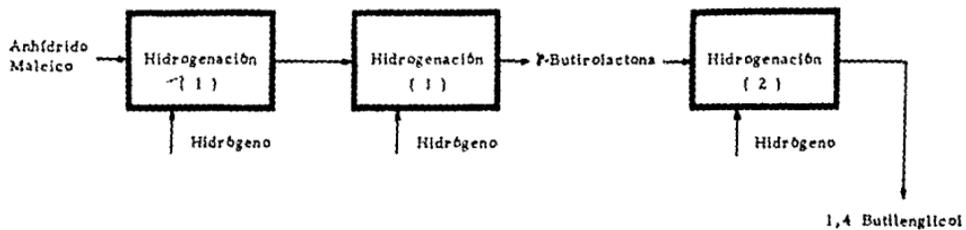
6.2 DIAGRAMAS DE BLOQUE

A) .- ACETILENO Y FORMALDEHIDO (4)



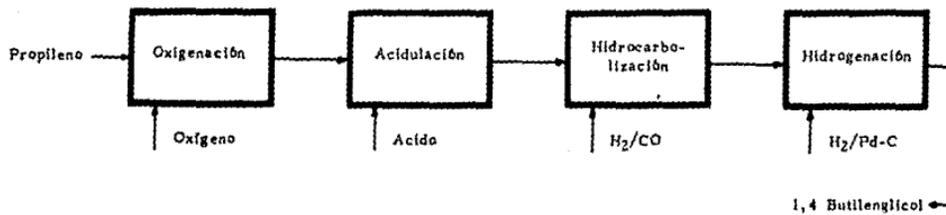
	(1)	(2)
Presión :	0.5 - 1.5 MPa	0.5 - 2.1 MPa
Temperatura :	363 - 373 °K	313 - 393 °K
Catalizador :	Salas Cúpricas	Níquel-Raney
Conversión :	95 %	85-90 %

B) .- ANHIDRIDO MALEICO (4)



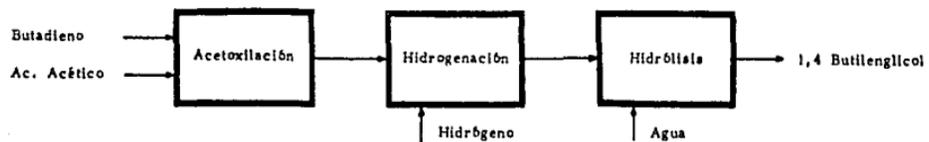
Catalizador : Sistema Ni-Re (1) ; Ni-Co-ThO₂ (2)
Conversión : 88 %
Temperatura : 513 - 553
Presión : 5.8 - 11.7 MPa
Tiempo : 6 Horas a 523 °K y 10.1 MPa

C) .- PROPILENO (4)



Catalizador : Rh
Conversión : 77 %
Temperatura : 383 °K
Presión : 0.7 MPa

D) .- BUTADIENO (4)



Catalizador : Pd-Te Soportado en Carbón
Conversión : 89 %
Tiempo : 90 Minutos
Temperatura : 343 °K
Presión : 6.8 MPa

7.- EVALUACION DE TECNOLOGIAS

7.1 SELECCION DEL PROCESO

7.1.1. DESCRIPCION DE LA TECNOLOGIA DISPONIBLE

7.1.2. COMPARACION Y SELECCION

7.2 DESCRIPCION DEL PROCESO SELECCIONADO

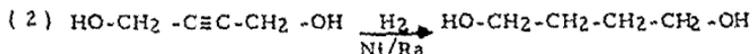
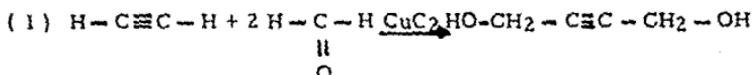
7.2.1. DIAGRAMA DE BLOQUES

7.1 SELECCION DEL PROCESO

7.1.1. DESCRIPCION DE LA TECNOLOGIA DISPONIBLE

A) ACETILENO Y FORMALDEHIDO

Esta tecnología también conocida como Reacción de Reppe, se basa en la condensación del Acetileno con Formaldehído bajo la acción de un catalizador de Acetiluro Cúprico para producir 1,4 Butilenglicol a un buen rendimiento (4).

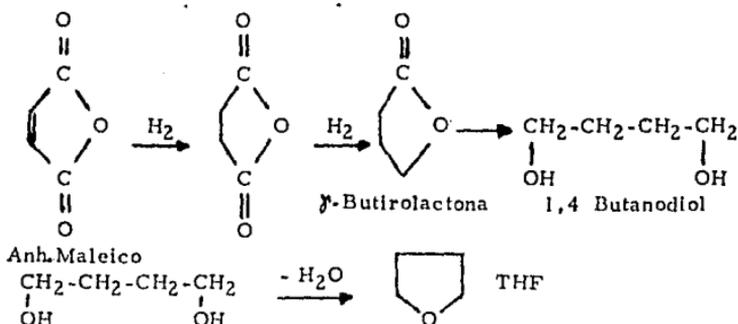


En la primera etapa, el Formaldehído acuoso se pone en contacto con Acetileno, bajo la influencia de varias sales cúpricas que favorecen el medio reaccionante, tales como el Hidróxido de amonio cuproso o el Acetiluro Cúprico a una presión de 0.5 a 1.5 MPa y una temperatura de 363 a 373 °K produciendo el Butinodiol a un rendimiento del 95 %.

En la segunda etapa, el Butinodiol es hidrogenizado bajo la acción de un catalizador de Niquel-Raney a una presión de 0.5 a 2.0 MPa y una temperatura de 313 a 393 °K para producir 1,4 Butanodiol a un rendimiento del 85 - 90 %.

B) ANHIDRIDO MALEICO

Mitsubishi Chemical Ind. ha comercializado este proceso en fase líquida para producir THF a partir de Anhídrido Maleico. Esta tecnología puede ser adaptada fácilmente para producir a su vez, 1,4 Butanodiol (4).



El proceso emplea un catalizador de Ni - Re que facilita la hidrogenación con un 90% de selectividad al 100% de conversión. Con ciertas variaciones en las condiciones de operación, es posible obtener la γ -Butirolactona como se muestra en la reacción anterior.

El anhídrido maleico es hidrogenado a 513 - 553 °K bajo una presión de 5.8 a 11.7 MPa del 0.1 por ciento en peso en catalizador es aproximadamente del 0.1 por ciento en peso en base al Anhídrido Maleico. El paso inicial de la reacción es la reducción del Anhídrido Maleico al Anhídrido Succínico,

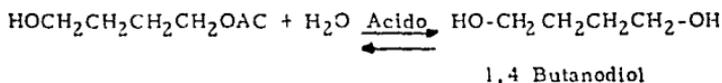
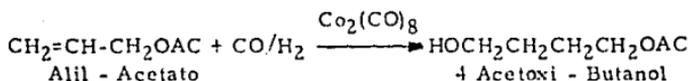
procede rápidamente v/a cinética de primer orden. La producción del THF a partir de la γ -Butirolactona es el paso determinante para todo el proceso y cinéticamente, esta reacción es de orden cero.

La hidrogenación de la γ -Butirolactona para producir 1,4 Butanodiol, procede también rápidamente y su rendimiento se ve altamente favorecido por el uso del catalizador Ni-Co ThO₂; esta reacción se lleva a cabo a 523 °K de temperatura y 10.1 MPa de presión con un tiempo de duración de 6 horas y una selectividad del 98% al 100% de conversión. Se han obtenido similares resultados con catalizadores de óxido de cromo o cobre promovidos con sodio o potasio (23).

C) PROPILENO

La tecnología basada en el Propileno también ha sido de gran interés para la síntesis del 1,4 Butanodiol.

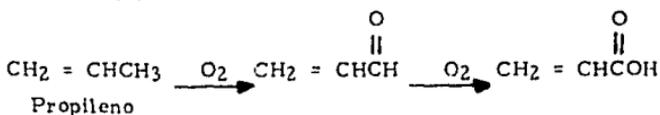
General Electric Co. ha descubierto un proceso que comprende la hidrocarbonilación del Acetato de Alilo para producir el 4 Acetoxi-Butanol seguido por una hidrólisis y obtener el 1,4 Butanodiol (23).



La hidrocarbonilación procede vfa catalizador $\text{Co}_2(\text{CO})_8$ en solución de Benceno, a 398 °K de temperatura y 20.5 MPa de presión. La reacción es exotérmica (453 °K aproximadamente) con una selectividad del 65% de 4 acetoxibutanol al 100% de conversión del Acetato de Alilo.

El Acetato de Alilo se obtiene por Acetoxilación Alflica con Propileno en fase gaseosa de acuerdo con una variación de las técnicas utilizadas comercialmente por Bayer para la producción de vinilacetato a partir del Etileno.

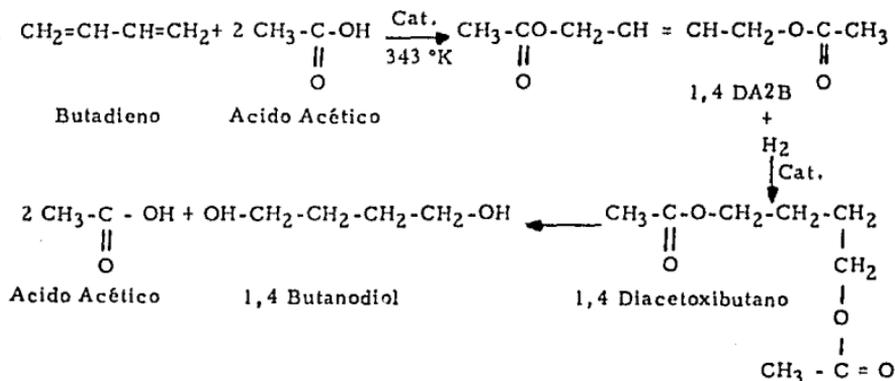
Du Pont también ha investigado un sistema basado en el Propileno. En este caso, Acroleína producida vfa oxidación del Propileno es empleada como un intermediario. Aunque la Acroleína es producida como un producto primario en cantidades relativamente pequeñas, también se utiliza como un intermediario en un proceso de dos pasos para la manufactura del Acrilato.



de rendimiento. El paso importante de la secuencia, es el de la hidrocarbonilación con un catalizador de Rhodio bajo 0.7 MPa de presión y 383 °K de temperatura. El gas de síntesis (H₂ / CO) y el VMD tienen cerca del 97% de conversión en una hora para producir aldehídos lineales y ramificados en selectividades del 80% y 12% respectivamente.

D.- BUTADIENO

Mitsubishi Chemical Industries ha desarrollado un proceso de tres pasos para la obtención del 1,4 Butanodiol a partir de Butadieno. La secuencia comprende la acetoxilación en fase líquida del butadieno para producir 1,4 Diacetoxi, 2 Buteno (1,4 DA2B) seguida de sucesivas hidrogenaciones e hidrólisis (4).



La clave del sistema es el paso inicial de acetoxilación, el cual procede vía catalizador de Pd-Te soportado en carbón activado. La selectividad al 1,4 DA2B es considerablemente alta (90.9%) con solamente 8.2 % de acetoxibutenos isoméricos. La conversión al butadieno no está reportada muy claramente pero en ciertas investigaciones se ha podido calcular aproximadamente del 99% a una temperatura de 343 °K (4).

La hidrogenación del 1,4 Diacetoxi- 2 Buteno al 1,4 Diacetoxibutano, se lleva a cabo en 90 minutos a una temperatura de 643 °K y 1.8 MPa de presión con una selectividad del 97.6 % al 100 % de conversión. El catalizador de este sistema es un metal de Paladio. La hidrólisis, último paso de este proceso, cuyo objetivo es la obtención del 1,4 Butanodiol ha demostrado tener un rendimiento del 84.3 % (con 5% de mermas) (4).

7.1.2. COMPARACION Y SELECCION

La presente comparación está basada en estudios económicos elaborados en los Estados Unidos para cada uno de los cuatro procesos de fabricación del 1,4 Butilenglicol, la cual se presenta en la tabla 7.2 y en la que se puede observar que el proceso basado en el propileno fue enfocado al empleo de acrolefna (4).

Asimismo, en la tabla 7.1 se pueden apreciar los rendimientos finales para las diferentes rutas y en la que se observa que éstos son substancialmente los mismos, a excepción del bajo rendimiento del proceso que utiliza acrolefna debido en parte a la gran selectividad (87 %) del aldehído líneal en el paso de carbonilación, por el contrario, el proceso con más alto rendimiento es el del butadieno (89 %).

Tabla 7.1

Rendimiento final al 100% de conversión para los procesos de producción del 1,4 Butilenglicol

	% en Mol
Reppe	85
Anhídrido Maleico	88
Propileno	77
Butadieno	89

En la tabla 7.2, se puede observar que el costo de producción como el precio de venta más bajo, son posibles con el proceso basado en el Butadieno, esto debido principalmente al costo más bajo de las materias primas.

TABLA 7.2 (4)

ANALISIS ECONOMICO COMPARATIVO DE LOS PROCESOS DEL 1,4 BG
(CAPACIDAD 60 MM lb (27,250 TONS.) 1er. TRIMESTRE 1982
EN LOS ESTADOS UNIDOS DE AMERICA)

	CENTAVOS DLL./KG			
	REPPE (a)	PROPILENO (b)	ANH. MALEICO (c)	BUTADIENO (d)
MATERIAS PRIMAS	209.4	136.2	173.5	82.0
SERVICIOS AUXILIARES	12.6	10.1	11.9	15.0
COSTOS DE OPERACION	7.3	6.6	6.6	7.2
GASTOS GENERALES	22.9	20.5	23.4	22.7
TOTAL	252.2	173.4	215.4	126.9
SUBPRODUCTOS	- o -	(3.5)	(25.8)	- o -
COSTO NETO	252.2	170.0	189.6	126.9
ROI (25 %)	30.2	26.2	29.8	31.5
PRECIO DE VENTA	348.9	196.2	219.4	158.4
CAPITAL FIJO (MM DLLS.)	72.3	62.6	70.9	75.6

(a) Acetileno 209.4 ¢ / Kg ; Formaldehido 37 % 214.9 ¢ / Kg.
(b) Acroleina 132.3 ¢ / Kg ; (Propileno 55.1 ¢ / Kg)
(c) Anh. Maleico 105.8 ¢ / Kg
(d) Butadieno 88.2 ¢ / Kg

Por otra parte la inversión de capital para los 4 procesos es substancialmente la misma, siendo el del Propileno el que re quiere de una menor inversión fija y el de Butadieno la más alta. Estas diferencias en la inversión no son muy altas y caen dentro de los límites de comparación económica. La alta inversión en el proceso basado en el Butadieno se debe a la corrosividad del proceso en general, lo cual incrementa los costos de inversión.

Sin embargo, el costo en las materias primas es un factor predominante en la elección del proceso.

El costo de las materias primas para el proceso del Butadie no es aproximadamente el 65 % del costo de producción, siendo el Butadieno el 80 % del total de las materias primas, por lo tanto, este es el factor clave en el bajo costo de produc-- ción. En el proceso REPPE las materias primas son el 83 % del costo de producción, por lo que desde un punto de vista comparativo, un incremento en los precios de las materias primas, redundará en un mayor aumento de los costos de producción para este proceso.

El precio de venta del proceso REPPE con respecto al del Butadieno es 78% más elevado y el costo de producción 98.6%

El proceso a partir del Anhídrido Maleico en México no es atractivo ya que el precio de éste, es considerablemente más elevado que el del Butadieno. Para este proceso las materias primas representan el 81 % del costo de producción.

El proceso que utiliza el Propileno como materia prima, y dado que su productor nacional (PEMEX) lo autoconsume totalmente en la producción del tetrámero de Propileno, no encuentra desarrollo en el país a un mediano plazo.

En base a lo anterior el proceso a partir del Butadieno es el más atractivo, debido al bajo costo y la disponibilidad que se tendrá de éste con la realización de un proyecto de PEMEX, que consiste en la instalación de una nueva planta productora de Butadieno en el estado de Veracruz, con una capacidad proyectada de 100,000 TPA.

En la tabla 7.3 se observa la relación que guardan los diferentes procesos en cuanto al costo e inversión, tomando como referencia el proceso REPPE (4).

TABLA 7.3
 COMPARACION DE LOS PROCESOS
 (CAPACIDAD 27,250 TPA)

	Condiciones de Operación	Costo Relativo por Kg. (Reppe = 1.00)	Inversión Relativa (Reppe=1.00)
a) Reppe (acetileno y Formaldehído)		1.00	1.00
Basf	T = 373 °K P = 2.0 MPa		
Gaf Corporation	T = 373 °K P = 2.0 MPa		
b) Propileno		0.69	0.87
General Electric	T = 398 °K P = 20.1 MPa		
E.I. Du Pont	T = 373 °K P = 0.7 MPa		
c) Anhídrido Maleico		0.85	0.98
Mitsubishi Chemical Ind.	T = 523 °K P = 10.1 MPa		
d) Butadieno		0.50	1.05
Mitsubishi Chemical Ind.	T = 353 °K P = 6.0 MPa		
Basf (en estudio)	T = 373 °K P = 6.0 MPa		

7.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO SELECCIONADO.

Se han realizado numerosos estudios a través del tiempo para la producción comercial del 1,4 Butilenglicol a partir del Etileno, Propileno o Butadieno, por grandes compañías alrededor del mundo.

Como primer paso, se pensó en la Acetoxilación del Butadieno vía catalizador de Paladio, ya que existía un proceso similar con magníficos resultados en muchos países que consistía en la acetoxilación del Etileno para obtener vinil-acetato.

Inicialmente, la acetoxilación del Butadieno se realizó en fase líquida obteniéndose así el 1,4 Diacetoxi- 2, Buteno, sin embargo, este proyecto no pudo consumarse, principalmente por dos razones :

- a) El bajo rendimiento del producto de reacción 1,4 Diacetoxi-2, Buteno, ya que también se producía el isómero 3,4 Diacetoxi- 1, Buteno. La proporción de ambos compuestos era aproximadamente 1:1.
- b) El catalizador utilizado se disolvía en el medio de reacción y el proceso de separación del paladio en los diacetoxibutenos no era fácil y nada económico.

Se intentó después, llevar la reacción en fase gaseosa y con un catalizador de paladio metálico. Se presentó para este caso, el problema de la corta vida útil del catalizador debido a la formación de un recubrimiento pegajoso sobre su superficie producida por la polimerización del Butadieno.

Aprovechando estas experiencias, se concluyó que la reacción de acetoxilación no se efectuaba con un catalizador simple de paladio metálico y que este catalizador tenía una vida útil muy corta, por lo que se intentó llevar el medio de reacción con varios elementos utilizados como promotores, resultando con esta experiencia, una muy buena conversión al 1,4 Diacetoxi 2, Buteno con una alta selectividad a partir de Butadieno, ácido acético y oxígeno molecular en presencia de un catalizador sólido que consistía principalmente de paladio elemental y al menos un elemento promotor tal como antimonio, bismuto, telurio o selenio. Se descubrió también que la adición de inhibidores de polimerización a esta reacción, prevenía la disminución de la actividad del catalizador y por lo tanto, aumentaba considerablemente su vida útil (49).

Una vez obtenido el 1,4 Diacetoxi-2, Buteno, se iniciaron los estudios para su conversión a 1,4 Butanodiol. Primeramente

se hidrogenó el 1,4 Diacetoxi - 2, Buteno a 1,4 Diacetoxi-butano con una alta conversión debido a sus similares puntos de ebullición, e incluso, se encontró la manera de aumentar la eficiencia de la reacción, al efectuarse en dos reactores adiabáticos separados, dotados de sistemas de enfriamiento externo.

La conversión del 1,4 Diacetoxibutano al 1,4 Dihidroxibutano podía llevarse a cabo con 2 distintas alternativas : Alcohollisis o Hidrólisis. Al inicio, se creyó que la alcoholisis era la más sencilla y económica pero no fue así, ya que la recuperación del alcohol utilizado requería de un alto costo de energía. Se continuó con la segunda alternativa y se encontró que fue necesario adicionar agua en exceso al reactor de hidrólisis para que las constantes de equilibrio favorecieran la formación del 1,4 Butanodiol. Mientras más agua se utilizara, se gastaría más energía en la destilación de los productos, sin embargo, se descubrió que una multioperación de hidrólisis y destilación disminuía de una forma considerable la adición de agua y simultáneamente, ahorraba energía.

Una alternativa adicional, es la utilización del producto no totalmente hidrolizado de la zona de hidrolización, sometido

a una reacción de ciclización para producir tetrahidrofurano con un ahorro de energía.

En general, el proceso consiste en hacer reaccionar en fase líquida, Butadieno, Acido Acético y aire en un reactor de flujo continuo de lecho fijo con un catalizador de paladio soportado en carbón activado y telurio como elemento promotor. Estas tres materias primas se alimentan al reactor para obtener el 1,4 Diacetoxi - 2, Buteno separando el gasto de oxidación mediante un compresor. La actividad del catalizador disminuye gradualmente hasta llegar a su mínimo nivel requerido por el proceso en el período de un año. Entonces, es regenerado por agentes reductores y oxidantes para ser utilizado nuevamente.

El Diacetoxibuteno así obtenido, se alimenta a una torre de destilación para eliminar el ácido acético que lo acompaña y posteriormente enviarlo a los reactores de hidrogenación, los cuales contienen catalizadores convencionales para este tipo de operación, de donde se obtiene el diacetoxibutano con un rendimiento del 98% o más.

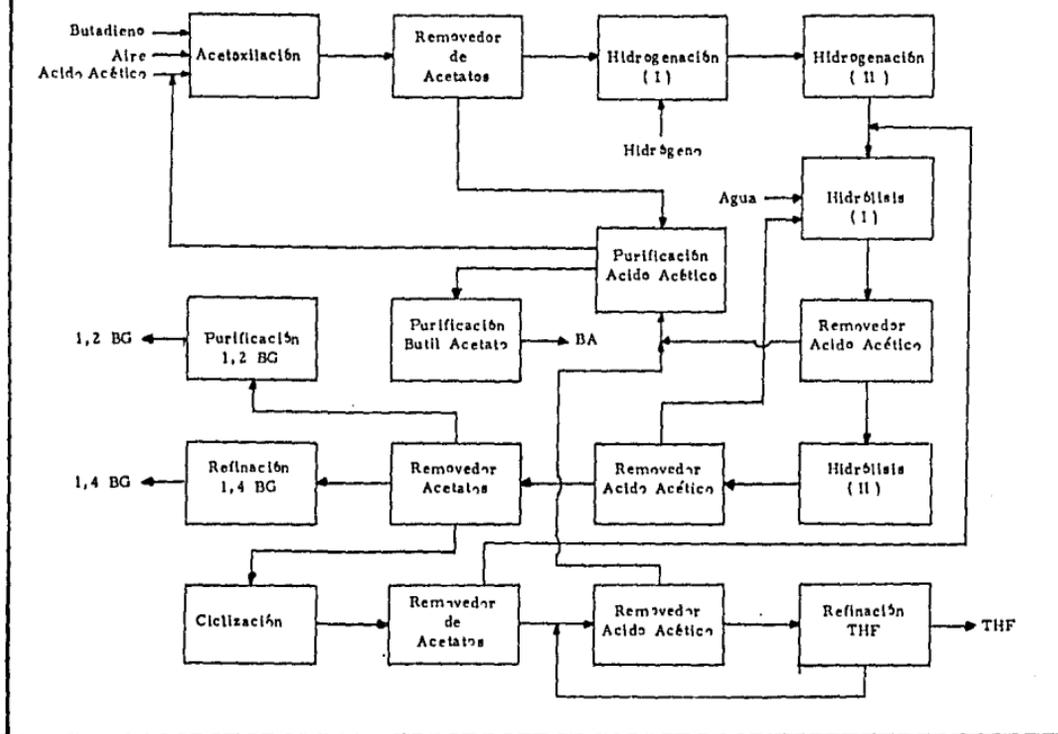
El Diacetoxibutano más agua en exceso se alimentan al primer reactor de hidrólisis para obtener el 1 Acetoxi, 4 Hidroxi, Butano. El exceso de agua y el ácido acético forma-

do en la reacción, son separados en una torre de destilación.

Posteriormente, estos productos son conducidos a una segunda zona de hidrólisis para obtener el 1,4 Butanodiol y nuevamente el agua y el ácido acético sobrantes se remueven en otra torre de destilación. El rendimiento del 1,4 Butanodiol obtenido, se ve aumentado si en una columna de destilación más, se remueven impurezas de alto punto de ebullición. Al final del proceso, este rendimiento puede llegar a ser del 99% o más, basado en la alimentación del diacetoxibutano.

El ácido acético removido durante todo el proceso se alimenta a una torre de purificación para recuperarse y ser utilizado en la alimentación original al reactor de acetoxilación. Lo mismo ocurre con el agua alimentada, así que, se puede considerar que el proceso está diseñado para ser un sistema cerrado respecto a este compuesto disminuyendo el costo total de operación.

7.2.1.- DIAGRAMA DE BLOQUES



8.- LOCALIZACION DE LA PLANTA

8.1 LOCALIZACION DEL MERCADO

8.2 LOCALIZACION MATERIAS PRIMAS

8.3 LOCALIZACION DE LA PLANTA

8.1 LOCALIZACION DEL MERCADO

El mercado del 1,4 Butilenglicol se encuentra principalmente en el Valle de México, a excepción de algunas empresas fuera de esta zona, como es el caso de Pom, S.A., que se encuentra en Guadalajara, Jal.

Debido a la proximidad de la mayoría de los consumidores, sería conveniente la instalación de una oficina distribuidora en el Valle de México, para así obtener una mayor eficiencia en los embarques a los clientes.

En la siguiente tabla se puede observar la localización de cada uno de estos posibles clientes (2), (14), (15), (47).

LOCALIZACION DE CLIENTES PRINCIPALES

CONSUMIDORES

Acabados Newark Sthal
 Adalberto Martínez Bernal
 Basf Mexicana

Elastómeros Taza
 Formulabs
 Gaf Corporation
 Ind. Oleoquímicas
 Ind. Química Synres
 Ind. de Uretanos
 Inocente Molina Valenzuela
 K.J. Quinn Mexicana
 Nil, S.A.
 Poliésteres Bayer
 Poliurequimia
 Poliuretanos Mex.
 Poly Froma
 Sayer Lack
 Simón
 Soc. Mex. Química Ind.
 Welsh
 Houghson Química
 Mexicana de Zapatos
 Productos Plásticos Int.
 Pom, S.A.

LOCALIZACION

Distrito Federal
 Persona Física
 Sta. Clara Edo. de Mex. y Cuautla
 Mor.
 Tlalnepantla, Edo. de México
 Naucalpan de Juárez, Edo. de Méx.
 Distrito Federal
 Naucalpan de Juárez, Edo. de Méx.
 Toluca, Edo. de México
 Atzacapotzalco, D.F.
 Persona Física
 Tlalnepantla, Edo. de México
 Tlalnepantla, Edo. de México
 Santa Clara, Edo. de México
 Ocoyoacac, Edo. de México
 Toluca, Edo. de México
 Naucalpan de Juárez, Edo. de Méx.
 Tlalnepantla, Edo. de Méx.
 Atzacapotzalco, D.F.
 Sta. Clara, Edo. de México
 Tlalnepantla, Edo. de México
 Distrito Federal
 Zapopan, Jal.
 Distrito Federal
 Guadalajara, Jal.

8.2 LOCALIZACION DE MATERIAS PRIMAS

Las principales materias primas requeridas para el proceso seleccionado son las siguientes :

- BUTADIENO
- ACIDO ACETICO
- HIDROGENO

BUTADIENO (32)

<u>Productores</u>	<u>Capacidad Instalada (TPA)</u>	<u>Localización</u>
Petróleos Mexicanos	55,000 100,000	Cd. Madero, Tamps. Morelos, Ver. (*)

(*) En fase de Ingeniería

ACIDO ACETICO (47)

<u>Productores</u>	<u>Capacidad Instalada (TPA)</u>	<u>Localización</u>
Celanese Mexicana S.A.	63,000 108,000	Celaya, Gto. Cosoleacaque, Ver.
Química Simex, S.A.	6,000	Naucalpan, Edo. de Méx.

HIDROGENO (47)

<u>Productores</u>	<u>Capacidad Instalada (Mts³/Día)</u>	<u>Localización</u>
Aga de México, S.A.	10,000	D.F.
Argón, S.A.	7,000	Naucalpan de Méx.
Electrodos Monterrey S.A.	5,000	Sta. Cruz Zacatenco, Edo. de Méx.
Liquid Carbonic de Méx.	15,000	Ecatepec de Morelos, Edo. de Méx.
Pennwalt, S.A. de C.V.	3,000	El Salto, Jal.

8.3 LOCALIZACION DE LA PLANTA

Debido a la situación actual por la que atraviesa el país, es importante aprovechar todos los recursos disponibles que permitan obtener el máximo ahorro posible.

Así, se puede observar el auge que la instalación de complejos petroquímicos ha producido, ya que con una infraestructura bien creada y bien planeada a largo plazo, permite el crecimiento de cualquier planta instalada o la realización de nuevos proyectos con objetivos y productos afines a los ya existentes.

Tal es el caso de la instalación de la planta de 1,4 BG propuesta en este estudio. Se cuenta con la infraestructura necesaria para su construcción, en una planta situada en Altamira, Tamps., cuyas operaciones se iniciaron en el año de 1982, en donde se puede disponer de un amplio terreno para su construcción y de muchos de los recursos creados o ya instalados, como por ejemplo, terracería, red de agua potable, líneas de aire, esfera de Butadieno, red ferroviaria y accesos y caminos en buenas condiciones, entre otras cosas.

Esto, necesariamente involucra una considerable disminu-

ción en los costos fijos que se requerirán en la inversión, permitiendo que el desarrollo de este proyecto se convierta más atractivo de lo que era originalmente.

Se debe considerar al mismo tiempo, que la disponibilidad de las materias primas requeridas en la planta, se facilita por la contribución y el apoyo que el Gobierno Federal ha destinado al declarar el municipio de Altamira, Tamps., como Zona prioritaria IA. El Butadieno, materia prima principal en la producción del 1,4 Butanodiol, se obtiene de una manera accesible de los complejos petroquímicos que Petróleos Mexicanos ha instalado en lugares cercanos a Altamira, como es la planta en Cd. Madero, Tamps., que actualmente opera con una capacidad de 55,000 TPA y otro complejo en fase de Ingeniería, que se instalará en Morelos, Ver. en 1989, con una capacidad proyectada de 100,000 TPA (32).

9.- TAMAÑO DE LA PLANTA

9.1 TAMAÑO DEL MERCADO

9.2 TECNOLOGIA

9.- TAMAÑO DE LA PLANTA

9.1 TAMAÑO DEL MERCADO

En 1983 la demanda nacional total del 1,4 Butanodiol fue de 352 Tons. (21) que en realidad, se puede considerar pequeña, sin embargo, la tasa de crecimiento que ha mostrado en los últimos años este producto ha aumentado constantemente; de 1974 a 1981, su crecimiento fue del 33.6 % A.A.(21) alcanzando su mayor demanda (1,085 Tons.) en 1979, y se espera que en los próximos años recupere su crecimiento que fue de tenido por la crisis económica que sufrió México en 1982.

La producción total de la planta del 1,4 Butanodiol será de 6,000 Tons., capacidad mucho mayor de lo que el mercado nacional requiere actualmente pero una disminución en esta capacidad de producción equivaldría a desechar el proyecto, pues no se justificaría el alto costo de la inversión, así que, se ha pensado en construir la planta con una capacidad instalada mucho mayor a la demanda nacional y el excedente utilizarlo para exportación, cumpliendo así, con uno de los requisitos que el Gobierno Federal solicita a las empresas que instalan sus plantas petroquímicas en las zonas prioritarias IA . Además, se sabe que ningún país de América Latina produce el 1,4 Butanodiol y todo su consumo lo están

importando principalmente de Estados Unidos, por lo que a un precio y a una calidad competitivos, existe la posibilidad de introducirse en ese mercado.

Adicionalmente, el proceso está diseñado para que en un futuro se pueda implementar una ampliación a la planta para producir tetrahidrofurano (THF) con una inversión adicional.

El mercado del THF es muy similar al del 1,4 Butanodiol y su potencial de venta es también muy atractivo. La demanda nacional del THF, también sufrió una contracción en 1983, pues sólo alcanzó la cifra de 416 Tons. y su crecimiento en el período 1974-1981 fue del 10.4%, alcanzando la máxima cifra en 1982 con 1,176 Tons (21).

En el inicio, sólo se producirá 1,4 Butanodiol, que es lo que abarca este estudio y posteriormente se puede diseñar la ampliación para producir conjuntamente THF utilizando parte de la capacidad instalada de la planta, de hecho, Mitsubishi Chemical Industries, propietaria de esta tecnología, produce ambos productos desde 1982, en una planta instalada en Japón (49).

9.2 TECNOLOGIA

En función de la tecnología seleccionada para la fabricación del 1,4 Butilenglicol. se considera a ésta, a pesar de lo pequeño del mercado en México, que llevaría a pensar en la necesidad de instalar una planta de baja capacidad de producción comparada con las capacidades instaladas de los productos mundiales, como la tecnología apropiada, dado su alto rendimiento, disponibilidad y costo de materias primas y principalmente su relativa fácil adecuación a las condiciones y necesidades de nuestro país. Por otra parte, en la actualidad, Mitsubishi Chemical Industries tiene completamente desarrollada la tecnología para la producción y adaptación del proceso de fabricación de tetrahidrofurano al proceso del 1,4 Butilenglicol, lo cual permitiría en un momento dado la diversificación de nuestra planta.

Por otro lado, como ejemplo a lo anteriormente expuesto, cabe mencionar que actualmente Toyo Soda Manufacturing Co. LTD tiene una capacidad instalada para la producción del 1,4 BG de 7,200 TPA contra 95,000 TPA de Du Pont Co. Inc., (23) lo cual evidencia la instalación de una planta de cualquier capacidad y tipo de tecnología, desde el punto de vista económico, dependiendo de un adecuado análisis de las variables que afectan esta decisión.

10.- INGENIERIA BASICA.

10.1 DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO

10.2 METODOLOGIA DE CALCULO

10.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

10.4 ARREGLO DE EQUIPO

10.1 DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO

El proceso desarrollado por Mitsubishi Chemical Industries para la obtención de 1,4 Butilenglicol (1,4 BG) utiliza como principales materias primas butadieno, ácido acético, aire, agua e hidrógeno (49).

Dichas materias primas, serán almacenadas en sus respectivos tanques de almacenamiento, desde los cuales serán alimentadas al proceso según sea requerido.

A excepción del ácido acético, todas las materias primas son alimentadas directamente a la fase del proceso dentro de la cual toman parte, ya que aquél, antes de ser alimentado al proceso, es utilizado como absorbedor del butadieno que no reaccionó en la etapa de acetoxilación con el fin de recuperarlo y de esta forma abatir los costos de producción.

El ácido acético, conteniendo el butadieno absorbido, el butadieno fresco y el aire son alimentados dentro del reactor de acetoxilación (101-R), no sin antes ser enfriados en el enfriador de alimentación del reactor de acetoxilación (101-EX) hasta una temperatura de 323 °K. El reactor de acetoxilación, es un reactor del tipo lecho fluidizado, conteniendo un catalizador sólido de paladio.

La reacción de acetoxilación se lleva a cabo a una temperatura de 343 °K y una presión de 6.8 MPa. La mezcla de reacción es sometida a una separación gas-líquido en el separador 101-D. Una parte del gas separado es recirculado a la zona de acetoxilación y la parte restante es alimentada en la torre de absorción de butadieno, la cual es operada bajo una presión de 7.1 MPa y una temperatura de 392 °K.

El líquido remanente, contenido en el separador gas-líquido es destilado en la columna removedora de acetatos I (101-CO) después de reducirle la presión a 1.9 MPa.

La corriente de alimentación a la columna 101-CO está compuesta por Acido Acético, Agua y 1,4 Diacetoxi 2 Buteno.

La torre de destilación es operada a una presión de - - - 1.8 MPa y una temperatura de domos de 512 °K y una temperatura de fondos de 605 °K. El producto obtenido por los domos, que contiene ácido acético, agua y algo de 1,4 diacetoxi 2 buteno, es enviado a la columna de purificación de ácido acético. Los fondos, conteniendo 1,4 Diacetoxi 2 buteno, agua y ácido acético, son sometidos a una reacción de hidrogenación. La columna 101-CO es una columna de destilación con un diámetro de 0.50 m. y una altura de

7.0 m. tangente a tangente conteniendo 10 platos tipo cachucha con un espaciamiento entre platos de 0.60 m.

El hidrógeno proveniente del área de almacenamiento, es alimentado al reactor de hidrogenación (102-R), utilizando la misma línea que suministra el 1,4 Diacetoxi 2 Buteno, el Agua y el Acido Acético a dicho equipo. El área de hidrogenación consiste de un reactor que contiene un catalizador sólido de metal de paladio; tiene un diámetro de 0.66 m. y una altura de 7.5 m. tangente a tangente.

La corriente de alimentación entra al reactor a una temperatura de 594 °K y el producto obtenido tiene una temperatura de 750 °K por lo cual, la reacción de hidrogenación es una reacción del tipo exótermico.

Por medio de la hidrogenación del 1,4 Diacetoxi 2 Buteno, éste se convierte en 1,4 Diacetoxibutano principalmente, ya que también se obtiene como subproducto el 1,2 Diacetoxibutano y algo de productos que no reaccionaron. Dicha mezcla es sometida nuevamente a una separación gas-líquido de donde es liberado el hidrógeno que no intervino en la reacción. El resto de la mezcla líquida contenida en el separador de fases 102-D es alimentada a la etapa de hidrólisis.

La etapa de hidrólisis consta de 2 reactores y entre ambos, (reactor de hidrólisis I y reactor de hidrólisis II, 103-R y 104-R respectivamente), se efectúa una recuperación del ácido acético obtenido durante la primera reacción de hidrólisis.

Ambos reactores son del tipo de mezcla de flujo continuo con un diámetro de 1.66 m., para el 103-R y 1.63 m. para el 104-R con una altura de 10 m. para ambos equipos.

Dentro del reactor 103-R, son alimentados 1,4 Diacetoxibutano, Agua, Acido Acético, 1,2 Diacetoxibutano, 1,4 Diacetoxi 2 Buteno y algo de Hidrógeno contenido en la mezcla.

El agua y el ácido acético alimentados provienen de 2 fuentes. La primera obtenida como una corriente lateral de la segunda columna recuperadora de ácido acético (103-CO) y la segunda obtenida también como una corriente lateral pero en este caso de la columna de destilación de ácido acético (108-CO).

La temperatura de alimentación y descarga del reactor 103-R son 570 °K y 474 °K respectivamente, a una presión de 1.0 y 0.8 MPa.

El efluente del reactor, contiene agua, ácido acético, 1,2 y

1,4 Diacetoxibutano, 1,4 Hidroxiacetoxibutano, 1,2 y 1,4 Butilenglicol y Butil acetato, y como se mencionó anteriormente, es sometido a destilación con el fin de eliminar el agua, ácido acético y Butilacetato de los demás compuestos, los cuales son alimentados a la segunda etapa de hidrólisis.

Dicha destilación se lleva a cabo en la denominada columna removedora de ácido acético I (102-CO), obteniéndose por los domos el ácido acético, agua y butil acetato principalmente, los cuales son enviados a la columna purificadora de ácido acético 106-CO.

El 1,4 hidroxiacetoxibutano, 1,2 y 1,4 Diacetoxibutano y el 1,2 y 1,4 Butilenglicol obtenidos por los fondos son alimentados junto con el 1,4 y 1,2 Diacetoxibutano, 1,4 Hidroxiacetoxibutano y 1,4 y 1,2 Butilenglicol recirculados de la columna removedora de acetatos II (104-CO) y el agua y ácido acético obtenidos principalmente como otra corriente lateral de la columna purificadora de ácido acético, al reactor de hidrólisis II (104-R). La columna 102-CO cuyas dimensiones son 0.50 m. de diámetro por 5.0 m. de altura tangente a tangente, contiene 10 platos tipo cachucha con un espaciamiento de 0.46 m., opera en el domo a una tem

peratura de 446 °K y una presión de 0.7 MPa y en el fondo a 547 °K y 0.7 MPa.

El 1,4 Hidroxiacetoxibutano, 1,2 y 1,4 Diacetoxibutano, el 1,2 y 1,4 Butilenglicol, el agua, el ácido acético, el 1,4 Diacetoxi 2 Buteno y el Butilacetato son alimentados al reactor a una temperatura y presión de 544 °K y 0.7 MPa respectivamente, y el producto obtenido, el cual contiene 1,4 Hidroxiacetoxibutano 1,4 y 1,2 Butilenglicol, Agua, 1,4 y 1,2 Diacetoxibutano, ácido acético 1,4 Diacetoxi 2 Buteno y Butilacetato sale a una temperatura de 469 °K y una presión de 0.5 MPa.

Se ha previsto una columna removedora de ácido acético (103-CO) de 0.50 m. de diámetro por 5.0 m. de altura tan gente a tangente conteniendo 10 platos tipo cachucha espaciados 0.46 m. entre sí, la cual opera, en el domo a una temperatura de 418 °K y una presión de 0.3 MPa y en los fondos a una temperatura de 549 °K y 0.5 MPa de presión.

Como se mencionó anteriormente, el agua y ácido acético removidos por el domo son enviados al reactor de hidrólisis I (103-R). El producto remanente de los fondos de la 103-CO es enviado a la columna removedora de 1,2 Butilenglicol (104-CO) en donde es extraído por el domo.

Dicha columna de destilación tiene un diámetro de 0.5 m. y una altura de 25 m. tangente a tangente conteniendo 60 platos tipo cachucha espaciados 0.40 m. entre sí, la cual opera a una temperatura y presión en los domos de 448 °K y 0.3 MPa respectivamente y en los fondos a una temperatura de 555 °K y 0.4 MPa de presión.

Esta columna cuenta con una extracción lateral a la altura del plato número 39, por donde es extraído 1,4 Hidroxiacetoxibutano, 1,4 y 1,2 Diacetoxibutano y 1,4 y 1,2 Butilenglicol los cuales son realimentados al reactor 104-R.

El producto remanente obtenido por el fondo, el cual contiene 1,4 Butilenglicol e impurezas, es alimentado a la columna de purificación de 1,4 Butilenglicol (105-CO) en donde se obtiene este último por el domo de la columna.

Para este fin se prevee instalar una columna de destilación de 0.305 m. de diámetro por 17 m. de altura tangente a tangente conteniendo 21 platos tipo cachucha con un espaciamiento entre sí de 0.75 m. la cual opera a una temperatura y una presión de domos de 544 °K y 0.4 MPa.

La columna de purificación de ácido acético, a la cual se alimentan el agua, ácido acético, butilacetato y residuos de

1,4 y 1,2 Diacetoxibutano, 1,4 Hidroxiacetoxibutano, 1,4 y 1,2 Butilenglicol y 1,4 Diacetoxi 2 Buteno, provenientes de las columnas 101-CO y 102-CO, contiene 64 platos tipo cachucha espaciados 0.51 m. entre sí, con un diámetro de 0.50 m., y una altura de 34 m. tangente a tangente.

El ácido acético obtenido por los fondos de la columna es alimentado a la columna absorbadora de butadieno y por el domo es recuperado el Butil-acetato. Dicha columna cuenta con una corriente lateral por medio de la cual es extraída el agua conteniendo algo de ácido acético y otros productos, que se alimenta al segundo reactor de hidrólisis (104-R).

Esta columna opera en el domo a una temperatura y presión de 481 °K y 1.7 MPa y en los fondos a 523 °K y 1.8 MPa, respectivamente.

10.2 METODOLOGIA DE CALCULO

La principal fuente de información para el desarrollo del cálculo que comprende la ingeniería básica del proyecto, fue a través de patentes registradas, que describen el proceso en forma general y también como subsistemas, dividiendo las etapas de acetoxilación, hidrogenación e hidrólisis. Se realizó un estudio preliminar con los datos reportados en dichas patentes, para después adaptarlas a las necesidades requeridas para el proyecto motivo de esta tesis (26), (44).

De esta forma, se obtuvieron los balances de materia y energía y el dimensionamiento del equipo principal. Por métodos tradicionales, se diseñaron los rehervidores, condensadores y las bombas de proceso, para así llegar a un arreglo de equipo (lay out) adecuado, y conocer las dimensiones del terreno requerido, incluyendo las áreas de almacenamiento de materia prima y de producto terminado.

Un punto principal dentro del balance de energía y el diseño del equipo menor (bombas y cambiadores de calor), es el conocimiento de las propiedades físicas de todos los compuestos que intervienen en el proceso, en sus diferentes estados y a diversas condiciones de presión y temperatura. Después de consultar una amplia bibliografía y algunos bancos de datos --

computarizados, tanto nacionales como internacionales, no se logró llegar a conformar una tabla de propiedades, ya que a la fecha, no se han reportado muchas de ellas, debido a que el proceso aún es muy joven.

Con el fin de proseguir el desarrollo del proyecto, se tuvo la necesidad de calcular las propiedades físicas de los compuestos por métodos empíricos, y esto, constituyó todo un trabajo extra dentro del contexto general del diseño de la planta. Lógicamente, el cálculo empírico de las propieda--des físicas, en determinado momento, podría incrementar el porcentaje de error en el resultado final reportado. Si se hubiera querido llegar a un proceso finamente detallado con una alta exactitud, el camino más viable sería ir directa--mente a la experimentación con la instalación de una planta piloto, y la consiguiente inversión de tiempo y dinero. Sin embargo, el motivo principal de este proyecto, no fue elaborar un estudio de ingeniería con todas sus implicaciones, ya que para llegar a tal profundización, existen firmas comerciales de ingeniería con toda una infraestructura establecida y lograda a través de muchos años de experiencia, sino mostrar la metodología principal para la realización de un estudio de ingeniería básica. Muy probablemente, existan consideraciones no tomadas en cuenta, pero creemos

en la confiabilidad de los datos obtenidos y en haber cumplido con la finalidad original que motivó la realización de esta tesis.

BALANCE DE MATERIA

Como se mencionó anteriormente, los datos para realizar el balance de materia del proceso, se obtuvieron de las patentes reportadas por Mitsubishi Chemical Ind., los cuales se adaptaron a las necesidades del estudio de mercado, que consiste básicamente en la producción de 6,000 toneladas por año de 1,4 Butilenglicol.

Por medio de iteraciones continuas se llegó al equilibrio de masa de todas las corrientes y equipos del proceso. En este renglón, fue de gran ayuda la utilización de un programa diseñado exclusivamente para el diagrama de flujo especificado y los requerimientos establecidos. El número total de iteraciones para llegar al equilibrio final fue de 78 con el programa "BAL", desarrollado en una calculadora portátil Hewlett Packard 41 CV que consistió de 343 líneas y cuyo listado se muestra a continuación :

01♦LBL "BAL	43 1280
"	44 +
02♦LBL 11	45 STO 04
03 ADV	46 1962
04 ADV	47 +
05 ADV	48 RCL 02
06 1	49 +
07 ST+ 01	50 STO 05
08 SF 12	51 .70745
09 "BALANCE	52 *
"	53 STO 06
10 PRA	54 CHS
11 RCL 01	55 RCL 05
12 PRX	56 +
13 CF 12	57 STO 10
14 ADV	58 .0413
15 ADV	59 *
16 "COR 3="	60 STO 11
17 RCL 26	61 RCL 08
18 STO 08	62 +
19 ARCL 1	63 101
20 PRA	64 -
21 "COR 4="	65 STO 13
22 RCL 21	66 RCL 06
23 STO 07	67 1711
24 ARCL 2	68 -
25 PRA	69 STO 02
26 "COR 5="	70 0
27 RCL 02	71 STO 00
28 STO 02	72♦LBL 02
29 ARCL 3	73 1
30 PRA	74 ST+ 00
31 "COR 35="	75 RCL 13
"	76 RCL 07
32 PROMPT	77 +
33 STO 03	78 STO 19
34 ARCL 4	79 1280
35 PRA	80 +
36 BEEP	81 STO 14
37 ADV	82 1962
38♦LBL 01	83 +
39 RCL 02	84 RCL 02
40 RCL 07	85 +
41 +	86 STO 15
42 STO 09	87 .70745

88	*	133	RCL 16
89	STO 16	134	RND
90	CHS	135	X=Y?
91	RCL 15	136	GTO 06
92	+	137	GTO 11
93	STO 20	138	•LBL 06
94	.0413	139	RCL 10
95	*	140	RND
96	STO 21	141	RCL 20
97	RCL 08	142	RND
98	+	143	X=Y?
99	101	144	GTO 07
100	-	145	GTO 11
101	STO 13	146	•LBL 07
102	RCL 06	147	RCL 11
103	1711	148	RND
104	-	149	RCL 21
105	STO 12	150	RND
106	FIX 3	151	X=Y?
107	RCL 09	152	GTO 08
108	RND	153	GTO 11
109	RCL 19	154	•LBL 08
110	RND	155	RCL 03
111	X=Y?	156	RND
112	GTO 03	157	RCL 13
113	GTO 11	158	RND
114	•LBL 03	159	X=Y?
115	RCL 04	160	GTO 06
116	RND	161	GTO 11
117	RCL 14	162	•LBL 09
118	RND	163	RCL 02
119	X=Y?	164	RND
120	GTO 04	165	RCL 12
121	GTO 11	166	RND
122	•LBL 04	167	X=Y?
123	RCL 05	168	GTO 10
124	RND	169	•LBL 11
125	RCL 15	170	RCL 19
126	RND	171	STO 09
127	X=Y?	172	RCL 14
128	GTO 05	173	STO 04
129	GTO 11	174	RCL 15
130	•LBL 05	175	STO 05
131	RCL 06	176	RCL 16
132	RND	177	STO 06

178	RCL 20	219	"COR 15=
179	STO 10	"	"
180	RCL 21	220	ARCL X
181	STO 11	221	PRA
182	RCL 13	222	RCL 00
183	STO 03	223	"ITER.=
184	RCL 12	224	ARCL X
185	STO 02	225	PRA
186	GTO 02	226	ADIV
187	LBL 10	227	ADV
188	FIX 0	228	XEQ "BAL
189	BEEP	AN"	
190	RCL 19	229	GTO 11
191	"COR 5="	230	LBL "BAL
192	ARCL X	AN"	
193	PRA	231	RCL 20
194	RCL 14	232	.9587
195	"COR 7="	233	*
196	ARCL X	234	STO 22
197	PRA	235	"COR 37=
198	RCL 15	"	"
199	"COR 9="	236	ARCL X
200	ARCL X	237	PRA
201	PRA	238	"COR A 4
202	RCL 16	9?"	
203	"COR 14=	239	PROMPT
"		240	*
204	ARCL X	241	"COR A 2
205	PRA	7?"	
206	RCL 20	242	PROMPT
207	"COR 26=	243	/
"		244	STO 23
208	ARCL X	245	"COR 49=
209	PRA	"	"
210	RCL 21	246	ARCL X
211	"COR 57=	247	PRA
"		248	CHS
212	ARCL X	249	RCL 22
213	PRA	250	+
214	RCL 13	251	STO 24
215	"COR 25=	252	"COR 28=
"		"	"
216	ARCL X	253	ARCL X
217	PRA	254	PRA
218	RCL 12	255	"COR A 2
		9?"	

256	PROMPT	297	"COR 50=
257	*	"	
258	"COR A 2	298	ARCL X
8="		299	PRA
259	PROMPT	300	RCL 23
260	/	301	+
261	"COR 29=	302	"COR 51=
"		"	
262	ARCL X	303	ARCL X
263	PRA	304	PRA
264	RCL 24	305	"COR A 5
265	+	3?"	
266	"COR 30=	306	PROMPT
"		307	*
267	ARCL X	308	"COR A 5
268	PRA	1="	
269	5	309	PROMPT
270	-	310	/
271	STO 25	311	"COR 53=
272	"COR 34=	"	
"		312	ARCL X
273	ARCL X	313	PRA
274	PRA	314	1674
275	"COR A 4	315	+
1?"		316	STO 18
276	PROMPT	317	"COR 24=
277	*	"	
278	"COR A 3	318	ARCL X
4?"		319	PRA
279	PROMPT	320	80
280	/	321	+
281	"COR 41=	322	STO 17
"		323	.964
282	ARCL X	324	*
283	PRA	325	STO 26
284	RCL 25	326	"COR 3="
285	+	327	ARCL X
286	355	328	PRA
287	+	329	RCL 17
288	"COR 36=	330	.096
"		331	*
289	ARCL X	332	"COR 2="
290	PRA	333	ARCL X
291	"COR A 5	334	PRA
0?"		335	1711
292	PROMPT	336	+
293	*	337	1683
294	"COR A 3	338	-
6?"		339	STO 27
295	PROMPT	340	"COR 4="
296	/	341	ARCL X
		342	PRA
		343	.END.

BALANCE DE ENERGIA.-

Para la realización del balance de energía, fue necesario hacer uso de métodos empíricos para conocer primero las propiedades físicas de los compuestos y después las condiciones de presión y temperatura de cada corriente.

La determinación o cálculo de las presiones de cada una de las corrientes está basada en la utilización de datos de presiones de operación de equipos recomendados, que han sido reportados en patentes, a partir de los cuales y conforme al arreglo de equipo seleccionado, se estimaron caídas de presión para cada una de las líneas de proceso, dando como resultado los valores reportados, los cuales a su vez sirvieron de base para la realización del cálculo de las temperaturas (26), (44).

Se tomó como suposición que las corrientes de las materias primas, como son el ácido acético, el butadieno, el aire, el agua y el hidrógeno, tienen una temperatura de entrada de 25 °C. Con esto quedan fijas las temperaturas de las corrientes 1, 5, 7, 18 y 30.

En todas las corrientes donde no intervienen sistemas

de reacción para el cálculo de las temperaturas, se empleó el método publicado por Riedel-Plank-Miller (48), basado en el conocimiento de la presión de vapor a cierta temperatura supuesta de cada componente, que multiplicada por su fracción mol es igual a la presión total de la mezcla.

$$P_t = \bar{p}_1^* \bar{x}_1 + \bar{p}_2^* \bar{x}_2 + \dots + \bar{p}_n^* \bar{x}_n$$

Como la presión de cada corriente es conocida, en el momento en que ésta sea igual a la presión calculada (P_t), la temperatura supuesta será la correspondiente a esa corriente.

Para conocer la presión de vapor de los componentes, es necesario calcular sus temperaturas críticas y de ebullición, así como sus presiones críticas. En este caso, se utilizó el método de Lydersen - Thodos y Klein - Fishtine (48), como se describe a continuación :

- a) Para cada grupo funcional existen datos establecidos de las variables ΔT , $\Delta a^{2/3}$, $\Delta b^{3/4}$, q , k , s , t ,
- b) El número de carbonos total de cada componente se representa por n .
- c) El número de veces que se repite un grupo funcional en un mismo componente, se representa por m .

$$d) \Delta a^{2/3} = \frac{q}{n} + k$$

$$e) \Delta b^{3/4} = \frac{s}{n} + t$$

$$f) \sum \Delta a^{2/3} = \sum m_i \Delta a_i^{2/3}$$

$$\sum \Delta b^{3/4} = \sum m_i \Delta b_i^{3/4}$$

$$g) a = (\sum \Delta a^{2/3})^{3/2}$$

$$b = (\sum \Delta b^{3/4})^{4/3}$$

$$h) T_c = \frac{8a}{27bR}$$

R es la constante de los gases ideales, en este caso, 82.06 atm cm³/gmol °K
T_c es la temperatura crítica (°K)

$$i) \sum \Delta T = \sum m_i \Delta T_i$$

$$j) \Theta = 0.567 + \sum \Delta T - (\sum \Delta T)^2$$

$$k) T_b = \Theta T_c$$

T_b es la temperatura de ebullición (°K)

$$l) P_c = \frac{a}{27b^2}$$

P_c es la presión crítica (atm)

A partir de estos datos, se inicia el método de Riedel-Planck-Miller, (48) como se indica a continuación :

$$a) T_r = \frac{T}{T_c}$$

T_r es la temperatura reducida

T es una temperatura su-
puesta (°K)

$$b) T_{br} = \frac{T_b}{T_c} \quad T_{br} \text{ es la temperatura de ebullición reducida}$$

$$c) h = T_{br} \frac{\ln P_c}{1 - T_{br}}$$

$$d) G = 0.4835 + 0.4605 h$$

$$e) k = \frac{h / G - (1 + T_{br})}{(3 + T_{br})(1 - T_{br})^2}$$

$$f) \ln p_{P_r}^* = -\frac{G}{T_r} \left[1 - T_r^2 + k(3 + T_r)(1 - T_r)^3 \right]$$

$$g) p^* = \text{inv}(\ln p_{P_r}^*)(P_c)$$

$$h) P_T = p_1^* x_1 + p_2^* x_2 + \dots + p_n^* x_n$$

P_T es la presión total calculada a la temperatura T y está dada en (atm).

Cuando P_T calculada = P_T conocida, la temperatura T supuesta es la correcta para la corriente que se está calculando.

Facilita el cálculo la utilización de otro programa llamado "PV" de 97 líneas cuyo listado aparece a continuación :

01	+LBL "PV"	49	RCL 06
02	"TC ?"	50	+
03	PROMPT	51	-
04	STO 01	52	3
05	PRX	53	RCL 06
06	"TB ?"	54	+
07	PROMPT	55	1
08	STO 02	56	RCL 06
09	PRX	57	-
10	"PC ?"	58	X↑2
11	PROMPT	59	*
12	STO 03	60	/
13	PRX	61	STO 10
14	"T ?"	62	1
15	PROMPT	63	RCL 07
16	STO 04	64	-
17	PRX	65	3
18	"X ?"	66	Y↑X
19	PROMPT	67	RCL 07
20	STO 05	68	3
21	PRX	69	+
22	RCL 02	70	*
23	RCL 01	71	RCL 10
24	/	72	*
25	STO 06	73	RCL 07
26	RCL 04	74	X↑2
27	RCL 01	75	-
28	/	76	1
29	STO 07	77	+
30	RCL 06	78	RCL 09
31	RCL 03	79	*
32	LN	80	RCL 07
33	1	81	/
34	RCL 06	82	CHS
35	-	83	STO 11
36	/	84	E↑X
37	RCL 06	85	STO 12
38	*	86	RCL 03
39	STO 08	87	*
40	.4605	88	STO 13
41	*	89	RCL 05
42	.4835	90	*
43	+	91	STO 14
44	STO 09	92	PRX
45	RCL 08	93	ST+ 20
46	RCL 09	94	RCL 20
47	/	95	PRX
48	1	96	ADV
		97	END

Con éste método, se logró conocer la temperatura de las corrientes 24, 25, 28, 29, 38, 41, 42, 43, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51 y 54.

Para las corrientes donde intervienen los sistemas de reacción, el cálculo de sus temperaturas se realizó mediante los calores de formación y de reacción de los diferentes componentes, según el método de Benson y colaboradores (48), pero antes hubo necesidad de estimar las capacidades caloríficas (\tilde{C}_p) de acuerdo al método de Rihani-Doraiswamy (48).

En este método, se encuentran reportados los valores de las variables a , $b \times 10^2$, $c \times 10^4$, $d \times 10^5$ para cada grupo funcional, debiéndose multiplicar por el número de veces que se repiten en cada componente y sumarse para conocer la aportación total de a , b , c , d , y con una temperatura deseada en °K, conocer la capacidad calorífica mediante la ecuación :

$$\tilde{C}_p^\circ = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (\text{cal} / \text{gmol} \cdot \text{°K})$$

Benson y colaboradores (48) reportaron también para diversos grupos funcionales valores de calores de formación

($\tilde{\Delta H}^\circ f$) a la temperatura de referencia de 25 °C (298 °K).

Con esto, se puede calcular el calor de reacción standard

($\tilde{\Delta H}^\circ r$) mediante la ecuación :

$$\widetilde{\Delta H}_f^{\circ}{}_{298} = \widetilde{\Delta H}_f^{\circ}{}_{298} \text{ Prod.} - \widetilde{\Delta H}_f^{\circ}{}_{298} \text{ React.} \quad (\text{K cal})$$

Para los reactores 101-R, 102-R y 104-R, se conocen las temperaturas de entrada, corrientes 9, 31 (unión de 29 y 30) y 39 (unión de 38, 46 y 54), por lo que se puede calcular el calor de reacción ($\widetilde{\Delta H}_R$) a ésta temperatura por la siguiente ecuación :

$$\widetilde{\Delta H}_R = n_i \widetilde{C}_{pi} (\text{Tent.} - \text{Tref.}) \quad (\text{cal})$$

Donde :

n es el número de moles de cada reactivo (g mol)

\widetilde{C}_p es la capacidad calorífica molar de los reactivos (cal/g mol °K)

Tent es la temperatura de entrada al reactor (°K)

Tref. es la temperatura de referencia = 298 °K

Para conocer el calor de reacción de los productos ($\widetilde{\Delta H}_P$), se utiliza la ecuación :

$$\widetilde{\Delta H}_P = \widetilde{\Delta H}_R - \left(\widetilde{\Delta H}_f^{\circ}{}_{298} \right) (1000) \quad (\text{cal})$$

Por otro lado,

$$\widetilde{\Delta H}_P = n_i \widetilde{C}_{pi} (\text{Tsal.} - \text{Tref.}) \quad (\text{cal})$$

Donde :

n es el número de moles de cada producto (gmol)

\widetilde{C}_p es la capacidad calorífica molar de los productos (cal/gmol °K)

$T_{sal.}$ es la temperatura de salida del reactor (°K)

$T_{ref.}$ es la temperatura de referencia = 298 °K

La temperatura de salida ($T_{sal.}$) es supuesta y cuando el valor de $\widetilde{\Delta H}_p$ para las 2 ecuaciones sea el mismo, se habrá encontrado la temperatura deseada para las corrientes de salida de los reactores (corrientes 10, 32 y 40).

Las temperaturas de las corrientes 20, 21, 22 y 23 fueron obtenidas como resultado del diseño de la columna 108-CO, y aquellas de las corrientes 52, 53, 54 y 55 por el diseño de la columna 106-CO.

Para esto, fue necesario calcular el diagrama de equilibrio agua, ácido acético a una presión de 1.9 MPa, en base a las presiones de vapor. Las del agua, se obtuvieron mediante un programa de calculadora, mientras que las del ácido acético por la ecuación de Antoine (48) :

$$\ln p^{\circ} = A - \frac{B}{T + C} \quad (\text{mm Hg})$$

Donde : $A = 16.808$

$B = 3405.57$

$C = 56.34$

$T = \text{Temperatura en } ^{\circ}\text{K}$

Con estos datos :

$$P_T = x P_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} + (1 - x) P_{\text{A.A.}}^{\circ}$$

$$x = \frac{P_T - P_{\text{A.A.}}^{\circ}}{P_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} - P_{\text{A.A.}}^{\circ}}$$

$$y = \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ}}{P_T}$$

$$P_T = 19 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 13959.15 \text{ mm Hg} = 1.9 \text{ MPa}$$

Con el diagrama de equilibrio y considerando :

$$y_0 = \frac{x_F}{R_D + 1}$$

$$R_0 = 2 R_D$$

se obtuvo el número de platos de la torre y las temperaturas de las corrientes de alimentación 20 y 52, las de los domos 21 y 53, las de los fondos 23 y 55 y las de las extracciones laterales 22 y 54.

LISTADOS DEL PROGRAMA PARA CALCULAR
CAPACIDADES CALORIFICAS (Cp)

```
01*LBL "CP"  
02 "T ?"  
03 PROMPT  
04 STO 00  
05 "A ?"  
06 PROMPT  
07 STO 01  
08 "B ?"  
09 PROMPT  
10 STO 02  
11 "C ?"  
12 PROMPT  
13 STO 03  
14 "D ?"  
15 PROMPT  
16 STO 04  
17 RCL 01  
18 RCL 02  
19 RCL 00  
20 +  
21 +  
22 RCL 03  
23 RCL 00  
24 X↑2  
25 *  
26 +  
27 RCL 04  
28 RCL 00  
29 3  
30 Y↑X  
31 *  
32 +  
33 VIEW X  
34 END
```

Para el reactor 103-R, la temperatura de entrada (corriente 36) es la mezcla de las temperaturas de las corrientes 22, 35 y 42 ahora ya conocidas y siguiendo nuevamente el método donde intervienen sistemas de reacción, se puede conocer la temperatura de salida (corriente 37).

Para el cálculo de la temperatura de salida del compresor 101-K (corriente 12) se utilizó la siguiente ecuación (19) :

$$\frac{T_b}{T_a} = \frac{P_b}{P_a}^{1-\gamma}$$

Donde :

Ta = Temperatura de entrada (°K)

Tb = Temperatura de salida (°K)

Pa = Presión de entrada (Pa).

Pb = Presión de salida (Pa).

$\gamma = C_p / C_v = 1.403$

El resto de las corrientes se pueden conocer por balances de energía en los diferentes equipos o por uniones de - - otras corrientes, cuyas temperaturas ya se conocen :

Corrientes 2 y 3

Unión de 1 y 25

Corrientes 11, 12, 13, 14 y 26

Diseño de 101-D y 101-K

Corrientes 4 y 15

Balance de energía en 107-CO

Corriente 6	Unión de 4 y 5
Corriente 8	Unión de 6, 7 y 13
Corriente 16	Diseño de 116-EX
Corrientes 17 y 19	Balance de energía en 101-L

BOMBAS .-

El cálculo de las bombas está basado en la realización del Bernoulli correspondiente para cada una de ellas. Como un paso anterior al cálculo de la bomba en sí, fue necesario calcular la viscosidad y densidad de las corrientes involucradas.

El método empírico empleado para el cálculo de las viscosidades y densidades fueron los publicados por Morris (48) y Gunn-Yamada (48) respectivamente.

Así mismo, y como otro aspecto previo, fueron calculados los diámetros de las tuberías de succión y descarga.

La secuencia de cálculo es la siguiente :

- Diámetro de tubería

$$1) \quad d = \sqrt{\frac{0.408 \times Q}{6}}$$

Donde : d = diámetro (in)

Q = Gasto (lb/hr)

- Cálculo de la bomba

$$1) P_S = \rho h$$

$$2) Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu}$$

$$3) f \quad (\text{De la Tabla A-24. Crane (10) })$$

$$4) P_{100} = 0.0216 \frac{f \rho Q^2}{d^5}$$

$$5) L_T = L \text{ recta } + L \text{ equiv.}$$

$$6) \Delta P = L_T \Delta P_{100}$$

$$7) P_D = \Delta P + Z \text{ a vencer } + P \text{ tanque}$$

$$8) H = P_D - P_S$$

$$9) HP_{HYDR.} = \frac{Q H \rho}{3960 \eta}$$

Donde :

ρ = densidad (lb/ft³)

h = columna (ft)

Re = No. de Reynolds

d = diámetro (in)

- v = velocidad de flujo (ft/seg)
 μ = viscosidad (centipoises)
 f = factor de fricción
 Q = Gasto (GPM)
 L_T = Longitud total de la tubería (ft)
 P = Caída de presión (lb/in² ó ft)
 P_S = Presión de succión (lb/in² ó ft)
 P_D = Presión de descarga (lb/in² ó ft)
 H = Cabeza de la bomba (lb/in² ó ft)
 HP = Potencia de la bomba (HP)
 η = Eficiencia (supuesta 60%)

De esta manera se obtienen las características de las bombas utilizadas en el proceso que se mencionan a continuación :

No. TAG.	P_S (Kg/cm ²) (MPa)	P_D (Kg/cm ²) (MPa)	H (Kg/cm ²) (MPa)	Potencia (HP) (J/ s)
101-P	7.5 0.7	18.0 1.8	10.5 1.0	2 1,492
102-P	4.0 0.4	10.0 0.8	6.0 0.6	1 746
103-P	3.1 0.3	7.0 0.7	3.9 0.4	1 746
104-P	18.0 1.8	73.0 7.1	55.0 5.4	15 11,190

CAMBIADORES DE CALOR .-

a) Condensadores

Utilizando el método de Lydersen - Thodos para el cálculo de las propiedades críticas y la temperatura de ebullición de cada compuesto, descrito al inicio de este capítulo, y por medio de la siguiente ecuación, fué posible conocer el calor latente de vaporización para cada una de las corrientes, (48).

$$\lambda = \left[\frac{R T_b T_c K_v \ln P_c}{T_c - T_b} \right] \left[1 - \frac{1}{P_c T_{b_r}^3} \right]^{1/2}$$

Donde :

λ = calor latente de vaporización (cal/gmol)

R = constante de los gases ideales = 1.987 cal/gmol °K

T_b = temperatura de ebullición (°K)

T_c = temperatura crítica (°K)

K_v = constante para cada compuesto (48)

P_c = Presión crítica (atm)

T_{b_r} = Temperatura de ebullición reducida = T_b / T_c

El siguiente paso consistió en el cálculo de la carga térmica de los condensadores mediante la siguiente ecuación :

$$Q_c = n \bar{\lambda}$$

Donde :

Q_c = Carga térmica (K cal)

n = moles (Kg mol)

$\bar{\lambda}$ = calor latente de vaporización de cada corriente
(K cal / Kg mol).

$$\bar{\lambda} = \sum x_i \lambda_i$$

x_i = fracción mol (Kg mol)

λ_i = calor latente de vaporización de cada compuesto
(K cal / Kg mol)

Así, se obtienen los datos de las cargas térmicas de los condensadores reportados a continuación :

No. TAG.	(K cal / hr)	Q_c	
		(BTU / hr)	(J / hr)
103-EX	834.221	3,310	3,489,898
106-EX	633.528	2,514	2,650,636
108-EX	625.523	2,482	2,616,897
110-EX	9.685	38	40,065
112-EX	133.082	528	556,697
113-EX	177.791	706	744,371
118-EX	17.188	68	71,696

b) Hervidores

Como un paso previo al cálculo de los hervidores, es necesario conocer las entalpías de vaporización de las corrientes relacionadas con dichos equipos a sus temperaturas de diseño, por lo cual fue necesario calcularlas empíricamente conforme al método que a continuación se describe :

Entalpía - Método de Fish y Lielmzs (48)

$$\Delta H_{V_T} = \Delta H_{V_b} \frac{T_r}{T_{b_r}} \frac{x + x^q}{1 + x^p}$$

Donde :

$$x = \frac{T_{b_r}}{T_r} \frac{1 - T_r}{1 - T_{b_r}}$$

q = constante para líquidos orgánicos = 0.35298

p = constante para líquidos orgánicos = 0.13856

ΔH_{V_b} = Entalpía de vaporización a temperatura de ebullición (cal / gmol)

T_r = Temperatura reducida

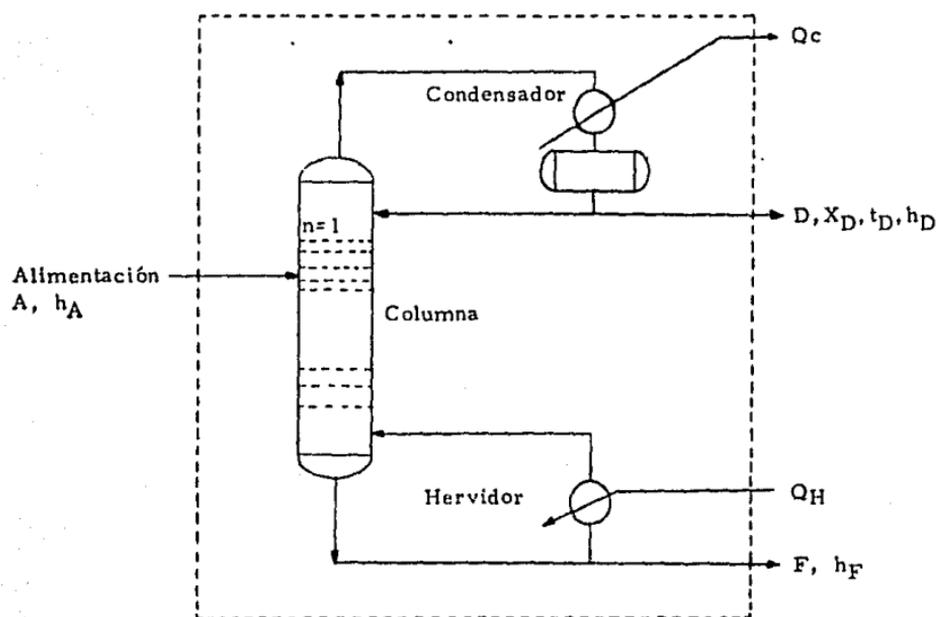
T_{b_r} = Temperatura de ebullición reducida

ΔH_{V_T} = Entalpía de vaporización a una temperatura dada para cada compuesto (cal/gmol)

La entalpía por corriente se calcula mediante :

$$\Delta H_{V_T} = \sum_{i=1}^n \left[(\Delta H_{V_T})_i (X_i) \right]$$

Con los valores obtenidos y mediante la realización del balance de energía de las torres de destilación es posible conocer la carga térmica de los hervidores que intervienen en el proceso. De esta forma tenemos :



$$Ah_A + Q_H = Dh_D + Fh_F + Q_c$$

Despejando Q_H tenemos :

$$Q_H = Dh_D + Fh_F + Q_c - Ah_A$$

Donde :

Q_H = Carga térmica del hervidor (K cal)

D = Gasto másico de la corriente de los destilados (Kgmol/hr)

h_D = Entalpía de los destilados(K cal/Kg mol)

F = Gasto másico de la corriente de los fondos (Kg mol/hr)

h_F = Entalpía de los fondos (K cal/Kg mol)

A = Gasto másico de la corriente de alimentación (Kg mol/hr)

h_A = Entalpía de la alimentación (K cal/Kg mol)

Q_C = Carga térmica del condensador (K cal).

Bajo este procedimiento, se obtienen los datos de los hervidores expresados a continuación :

No. TAG.	Q_H		
	(K cal / hr)	(BTU / hr)	(J / hr)
104-EX	950.046	3,770	3'974,899.
107-EX	1'265.941	5,024	5'297,054.
109-EX	571.863	2,269	2'392,320.
111-EX	26.183	104	109,652.
114-EX	156.589	621	654,751.
119-EX	16.658	66	69,587.

El resto de los cambiadores de calor se calcularon por el método tradicional de $Q = m \tilde{C}_P \Delta T$ arrojando los siguientes resultados :

No. TAG.	Q		
	(K cal / hr)	(BTU / hr)	(J / hr)
101-EX	- 210.703	- 836	- 881,437
102-EX	652.075	2,588	2'728,658
105-EX	- 122.694	- 487	- 513,468
115-EX	5.745	23	24,250
116-EX	403.615	1,602	1'689,069
117-EX	3.018	12	.12,652

LISTADO DEL PROGRAMA PARA CALCULAR
ENTALPIAS DE VAPORIZACION (H_v)

01	LBL "HV"	30	1
02	LBL 02	31	RCL 06
03	RCL 01	32	-
04	"TB ?"	33	/
05	PROMPT	34	RCL 06
06	STO 01	35	RCL 05
07	RCL 02	36	/
08	"TC ?"	37	*
09	PROMPT	38	STO 07
10	STO 02	39	RCL 07
11	RCL 03	40	.35298
12	"T ?"	41	YTX
13	PROMPT	42	+
14	STO 03	43	1
15	RCL 04	44	RCL 07
16	"HVB ?"	45	.13856
17	PROMPT	46	YTX
18	STO 04	47	+
19	RCL 03	48	/
20	RCL 02	49	RCL 05
21	/	50	RCL 06
22	STO 05	51	/
23	RCL 01	52	*
24	RCL 02	53	RCL 04
25	/	54	*
26	STO 06	55	PSE
27	1	56	PSE
28	RCL 05	57	STO 19
29	-	58	GTO 02
		59	END

LISTADO DEL PROGRAMA PARA CALCULAR
DENSIDADES DE GASES

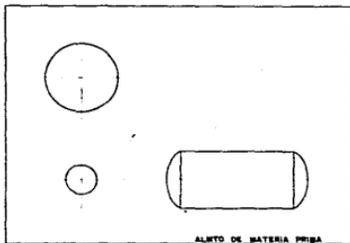
01+LBL "DEN	39 +	STO 07
V"	40 STO 05	RCL 04
02 0	41 RCL 06	80 LOG
03 STO 12	42 273	81 RCL 07
04+LBL 01	43 -	82 1
05 RCL 01	44 "TC ?"	83 ENTER↑
06 273	45 PROMPT	84 RCL 07
07 -	46 273	85 -
08 "T ?"	47 +	86 /
09 PROMPT	48 STO 06	87 *
10 273	49 FIX 2	88 3
11 +	50 RCL 01	89 *
12 STO 01	51 RCL 06	90 7
13 RCL 02	52 /	91 /
14 .9667	53 STOP	92 1
15 /	54 RCL 02	93 -
16 "P ?"	55 RCL 04	94 STO 08
17 PROMPT	56 /	95 RCL 10
18 .9667	57 STOP	96 *
19 *	58 FIX 4	97 RCL 09
20 STO 02	59 RCL 09	98 +
21 RCL 03	60 "Z<0> ?"	99 STO 11
22 "PH ?"	61 PROMPT	100 RCL 02
23 PROMPT	62 STO 09	101 RCL 03
24 STO 03	63 RCL 10	102 *
25 RCL 04	64 "Z<1> ?"	103 RCL 11
26 .9667	65 PROMPT	104 ENTER↑
27 /	66 STO 10	105 82.0567
28 "PC ?"	67 RCL 13	106 *
29 PROMPT	68 100	107 RCL 01
30 .9667	69 *	108 *
31 *	70 "%MOL ?"	109 /
32 STO 04	71 PROMPT	110 RCL 13
33 RCL 05	72 100	111 *
34 273	73 /	112 ST+ 12
35 -	74 STO 13	113 STOP
36 "TB ?"	75 RCL 05	114 STO 01
37 PROMPT	76 RCL 06	115 .END.
38 273	77 /	

LISTADO DEL PROGRAMA PARA CALCULAR
DENSIDADES DE LIQUIDOS

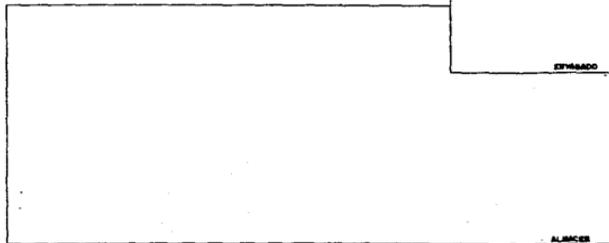
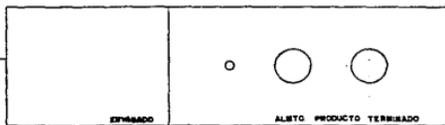
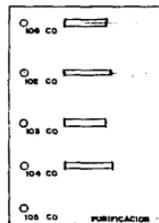
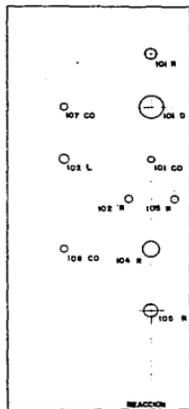
01♦LBL "DEN	42 1	84 RCL 14
02 RCL 01	43 RCL 06	85 3
03 "T ?"	44 -	86 Y↑X
04 PROMPT	45 /	87 *
05 273	46 3	88 -
06 +	47 *	89 1.11422
07 STO 01	48 7	90 RCL 14
08 RCL 02	49 /	91 4
09 "TB ?"	50 RCL 05	92 Y↑X
10 PROMPT	51 LOG	93 *
11 273	52 *	94 +
12 +	53 1	95 STO 09
13 STO 02	54 -	96 82.0567
14 RCL 03	55 STO 07	97 RCL 03
15 "TC ?"	56 RCL 01	98 *
16 PROMPT	57 RCL 03	99 RCL 05
17 273	58 /	100
18 +	59 STO 14	101 .0967
19 STO 03	60 X↑2	102 ENTER↑
20 RCL 04	61 .04842	103 RCL 07
21 "P ?"	62 *	104 *
22 PROMPT	63 CHS	105 CHS
23 .9662	64 RCL 14	106 .2920
24 *	65 .09045	107 +
25 STO 04	66 *	108 *
26 RCL 05	67 -	109 STO 11
27 "PC ?"	68 .29607	110 RCL 07
28 PROMPT	69 +	111 RCL 08
29 .9667	70 STO 08	112 *
30 *	71 .33593	113 CHS
31 STO 05	72 ENTER↑	114 1
32 RCL 10	73 .33953	115 +
33 "% MOL?"	74 ENTER↑	116 RCL 11
34 PROMPT	75 RCL 14	117 *
35 100	76 *	118 RCL 09
36 /	77 -	119 *
37 STO 10	78 1.51941	120 STO 12
38 RCL 02	79 RCL 14	121 1/X
39 RCL 03	80 X↑2	122 RCL 10
40 /	81 *	123 *
41 STO 06	82 +	124 ST+ 15
	83 2.02512	125 .END.

10.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

10.4 DIAGRAMA DE ARREGLO DE EQUIPO



PATO DE BAMBOLAS



UNIVERSIDAD LA SALLE
TESIS PROFESIONAL
ANEXO DE EQUIPO

11.- ESTIMADO DE INVERSION

11.1 ESTIMADO DE INVERSION

En base a la literatura consultada, el costo de una planta en Septiembre de 1981, con una capacidad instalada de 15,000 TPA de 1,4 Butilenglicol y Tetrahidrofurano, es de 21 millones de dólares (*). Esta capacidad considera la producción conjunta de ambos productos, convirtiendo las toneladas de THF a su equivalente en toneladas de 1,4 BG por molaridad y conociendo que la relación molar del 1,4 BG - THF es aproximadamente 1 : 1, el factor resultante es igual a 1.25 Kg 1,4 BG / Kg THF, (49)

Para estimar la inversión de nuestra planta, se consultó el factor de escalación a la fecha del presente estudio, que para este caso, es de 0.55 en un rango de producción de 6,000 TPA (9). Así mismo, se aplicaron los índices de costo de planta (9) con la misma finalidad de actualización (Diciembre de 1984) y se tomó en cuenta la paridad de nuestra moneda con respecto al dólar americano al tipo de cambio contratado a la misma fecha citada anteriormente.

No se aplicó la relación de costo de plantas entre México y los Estados Unidos de América, ya que el efecto de este fac

(*) Incluyendo el costo inicial del catalizador.

tor se anula con la consideración de localización de nuestra planta citada en el capítulo 8, esto es, que se cuenta desde el inicio con el terreno, la infraestructura básica y los servicios auxiliares necesarios. Esta consideración, de no tomar en cuenta la relación de costo para la instalación de plantas entre ambos países, se puede tomar como válida, desde el punto de vista de obtener un primer estimado de inversión.

La inversión se divide en 2 partes, una que abarca la sección del 1,4 BG y los servicios auxiliares que es el 80 % del total, y la segunda, que considera la sección del THF que es el 20 % restante. En un lapso de 2 años en su aplicación, tenemos :

Datos :

- C₁ = \$ 21 MM Dlls.
- Factor = 0.55
- CAP₁ = 15,000 Tons.
- CAP₂ = 6,000 Tons.
- Indice 1981 = 297.0
- Indice Dic-84 = 325.86 (*)

(*) Indice de Junio de 1984 (322.5) proyectado a Diciembre de 1984, considerando el promedio mensual entre Junio de 1983 a Junio de 1984 (9).

Cálculo :

$$C_2 = 21 \text{ MM Dlls} \times \left(\frac{6,000}{15,000} \right)^{0.55} \times \frac{325.86}{297.0} = 13.92 \text{ MM Dlls}$$

Costo al 31 de Diciembre de 1984.

Paridad controlada = \$ 191,56 /Dll.

$$C_2 = 13.92 \text{ MM Dlls} \times \frac{\$ 191.56}{1 \text{ Dll.}} = \$ 2,666.52 \text{ MM Pesos}$$

Como se mencionó, el 80% corresponde a la Sección del
1,4 BG y el 20% a la del THF.

$$\text{Costo (1,4 BG)} = \$ 2,666.52 \text{ MM} \times 0.8 = \$ 2,133.21 \text{ MM}$$

$$\text{Costo (THF)} = \$ 2,666.52 \text{ MM} \times 0.2 = \$ 533.31 \text{ MM}$$

12. - PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS**12.1.- INGRESOS****12.1.1 PRESUPUESTO DE VENTAS****12.2.- EGRESOS****12.2.1. COSTO VARIABLE****12.2.2. MANO DE OBRA DIRECTA**

12.1 INGRESOS

12.1.1. PRESUPUESTO DE VENTAS.

El precio de venta que se considerará inicialmente en el mercado será el precio al que surte el principal distribuidor del 1,4 BG y el THF en México, es decir, Gaf Corporation de México, S.A. de C.V. Sin embargo, se piensa que con una solicitud de incremento de la cuota Ad-Valorem, se logrará desplazar del mercado a esta empresa, ya que funciona únicamente como distribuidor de estos productos y no como fabricante.

Para el mercado de exportación, se tomará en cuenta, el precio internacional del 1,4 BG y del THF mostrado a continuación, considerando la condición L.A.B. Frontera Mexicana :

	Precio Nacional (\$ / Kg)		Precio Exportación (Dlt / lb) (\$/Kg) (*)
1,4 BG	465.00	0.88	371.31
THF	565.00	1.02	337.55

(*) Paridad considerada al 31 de Diciembre de 1984 :
(\$ 191.56 / Dlt). Para el caso de los subproductos, el precio de venta que se ha tomado es el que rige actualmente en el mercado nacional y es el siguiente : Butilacetato \$ 332.00/kg y 1,2 Butilenglicol igual que el 1,4 BG.

12.2 EGRESOS

12.2.1 COSTO VARIABLE

1,4 BUTILENGLICOL.-

BASE : 1 Kg de 1,4 BG

<u>Materia Prima</u>	<u>Consumos</u>	<u>Precio (\$ / Kg)</u>	<u>Total</u>
Butadieno	0.440 Kg.	117.10	51.52
Hidrógeno	321.100 M ³	0.338	0.11
Acido Acético	0.568 Kg.	100.50	57.08
Vapor	8.000 Kg.	0.355	2.84
Energía Eléc.	.800 Kw-H	4.366	3.49
Agua de Enf.	1000.000 M ³	0.00185	1.85
Agua de Proceso	0.151 M ³	0.2385	<u>0.04</u>
T o t a l :			116.93

Costo Unitario : \$ 116.93 / Kg 1,4 BG

TETRAHIDROFURANO.-

$$\text{Costo Unitario THF} = \frac{\$ 116.93}{\text{Kg } 1,4 \text{ BG}} \times \frac{1.25 \text{ Kg } 1,4 \text{ BG}}{\text{Kg THF}} = \frac{\$ 146.16}{\text{Kg THF}}$$

NOTA: Los Consumos se obtuvieron del Balance de Materia (Capítulo 10)

CALCULO COSTO VARIABLE *

Año	1,4 BG		THF		T o t a l	
	Volumen (Tons)	C. V. (MM \$)	Volumen (Tons.)	C. V. (MM \$)	Volumen (Tons.)	C. V. (MM \$)
1987	3,600	421	- o -	- o -	3,600	421
1988	4,200	491	- o -	- o -	4,200	491
1989	2,597	304	2,002	293	4,599	597
1990	2,717	318	2,362	345	5,079	663
1991	2,822	330	2,303	337	5,125	667
1992	2,827	331	2,299	336	5,126	667
1993	2,836	332	2,291	335	5,127	667
1994	2,846	333	2,284	334	5,130	667
1995	2,859	334	2,273	332	5,132	666
1996	2,874	336	2,261	330	5,135	666
1997	2,949	345	2,297	336	5,246	681
1998	3,021	353	2,323	340	5,344	693

* Pesos constantes, 1984.

12.2.2. MANO DE OBRA DIRECTA

Según literatura consultada, el personal requerido en el cuidado directo de la planta, consta de un Supervisor y 4 Operarios por turno, y considerando los salarios estimados a Diciembre de 1984, se obtendría (49) :

<u>Empleado</u>	<u>Salario Mensual</u>	<u>Prestaciones</u>	<u>Turnos</u>	<u>Salario Total</u>
1 Supervisor	\$ 130,500.00	\$ 65,250.00	3	\$ 587,250.00
4 Operarios	58,800.00	29,400.00	3	1'058,400.00
1 Suplente	58,800.00	29,400.00	3	264,600.00
				<hr/>
			Total Mensual :	\$ 1'910,250.00

Al Año : \$ 1'910,250.00 x 12 meses = \$ 22'923,000.00

13.- ESTUDIO FINANCIERO

13.1 BASES Y BANCO DE DATOS

13.2 ESTADO DE RESULTADOS

13.2.1. EN VALOR

13.2.2. EN PORCENTAJE

13.3 BALANCE GENERAL

13.4 ESTADO DE ORIGEN Y APLICACION DE FONDOS

13.- ESTUDIO FINANCIERO

13.1 BASES Y BANCOS DE DATOS.

La evaluación financiera se realizó considerando pesos constantes de 1984, una paridad peso-dollar de \$ 191.56 al 31 de Diciembre del mismo año y una tasa de interés del 52 % anual bajo las siguientes bases :

- El precio de venta nacional, tanto para el 1,4 Butilenglicol como el THF, es el mismo al que Gaf Corp. de México, S.A. los comercializa actualmente en el país.

Se considera que el excedente de producción de ambos productos, será exportado al precio de venta internacional vigente.

- El costo variable es igual al costo de producción equivalente.
- Dentro del aspecto "Ventas Subproductos" se incluye la venta del 1,2 Butilenglicol y del Butilacetato.

- Costos de Operación :

- Mano de Obra Directa : 1 Supervisor y 4 operadores por turno (3 turnos al día).
- Materiales de Operación: 5 % de la mano de obra directa
- Laboratorio: 10 % de la mano de obra directa
- Gastos de Mantenimiento: 1 % sobre la inversión
- Gastos generales de planta: 50 % de la suma de la mano de obra directa y gastos de mantenimiento.
- Depreciación: Lineal, 10 % anual.

- Gastos de Administración y Ventas : 4 % de las ventas netas.

- Regalías : 1 % de las ventas netas sin considerar subproductos

- Gastos Exportación : 5% sobre ventas exportación

- Gastos Financieros : Calculados de acuerdo a los requerimientos de financiamiento del proyecto, pagando los intereses en el año del préstamo y el principal al año siguiente.

- ISR : 42 % de la utilidad antes de impuestos.

- PTU : 8 % de la utilidad antes de impuestos.

- Caja : 4 días del costo variable

- Inventarios : Materia Prima : 20 días del costo variable
Producto en proceso: 2 días del costo variable
Producto terminado: 25 días del costo variable
(Se consideran 360 días/año)

- Cuentas por Cobrar : 30 días de las ventas nacionales
60 días de las ventas de exportación.

- Cuentas por Pagar : 30 días del costo variable

- Capital Social : 70 % sobre la inversión.

BANCO DE DATOS

1984

PRECIOS < PESOS/KG >

14G NAL.	465,00
14G EXP.	371,21
THF NAL.	565,00
THF EXP.	430,38
12G NAL.	465,00
EA NAL.	332,00

VOLUMENES < TONELADAS >

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
14G NAL.	1567	1681	1797	1917	2042	2170	2301	2436	2578	2721	2867	3021
14G EXP.	2033	2519	800	800	780	657	535	410	281	153	82	0
THF NAL.	0	0	1498	1590	1679	1773	1863	1956	2048	2139	2231	2323
THF EXP.	0	0	504	772	624	526	428	328	225	122	66	0
TOT 14G	3600	4200	2597	2717	2822	2827	2836	2846	2859	2874	2949	3021
TOT THF	0	0	2002	2352	2303	2299	2291	2284	2273	2261	2297	2323
TOT NAL.	1567	1681	3295	3507	3721	3943	4144	4392	4626	4860	5098	5344
TOT EXP.	2033	2519	1304	1572	1404	1183	963	738	506	275	148	0
T O T A L	3600	4200	4599	5079	5125	5126	5127	5130	5132	5135	5246	5344
14G EQUIVALENTE *	3600	4200	5100	5670	5701	5701	5700	5701	5760	5700	5820	5925
12G NAL.	791	923	1120	1245	1252	1252	1252	1252	1252	1252	1278	1301
EA NAL.	14	16	20	22	22	22	22	22	22	22	22	23
TOTAL SUSPRODUCTOS	805	939	1140	1267	1274	1274	1274	1274	1274	1274	1301	1324

* EQUIVALENCIA 1.25 KG 14G / KG THF

13.2.1 ESTADO DE RESULTADOS

(MILLONES DE PESOS)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
VENTAS 1200 NACIONAL	729	782	836	891	950	1009	1070	1133	1199	1265	1333	1405
VENTAS 1200 EXTRANJERO	785	935	297	297	296	244	199	152	104	57	30	0
VENTAS 1200 TOTAL	1484	1717	1133	1188	1239	1253	1269	1285	1303	1322	1364	1405
VENTAS 1200 INTL	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
VENTAS INTL EXTRANJERO	0	0	217	352	289	326	194	141	97	53	28	0
VENTAS TOTALES INTL	0	0	1063	1231	1217	1228	1237	1246	1254	1261	1289	1312
VENTAS 1200 NACIONAL	368	427	521	579	582	582	582	582	582	582	574	605
VENTAS 1200 EXTRANJERO	5	5	6	7	7	7	7	7	7	7	7	8
VENTAS 1200 TOTALES	373	434	527	586	590	590	589	590	589	589	602	613
VENTAS 1200 EXTRANJERO	1191	1216	2209	2376	2408	2100	2712	2029	2945	3065	3196	3350
VENTAS 1200 EXTRANJERO	725	935	514	629	558	470	333	293	201	169	59	0
VENTA META FACTURADA	1856	2151	2723	3085	3046	3071	2895	3121	3147	3173	3254	3330
COSTO VARIABLE	421	491	596	663	667	667	666	667	667	667	691	693
UTILIDAD OPERACIONAL	1435	1660	2127	2342	2379	2404	2428	2454	2480	2506	2574	2637
IMPORTE COSTO	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23
IMPORTE COSTO OPER.	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
IMPORTE COSTO	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
IMPORTE INGRESO	21	21	27	27	27	27	27	27	27	27	27	27
IMPORTE OPERACIONAL	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22	22
IMPORTE	15	17	22	24	25	25	25	25	26	26	27	27
IMPORTE	213	213	267	267	267	267	267	267	267	267	53	53
IMPORTE OPERACION	296	300	364	366	366	367	367	367	367	360	155	156
IMPORTE COSTO	1137	1360	1763	1976	2013	2037	2062	2097	2113	2139	2419	2482
IMPORTE OPERACION	37	46	25	31	27	23	19	11	10	5	2	0
IMPORTE DE REC. Y VENTA	74	74	74	74	74	74	74	74	74	74	74	74
IMPORTE OPERACION	1035	1240	1484	1671	1912	1940	1960	1979	2028	2059	2343	2487
IMPORTE FINANCIEROS	105	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
IMPORTE GANES DE IMP.	925	1200	1484	1671	1912	1940	1960	1979	2028	2059	2343	2487
IMPORTE	309	521	679	704	803	815	827	840	852	865	984	1011
IMPORTE	74	99	133	150	153	155	157	160	162	165	187	193
IMPORTE META	463	620	832	936	956	970	984	999	1014	1030	1171	1304

13.2.2 ESTADO DE RESULTADOS

(PORCIENTO)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
VENTAS INT. NACIONAL	29.26	36.33	30.68	29.66	31.17	32.86	34.57	36.30	38.10	39.88	40.96	42.19
VENTAS INT. EXPORTACION	40.68	43.48	10.91	9.88	9.51	7.94	6.42	4.88	3.32	1.79	0.94	0.00
VENTAS TOTALES INT.	79.94	79.81	41.59	39.54	40.68	40.81	40.99	41.17	41.41	41.67	41.90	42.19
VENTAS INT. NACIONAL	0.00	0.00	31.03	29.69	31.14	32.62	34.01	35.41	36.77	38.09	38.73	39.41
VENTAS INT. EXPORTACION	0.00	0.00	7.97	11.06	8.82	7.37	5.95	4.52	3.08	1.65	0.87	0.00
VENTAS TOTALES INT.	0.00	0.00	39.04	40.75	39.96	40.00	39.96	39.93	39.85	39.75	39.61	39.41
VENTAS INT. NACIONAL	19.61	19.94	19.13	19.27	19.12	18.96	18.81	18.66	18.50	18.35	18.27	18.17
VENTAS INT. EXPORTACION	0.25	0.25	0.24	0.24	0.24	0.24	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23
VENTAS TOTALES INT.	20.06	20.19	19.36	19.51	19.36	19.20	19.05	18.89	18.73	18.53	18.49	18.40
VENTAS EXPORTACION	59.32	56.52	81.13	79.05	81.67	84.13	87.63	90.60	93.61	96.55	98.19	100.00
VENTAS EXPORTACION	40.63	43.43	16.87	20.94	13.33	15.32	12.37	9.43	6.39	3.45	1.81	0.00
VENTA RETA FACTURADA	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
COSTO VARIABLE	22.68	22.83	21.90	22.06	21.68	21.71	21.53	21.36	21.18	21.01	20.91	20.80
UTILIDAD MARGINAL	77.32	77.17	78.10	77.94	78.12	78.29	78.47	78.64	78.82	78.99	79.09	79.20
RECARGO COSTA	1.24	1.07	0.84	0.76	0.75	0.75	0.74	0.73	0.73	0.72	0.70	0.69
DEPRECIACION DE OPER.	0.06	0.05	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.03
IMPORTE MONED	0.12	0.11	0.03	0.03	0.03	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
MANEJO MONED	1.15	0.99	0.98	0.87	0.83	0.87	0.85	0.85	0.85	0.84	0.82	0.80
GASTOS GENERALES	1.19	1.03	0.81	0.74	0.73	0.72	0.71	0.71	0.70	0.70	0.68	0.66
ACCIDENTES	0.80	0.80	0.81	0.80	0.81	0.81	0.81	0.81	0.81	0.81	0.82	0.82
CO-OPERACION	11.49	9.92	9.79	8.27	8.75	8.68	8.62	8.54	8.47	8.40	1.64	1.60
COSTOS DE OPERACION	16.06	13.76	13.26	12.18	12.03	11.94	11.65	11.76	11.68	11.59	4.76	4.67
UTILIDAD BRUTA	61.26	63.21	64.75	65.76	66.09	66.35	66.61	66.69	67.14	67.40	74.32	74.52
GASTOS EXPORTACION	1.99	2.14	0.92	1.03	0.89	0.75	0.61	0.45	0.32	0.16	0.06	0.00
GASTOS DE ADM. Y VENTA	4.03	3.45	2.73	2.47	2.44	2.42	2.40	2.36	2.36	2.34	2.28	2.23
UTILIDAD DE OPERACION	55.27	57.62	61.10	62.26	62.76	63.19	63.60	64.05	64.46	64.91	71.93	72.29
GASTOS FINANCIEROS	5.39	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60	0.60
UTILIDAD ANTES DE IMP.	49.88	57.62	61.10	62.26	62.76	63.19	63.60	64.05	64.46	64.91	71.98	72.29
I S R	20.95	24.20	25.66	26.15	26.36	26.54	26.71	26.90	27.08	27.26	30.23	30.36
P I U	3.99	4.61	4.89	4.93	5.02	5.05	5.09	5.12	5.16	5.19	5.76	5.78
UTILIDAD NETA	24.94	28.81	30.55	31.13	31.38	31.59	31.60	32.02	32.23	32.45	35.99	36.15

13.3 BALANCE GENERAL

(MILLONES DE PESOS)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
CAJA	4	5	6	7	7	7	7	7	7	7	7	7
EXCEDENTE DE CAJA	0	958	1504	2671	3395	5138	6395	7466	8952	10254	11476	12730
INV. MATERIA PRIMA	23	27	33	38	37	37	37	37	37	37	37	38
INV. PAGO. TERM.	29	34	41	46	46	46	46	46	46	46	47	48
INV. PAGO. EN PROC.	2	2	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
CUENTAS POR COBRAR	216	256	269	302	300	294	288	283	278	273	275	277
ACTIVO CIRCULANTE	274	1282	1856	3065	4268	5525	6776	8042	9323	10620	11845	13103
ACT. FIJO AL COSTO	2133	2133	2667	2667	2667	2667	2667	2667	2667	2667	2667	2667
REP. ACUMULADA	213	426	693	960	1227	1494	1761	2028	2295	2562	2615	2668
ACTIVO FIJO NETO	1920	1707	1974	1707	1440	1173	906	639	372	105	52	-1
ACTIVO TOTAL	2194	2989	3330	4771	5727	6697	7691	8681	9695	10724	11897	13101
CUENTAS POR PAGAR	35	40	49	55	55	55	55	55	55	55	56	57
LINEA DE CREDITO	203	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PASIVO TOTAL	238	40	49	55	55	55	55	55	55	55	56	57
CAPITAL SOCIAL	1493	1866	1866	1866	1866	1866	1866	1866	1866	1866	1866	1866
UT. EJERCICIO ANT.	0	463	1083	1915	2850	3806	4774	5760	6740	7774	8003	9975
UT. DEL EJERCICIO	463	629	832	936	956	970	984	1000	1014	1030	1172	1204
CAPITAL CONTABLE	1956	2949	3781	4716	5672	6642	7624	8626	9640	10689	11841	13044
PASIVO Y CAPITAL	2194	2989	3830	4771	5727	6697	7681	8681	9695	10724	11897	13101
CAPITAL DE TRABAJO	239	204	303	339	338	332	326	321	316	311	313	316
INC. CAP. DE TRAB.	239	45	19	36	-1	-6	-6	-5	-5	-5	2	3

13.4 ESTADO DE ORIGEN Y APLICACION DE FONDOS

(MILLONES DE PESOS)

** ORIGENES	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
UTILIDAD NETA	0	463	620	832	936	956	970	984	1000	1014	1030	1172	1304
DEPRECIACION	0	213	213	267	267	267	267	267	267	267	267	53	53
EQUIVALENCIA DE CAJ	640	-437	-203	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AUMENTO EN CAP.SOC	1493	0	373	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL ORIGENES	2133	239	1003	1099	1203	1223	1237	1251	1267	1281	1297	1225	1257
** APLICACIONES	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
ENCARGO DE CAJA	0	0	958	547	1167	1224	1243	1257	1272	1286	1302	1223	1254
IND. CAPITAL TRAB.	0	239	45	19	36	-1	-6	-6	-5	-5	-5	2	3
PLANTA Y EQUIPO	2133	0	0	533	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL APLIC.	2133	239	1003	1099	1203	1223	1237	1251	1267	1281	1297	1225	1257

14.- EVALUACION ECONOMICA

14.1 RELACIONES FINANCIERAS

14.2 EQUILIBRIO FINANCIERO

14.3 PUNTO DE EQUILIBRIO

14.4 FLUJO DE EFECTIVO

14.5 TASA INTERNA DE RETORNO

14.6 TIEMPO DE RECUPERACION

14.- EVALUACION ECONOMICA

14.1 RELACIONES FINANCIERAS (11), (13).

- Liquidez

● Relación de Circulante

Esta relación entre activo circulante y pasivo circulante nos indica la capacidad que tiene la empresa para enfrentarse a las deudas contraídas a corto plazo.

$$\frac{\text{Activo Circulante (A.C.)}}{\text{Pasivo Circulante (P.C.)}} \geq 2$$

Para el proyecto en cuestión :

$$\left(\frac{\text{A.C.}}{\text{P.C.}} \right)_{1987} = 7.8$$

$$\left(\frac{\text{A.C.}}{\text{P.C.}} \right)_{1998} = 229.9$$

● Prueba del Acido.

Tiene la misma finalidad que la anterior, pero dentro de su cálculo no son tomados en cuenta los inventarios.

$$\frac{\text{A.C.} - \text{Inventarios}}{\text{P.C.}} \geq 1$$

Por lo que para este proyecto se tiene :

$$\left(\frac{A.C. - Inv.}{P.C.} \right)_{1987} = 6.3$$

$$\left(\frac{A.C. - Inv.}{P.C.} \right)_{1998} = 228.3$$

● Solvencia

Este índice nos indica en que forma la empresa respalda lo que debe con lo que tiene.

Razón de endeudamiento :

$$\frac{\text{Pasivo Total (P. T.)}}{\text{Activo Total (A. T.)}} \leftarrow 50 \%$$

Razón de Capital

$$\frac{\text{Capital Contable (C. C.)}}{\text{Activo Total (A. T.)}} \rightarrow 50 \%$$

En este caso :

$$\left(\frac{P.T.}{A.T.} \right)_{1987} = 11 \%$$

$$\left(\frac{P.T.}{A.T.} \right)_{1998} = 0.44 \%$$

$$\left(\frac{C.C.}{A.T.} \right)_{1987} = 89.0 \%$$

$$\left(\frac{C.C.}{A.T.} \right)_{1998} = 99.6 \%$$

- Eficiencia

- Índice de cobertura de intereses

Nos indica la relación que guarda la utilidad de operación a los gastos financieros

$$\frac{\text{Utilidad de Operación (U.O.)}}{\text{Gastos Financieros (G.F.)}} \gg 1$$

Para 1987 único año en el que se tienen gastos financieros se tiene

$$\left(\frac{\text{U.O.}}{\text{G.F.}} \right) = 10.22$$

- Margen Neto

Indica la relación entre utilidad neta y ventas

$$\frac{\text{Utilidad Neta (U.N.)}}{\text{Ventas (V.)}} \approx 10 \%$$

Para el proyecto en cuestión :

$$\left(\frac{\text{U.N.}}{\text{V.}} \right)_{1987} = 25 \%$$

$$\left(\frac{\text{U.N.}}{\text{V.}} \right)_{1998} = 36 \%$$

- Margen Bruto

Este índice muestra la relación entre utilidad bruta y ventas

$$\frac{\text{Utilidad Bruta (U.B.)}}{\text{Ventas (V.)}} \approx 40 \%$$

Para este caso

$$\left(\frac{U. B.}{V.} \right)_{1987} = 35 \%$$

$$\left(\frac{U. B.}{V.} \right)_{1998} = 50 \%$$

- Rotación de inventarios

Para el presente trabajo se considera un inven
tario de 25 días durante todo el período de eva
luación

- Rotación de cuentas por cobrar

Se considera un crédito a clientes de 42 días
para 1987 y 30 días para 1998 ya que las ven-
tas de exportación decrecen a lo largo del pe-
ríodo de evaluación.

- Rentabilidad

- Retorno sobre la inversión (ROI)

Indica la relación entre la utilidad neta y el
activo total.

$$\frac{\text{Utilidad Neta (U.N.)}}{\text{Activo Total (A.T.)}} \geq 10 \%$$

Para este proyecto :

$$\left(\frac{U.N.}{A.T.} \right)_{1987} = 21.1 \%$$

$$\left(\frac{U.N.}{A.T.} \right)_{1989} = 21.7 \%$$

$$\left(\frac{U.N.}{A.T.} \right)_{1998} = 9.1 \%$$

- Retorno sobre capital contable (RCC)

Muestra la relación entre utilidad neta y el capital contable

$$\frac{\text{Utilidad Neta (U.N.)}}{\text{Capital Contable (C.C.)}} \supseteq \text{ROI}$$

En este caso se tiene

$$\left(\frac{U.N.}{C.C.} \right)_{1987} = 23.7 \%$$

$$\left(\frac{U.N.}{C.C.} \right)_{1989} = 22.0 \%$$

$$\left(\frac{U.N.}{C.C.} \right)_{1998} = 9.2 \%$$

- Retorno sobre capital social (RCS)

Está definido como :

$$\frac{\text{Utilidad Neta (U.N.)}}{\text{Capital Social (C.S.)}} \supseteq \text{RCC}$$

$$\left(\frac{U.N.}{C.S.} \right)_{1987} = 31.0 \%$$

$$\left(\frac{U.N.}{C.S.} \right)_{1998} = 64.5 \%$$

En términos generales y en base a cada uno de los índices antes mostrados, el proyecto motivo del presente estudio cumple satisfactoriamente con todos ellos, con lo cual se concluye que la empresa tiene gran liquidez y bastante solvencia. Por lo que respecta a la rentabilidad del proyecto, esta se considera como buena.

RELACIONES FINANCIERAS

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
A.- LIQUIDEZ												
1.-RELACION DE CIRCULANTES	7.83	32.04	37.88	55.72	77.96	100.45	123.20	146.22	169.51	193.09	211.52	229.87
2.-PAUERA DEL ACIJO	6.29	30.47	36.31	54.16	76.40	98.89	121.63	144.66	167.95	191.52	209.97	228.31
3.-SOLVENCIA												
-RAZON ENDEUDAMIENTO (X)	10.86	1.34	1.28	1.15	0.96	0.82	0.72	0.63	0.57	0.51	0.47	0.44
-RAZON DE CAPITAL (X)	89.14	98.66	98.72	98.85	99.04	99.18	99.28	99.37	99.43	99.49	99.53	99.56
B.- EFICIENCIA												
4.-IND. DE COB. DE INTERESES	10.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.-MARGEN NETO (%)	24.94	28.82	30.55	31.13	31.39	31.60	31.79	32.04	32.23	32.46	35.99	36.14
6.-MARGEN BRUTO (%)	35.08	36.26	41.54	42.33	42.65	43.19	43.75	44.29	45.55	46.09	50.69	50.48
7.-ROT. DE INV. (DIAS)	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25
8.-ROT. DE CIC (DIAS)	42	43	36	36	35	34	33	33	32	31	30	30

C.- RENTABILIDAD

9.-FOI (RET. SOBRE LA INV.)	21.69	20.74	21.72	19.61	16.69	14.48	12.81	11.51	10.46	9.60	9.85	9.19
10.-FOI (RET. SOBRE C.ASOC.)	23.66	21.03	22.01	19.04	16.85	14.60	12.90	11.59	10.52	9.65	9.87	9.23
11.-RES (RET. SOBRE C.ASOC.)	31.00	33.23	44.59	50.13	51.23	51.96	52.73	53.56	54.34	55.17	62.78	64.50
PLAZA FINANCIERA	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	0.99	1.00	1.00
EQUILIBRIO FINANCIERO	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.00	1.00
FUENTE DE EQUILIBRIO												
A VENTAS NETAS MM\$	355	369	465	470	469	469	469	457	466	466	196	197
(%)	20.77	13.07	17.11	15.63	15.39	15.27	15.11	14.96	14.89	14.69	6.02	5.92
A CAP. INSTALADA (C.A.S.)	748	759	673	696	677	671	661	653	644	637	350	351
(%)	12.46	12.65	14.55	14.77	14.62	14.51	14.35	14.22	14.06	13.96	5.84	5.84

14.2 EQUILIBRIO FINANCIERO

Es un indicador que permite evaluar el equilibrio de la productividad de la empresa con una estructura financiera dada, respecto al costo financiero que debe pagar por el uso de re cursos de terceros. Debe ser mayor a 1 para tener ventaja y no trabajar para el Banco. Para el presente proyecto, en ningún año se tiene un valor menor a 1, por lo cual, tiene un equilibrio financiero bueno (11), (13).

14.3 PUNTO DE EQUILIBRIO

Este valor nos indica qué porcentaje de las ventas, ya sea en valor o en volumen, se requiere para poder absorber los costos fijos de producción.

Para las ventas en valor, se tiene un punto de equilibrio, para el primer año del 20.8% y del 5.9% para el último año.

Para las ventas en volumen, 12.5% en 1987 y 5.8% en 1998 de la capacidad instalada (11), (13).

14.4 FLUJO DE EFECTIVO

(MILLONES DE PESOS)

ENTRADAS	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
UTILIDAD DESP IMP	0	513	620	832	936	956	970	984	1000	1014	1030	1172	1204
DEPRECIACION	0	213	213	267	267	267	267	267	267	267	267	53	53
LIQUIDACION C.T.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	316
TOTAL ENTRADAS	0	726	833	1099	1203	1223	1237	1251	1267	1281	1297	1225	1573
SALIDAS													
PLANTA Y EQUIPO	2133	0	533	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INC. CAP. DE TRAB.	0	239	45	19	36	-1	-6	-6	-5	-5	-5	2	3
TOTAL SALIDAS	2133	239	578	19	36	-1	-6	-6	-5	-5	-5	2	3
FLUJO DE EFECTIVO	-2133	487	255	1080	1167	1224	1243	1257	1272	1286	1302	1223	1570
FLUJO ACUMULADO	-2133	-1646	-1392	-312	855	2079	3322	4579	5850	7136	8438	9660	11230

14.5 TASA INTERNA DE RETORNO

(MILLONES DE PESOS)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	SUM
FLUJO DE EFECTIVO	356	136	420	332	254	188	139	103	76	56	38	36	0

TIR = 36.96 %

14.5 TASA INTERNA DE RETORNO

El valor obtenido de 36.96 % es bastante bueno considerando que la evaluación se hizo a pesos constantes de 1984 y la tasa de interés bancario en ese año a 365 días estuvo oscilando entre 45 y 55 %, sin embargo, ésta tiende a la baja debido al proceso de recuperación económica del país.

El flujo de efectivo a la Tasa Interna de Retorno indicada es la que se muestra a continuación :

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO NORMAL (*)</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO (*) AL 36.96 %</u>
1986	- 2,133	- 2,133
1987	487	356
1988	255	136
1989	1,080	420
1990	1,167	332
1991	1,224	254
1992	1,243	188
1993	1,257	139
1994	1,272	103
1995	1,286	76
1996	1,302	56
1997	1,223	38
1988	1,570	36

(*) Cifras en Millones de Pesos.

14.6 TIEMPO DE RECUPERACION

El tiempo de recuperación es de 3 años 3 meses, el cual se considera aceptable, tomando en cuenta que 2 años después de la primera inversión se realiza una inversión adicional, para la implementación de la sección productora de Tetrahidrofurano (11), (13).

Esto se puede observar en la tabla siguiente :

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO (*)</u>	
	<u>ANUAL</u>	<u>ACUMULADO</u>
1986	- 2,133	- 2,133
1987	487	- 1,646
1988	255	- 1,392
1989	1,080	- 312
1990	1,167	855
1991	1,224	2,079
1992	1,243	3,322
1993	1,257	4,579
1994	1,272	5,850
1995	1,286	7,136
1996	1,302	8,438
1997	1,223	9,660
1998	1,570	11,230

(*) Cifras en Millones de Pesos.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES :

- 1.- El mercado nacional del 1,4 Butilenglicol se puede considerar pequeño, pero ha mostrado un crecimiento histórico bastante alto de 1974-1981 (33.6 % A.A.) en los últimos años, el cual se ha visto frenado de 1982 a la fecha por la falta de divisas. Esto ha ocasionado que el consumo de sus sucedáneos haya aumentado recientemente, sin embargo, se prevé que con la producción nacional del 1,4 BG, se recupere el mercado, ya que sus propiedades son definitivamente superiores.
- 2.- Debido a la tecnología seleccionada que permite tanto la producción del 1,4 Butilenglicol como del Tetrahidrofúran con una inversión adicional, se ha previsto que en dos años, se realice ésta para tener una planta de escala modular rentable (6,000 TPA), con su respectivo abatimiento de costos.
- 3.- La mayor parte de la producción mundial del 1,4 Butilenglicol, se elabora por el proceso estandar (REPPE), y dada la explosividad del acetileno y su riesgo en el manejo y almacenaje, se requiere de instalaciones adicionales anexas a la planta. Esto aunado al desarrollo de nuevas tecnologías, como la de Mitsubishi Chemical Ind., coloca a

aquella en una posición desfavorable, y a ésta como la mejor de las tecnologías disponibles para la producción del 1,4 BG.

- 4.- Actualmente, el mercado de Poliuretanos en México utiliza como extendedores de cadena al Etilenglicol y al Propilenglicol, dado que existe producción nacional; debido a esto los fabricantes de poliuretanos han tenido cierta preferencia hacia el consumo de estos productos sacrificando en ocasiones calidad por costo. Al contar con producción nacional de 1,4 Butilenglicol, estos fabricantes lo preferirían ya que obtendrían un mejor producto a un costo similar.
- 5.- Debido a la gran disponibilidad de todas las materias primas que intervienen en el proceso seleccionado para la fabricación del 1,4 Butilenglicol, está garantizada la continuidad del suministro de las mismas.
- 6.- La realización de este proyecto permitirá la cada vez más necesaria integración nacional, con la subsecuente disminución de fuga de divisas al cerrarse la frontera para la importación del 1,4 Butilenglicol.

7.- En base a la evaluación financiera del proyecto, se observa lo siguiente :

- La tasa interna de retorno es bastante buena si consideramos que la evaluación se realizó a pesos constantes, aunado a la tendencia decreciente de las tasas de interés bancarias.
- Aunque el tiempo de recuperación del proyecto, 3 años 3 meses, es largo, este se considera acceptable si tomamos en cuenta que se preveé realizar una inversión adicional a la inicial 2 años después, con objeto de implementar e incorporar a la planta productiva la producción de THF, aspecto que repercute en el tiempo de recuperación.
- Se tiene un punto de equilibrio bajo, lo cual garantiza la generación de utilidades.

8.- A fin de lograr un estimado de inversión de mayor exactitud, se recomienda realizar un segundo estimado con mayor profundidad, ya que se considera que el presente estudio muestra un orden de magnitud de $\pm 30 \%$.

9.- Por otro lado, y dado las metodologías empleadas en el cálculo de los datos referentes a propiedades físicas, se recomienda corroborar dichos datos, dado el error implícito en su cálculo empírico.

10.- El costo de instalación de la planta, tal como está presentado en el capítulo 11, se realizó tomando en cuenta la paridad de nuestra moneda con respecto al Dólar americano vigente al 31 de Diciembre de 1984 así que llegado el momento de una revisión más profunda de este estudio, se recomienda actualizar los costos, tomando en cuenta la paridad vigente a esa fecha, ya que como sabemos, ésta sufre cambios muy frecuentemente.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Asociación Nacional de la Industria Química
Anuario de la Industria Química Mexicana en 1983.
México, ANIQ, 1984.
- 2) Asociación Nacional de la Industria Química.
Directorio de Empresas, Productos, Servicios y Distribuidores de la Industria Química Mexicana.
México, ANIQ, 1981.
- 3) Banco de México, Sub-Dirección de Investigación Económica.
Indicadores Económicos. México, BANXICO, 1983.
- 4) Brownstein, A.M. & H.L. List.
"Which Route to 1,4 Butanediol?"
Hydrocarbon Processing
September, 1977.
- 5) Chemical Marketing Reporter.
Nov. 18, 1984.
- 6) Chemical Week.
Vol. 130 (6), 1981.
- 7) Directory of Chemical Producers U.S.A., 4ed.
E.U.A., SRI International, 1981.
- 8) Directory of Chemical Producers Western Europe, 4ed.
E.U.A., SRI International, 1981.
- 9) "Economic Indicators".
Chemical Engineering.
Vol. 91 (18), Sept. 3, 1984.

- 10) Flow of Fluides Through Valves, Fittings and Pipe.
U.S.A., Crane, Engineering Division, 1965.
- 11) Formulación y Evaluación de Proyectos Industriales;
Notas del Seminario Expuesto por el Ing. Antonio Maza P.
y C.P. Roberto Mendoza M.
(México, INFOTEC; Noviembre, 1983).
- 12) Foust, Alan S.
Principios de Operaciones Unitarias.
México, CECSA, 1961.
- 13) Gitman, Lawrence J.
Fundamentos de Administración Financiera.
México, HARLA, 1974.
- 14) Guía de la Industria de Plásticos y Resinas.
México, Cosmos-México, 1981.
- 15) Guía de la Industria Hulera.
México, Cosmos-México, 1981.
- 16) Hatch, Lewis F. & Sami Matar.
"From Hydrocarbon to Petrochemicals".
Hydrocarbon Processing.
Vol. 60 (1), January, 1980.
- 17) Hatch, Lewis F. & Sami Matar.
"From Hydrocarbon to Petrochemicals".
Hydrocarbon Processing.
Vol. 57 (8), August, 1978.
- 18) Himmelblau, David M.
Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química.
México, CECSA, 1977.

- 19) Hougen, O.A., K.M. Watson & R.A. Ragatz.
Principios de los Procesos Químicos.
México, Vol. 2, Reverte, 1964.
- 20) Instituto Mexicano de Comercio Exterior.
Fichas de Importaciones.
México, IMCE, S.A.
- 21) Instituto Mexicano de Comercio Exterior.
Fichas Estadísticas.
México, IMCE, S.A.
- 22) Kern, Donald Q.
Process Heat Transfer.
New Jersey, Mc. Graw Hill, 1979.
- 23) Killilea, Thomas F. & Richard T. Gerry
"Organic Chemical 1,4 Butanediol".
Chemical Economics Handbook.
U.S.A., SRI International, January, 1981.
- 24) Kirk, I. & Donald F. Othmer
"1,4 Butylene Glicol and Butirolactone".
Enciclopedia de Tecnología Química, 2ed.
U.S.A., Vol. 10, John Wiley & Sons, 1966.
- 25) Mc. Cabe, Warren L. & Julian C. Smith.
Unit Operation of Chemical Engineering, 3ed.
New Jersey, Mc. Graw Hill, 1976.
- 26) Method of Preparing 1,4 Diacyloxy, 2-Butenes.
(United States Patent No. 3872163, March 18, 1975).
- 27) Method of Recovering Butadiene Gas from an acetoxylation Process.
(United States Patent No. 4152525, May 1, 1979).

- 28) Method of Separating Diccetoxybutene.
(United States Patent No. 4057472, Nov. 8, 1977).
- 29) Multistep Method for Preparation of Tetrahydrofuran Starting from Propylene, Oxygen and a Carboxylic Acid.
(United States Patent No. 4005112, Jan. 25, 1977).
- 30) Perry, Robert H. & Cecil H. Chilton.
Chemical Engineers' Handbook, 5ed.
New Jersey, Mc. Graw Hill, 1973.
- 31) Peter, Max S. & Klaus D. Timmerhaus.
Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 2ed.
New Jersey, Mc. Graw Hill, 1968
- 32) Petróleos Mexicanos.
Memoria de Labores 1983.
México, PEMEX, 1984.
- 33) Process for Hydrogenating Diacetoxybutene.
(British Patent No. 1519677, Aug. 2, 1978.).
- 34) Process for Hydrogenation of Diacetoxybutene.
(United States Patent No. 4225729, Sept. 30, 1980).
- 35) Process for Preparation of Diacetoxybutene.
(United States Patent No. 4075413, Feb. 21, 1978).
- 36) Process for Preparing an Unsaturated Ester.
(United States Patent No. 3922300, Nov. 25, 1975).
- 37) Process for Preparing an Unsaturated Glicol Diester.
(United States Patent No. 3755423, Aug. 28, 1973).
- 38) Process for Preparing Butanediol and/or Butenediol.
(United States Patent No. 4062900, Dec. 13, 1977).

- 39) Process for Preparing Tetrahydrofuran.
(United States Patent No. 4011244 Mar. 8, 1977).
- 40) Process for Preparing Tetrahydrofuran.
(United States Patent No. 4010171, Mar. 1, 1977).
- 41) Process for Producing a Hydrofuran and 1,4 Diol.
(United States Patent No. 4253918, Nov. 22, 1980).
- 42) Process for Producing Butanediol or Butenediol.
(British Patent No. 1560694, Feb. 6, 1980).
- 43) Process for Producing 1,4 Diacyloxy, 2 Butene.
(United States Patent No. 3671577, Jun. 20, 1972).
- 44) Process for Producing Diacetoxybutanes and Butanediols.
(United States Patent No. 4010197, Mar. 1, 1977).
- 45) Process for Producing Diacetoxybutene.
(Canadian Patent No. 1094099, 1981).
- 46) Process for the Manufacture of Allyl Esters of Carboxylic Acids.
(United States Patent No. 3670014, Jun. 13, 1972).
- 47) Producción Química Mexicana, 1982.
México, Cosmos-México, 1982.
- 48) Reid, Robert C., John M. Prausnitz & Thomas K. Sherwood.
The Properties of Gases and Liquids. 3ed.
New Jersey, Mc. Graw Hill, 1977.
- 49) Tanabe, Yasuo.
"New Route to 1,4 BG and THF".
Hydrocarbon Processing.
Vol. 61 (9), September, 1981.

- 50) Valiente, Antonio y Rudi Primo Stivalet.
Problemas de Balance de Energía.
México, Alhambra, 1982.
- 51) Valiente, Antonio y Rudi Primo Stivalet.
Problemas de Balance de Materia.
México, Alhambra, 1982.