

113  
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

Alternativa de un Compuesto Oxigenado en el  
Pool de Gasolinas Di Isopropil Eter  
(Dipe)

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

CARMINA MONTIEL PACHECO



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

268210

MÉXICO, D.F. 1998



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA**

**JURADO ASIGNADO**

**Presidente           EDUARDO MARAMBIO DENNETT**  
**Vocal                CELESTINO MONTIEL MALDONADO**  
**Secretario          EDGAR GUSTAVO GONZALEZ ARREDONDO**  
**1er Suplente        FERNADO LEON CEDEÑO**  
**2do Suplente        JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ**

**Sitio Donde se Desarrollo el Tema   INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO**

**Asesor del Tema    ING. EDGAR G. GONZALEZ ARREDONDO**

**Supervisor Técnico   ING. JOSE A. ORTIZ RAMIREZ**

**Sustentante         CARMINA MONTIEL PACHECO**

Three handwritten signatures are present on the right side of the page, each written over a horizontal line. The top signature is the most prominent and appears to be 'E. Marambio'. The middle signature is 'J. A. Ortiz Ramirez'. The bottom signature is 'C. Montiel Pacheco'.



El concebir una idea es una tarea muy sencilla, pero el realizarla implica, esfuerzo, dedicación y sobre todo apoyo de las personas que aunque sea indirectamente están involucradas y forman parte paso a paso de lo que ha sido realizado:

### **MOM**

Que me permitió estar en el momento y lugar adecuado

### **MAMÁ**

Que me dio la vida con todo el amor del mundo y me enseñó a respetar y ser fiel a mis ideas aun en las adversidades

### **MAMA ZHANJUA**

Que fue y es mi fuente de energía y amor diaria y sobre todo me demostró que nada es imposible cuando las cosas se quieren con el alma

**MÍ PADRE**

Que gracias a sus consejos pude comprender muchas cosas de la vida

**MÍ HERMANA CARMEN**

Que fue mi modelo a seguir por muchos años

**MÍ HERMANO J. ALFREDO**

Que me ha comprendido y me ha ayudado a levantarme cuando he caído.

**EBGAR MABONABO**

Que brinda su cariño y apoyo incondicional en todo momento

**LAGO, HECTOR Y BENJAMIN**

Quienes siempre están ahí sin importar momento o situación

**MARCE Y JUAN MABONABO**

Que me han abierto su corazón sin condiciones y reservas

**LA INGENIERÍA NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

Que me otorgo las bases y conocimientos para ser una profesionista orgullosa de su Universidad

**ING. JOSÉ A. GUTIÉRREZ**

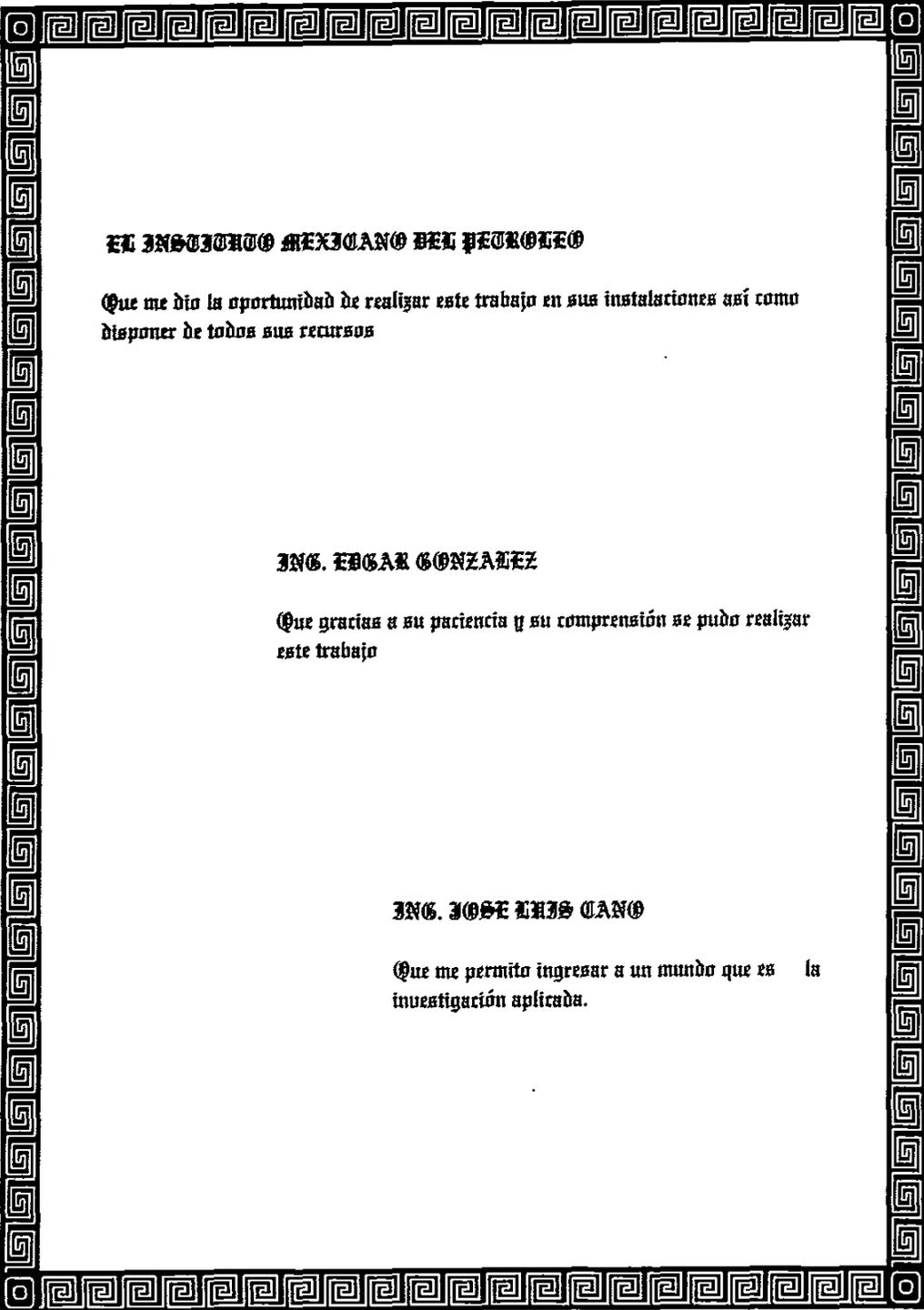
Que me mostró que la Ingeniería Química no solo es conocimiento, es también amor y respeto recíproco.

**ING. RAÚL MARTÍNEZ**

Quien me enseñó que la vida es un balance de materia y energía

**ING. CELESTINO MONTEAL**

De quien aprendí que la ingeniería no solo son sueños y fórmulas sino una realidad aplicada.



**EL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO**

Que me dio la oportunidad de realizar este trabajo en sus instalaciones así como disponer de todos sus recursos

**ING. EBGAR GONZÁLEZ**

Que gracias a su paciencia y su comprensión se pudo realizar este trabajo

**ING. JOSÉ ERIS CANO**

Que me permitió ingresar a un mundo que es la investigación aplicada.

Alternativa de un Compuesto  
Oxigenado en el Pool de  
Gasolinas  
Di Isopropil Eter (Dipe)

**CONTENIDO**

RESUMEN	1
ANTECEDENTES	4
<b>CAPITULO I</b>	
<b>ANALISIS DE MERCADO DEL PROPILENO</b>	13
◆ Producción de propileno en refinería	16
◆ Identificación y usos actuales	19
◆ Mercado actual del propileno	21
◆ Costos del propileno	25
◆ Futuro del propileno	
<b>CAPITULO II</b>	
<b>EVALUACION TECNOLOGICA PARA OBTENCION DEL DIPE</b>	26
◆ Propiedades de los eteres	29
◆ Materiales de almacenamiento de DIPE	31
◆ Alternativas tecnológicas para el aprov. Del propileno	
<b>CAPITULO III</b>	
<b>EVALUACION, BONDADES Y RESTRICCIONES DEL DIPE</b>	51
◆ Analisis del DIPE en mezclas	52
◆ Analisis del DIPE como nuevo oxigenado	
<b>CAPITULO IV</b>	
<b>INGENIERIA CONCEPTUAL</b>	55
◆ Bases de diseño	68
◆ Descripción del proceso	74
◆ Diagrama de bloques	75
◆ Diagrama de flujo de proceso	76
◆ Balance de materia y energía	77
◆ Hojas de datos	
<b>CAPITULO V</b>	
<b>ESTIMACION ECONOMICA</b>	83
◆ Analisis precio DIPE	
CONCLUSIONES	88
REFERENCIAS	90

**RESUMEN**

Esta tesis plantea una posible solución a la problemática de emplear el propileno generado en refinería para la producción de Di isopropil eter (DIPE), puesto que si se pretende elaborar el propileno grado polímero dentro de la misma implicaría un mayor procesamiento del propileno con grandes requerimientos de inversión así como una fuerte competencia de Pemex-Refinación y en especial Cadereyta (lugar objetivo de desarrollo de esta tesis) con el sur de los Estados Unidos (Texas) que posee una capacidad de producción de propileno superior a 15 000 MTA .

El propileno que se produce en Pemex-Refinación para incorporarse a Pemex-Petroquímica en un corto plazo puede presentar una problemática ya que Pemex-Petroquímica cuenta con una planta productora de propileno grado polímero que esta por entrar en operación que producirá lo equivalente a la aportación de Pemex-Refinación.

La alternativa más viable para el empleo de propileno dentro de Refinería, corresponde a utilizarlo en el pool de gasolinas ya sea como producto de la Alquilación , como Oligomero o como Oxigenado.

El proceso de Alquilación de propileno queda fuera puesto que esta alternativa tiene como limitante al isobutano, el cual es empleado para la alquilación de  $C_4$  's .

En el caso de Oligomero incrementaría las olefinas en el pool de gasolinas, teniendo la tendencia a disminuirlo puesto que es un fuerte precursor de Ozono.

Por último el llevar el propileno para producir Di isopropil – éter (DIPE) plantea mejores ventajas que los anteriores, principalmente como componente en las gasolinas ya que aportaría a ésta oxigenados.

Por lo cual esta tesis presenta en el capítulo I un análisis de disponibilidad de propileno en base a las fuentes, niveles de producción en refinería, así mismo el comportamiento de producción con relación a la demanda y distribución a otros productos petroquímicos a nivel mundial e internacional.

En el capítulo II se muestra una descripción de las alternativas tecnológicas potenciales hacia los productos que se pueden incorporar al pool de gasolinas tal como son Alquizado, Oligomero, DIPE, así como la indicación de otras tecnologías para la obtención de polipropileno.

En el capítulo III desarrolla un análisis de toxicidad y almacenamiento de DIPE siendo este muy similar al de MTBE, empleado actualmente en el circuito de Pemex-Refinación

En el capítulo IV se presenta la Ingeniería Conceptual para la producción de DIPE. Este capítulo cubre la siguiente información:

**Bases de Diseño**

**Descripción del Proceso**

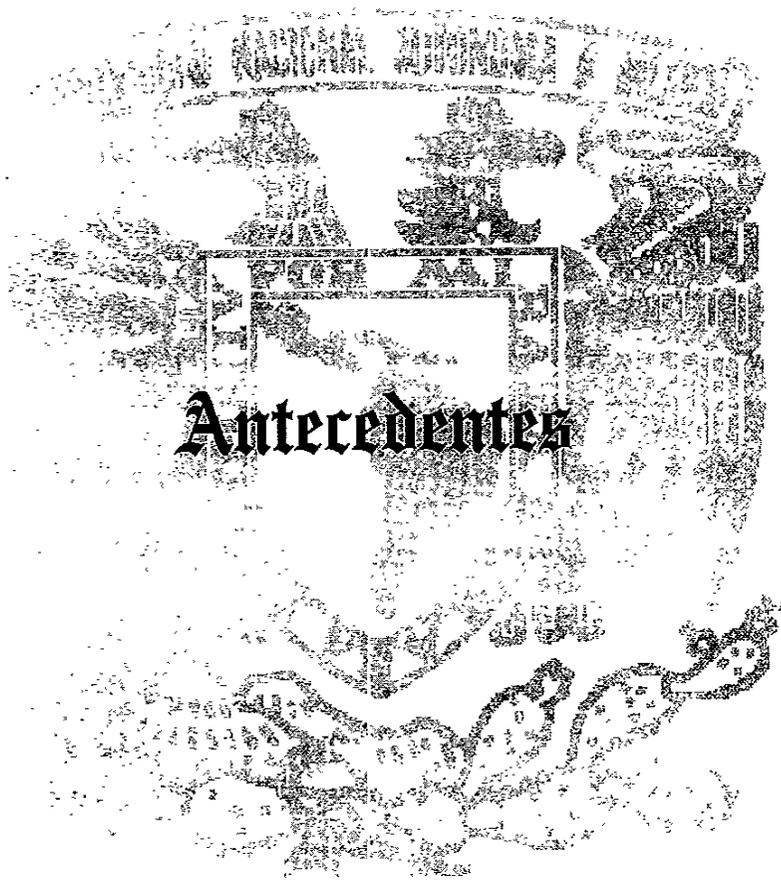
**Diagrama de Bloques**

**Diagrama de Flujo de Proceso**

**Balance de Materia y Energía**

**Hojas de Especificación**

Finalmente en el último capítulo se presenta una evaluación económica para la planta de DIPE.



# Antecedentes

## ANTECEDENTES

El concepto de oxigenado principalmente etanol, como combustible para motor o como agente en la mezcla de gasolina se uso por mucho tiempo. La idea comienza con el desarrollo de la ingeniería interna de combustión en Alemania 100 años atrás. Nikolaus Otto el inventor de la ingeniería de combustión que originalmente recomendó al alcohol etílico como combustible. <sup>(1)</sup>

De cualquier modo la gasolina fue prontamente accesible del derivado del petróleo a un tiempo que el mercado de keroseno caía, el bajo costo y el hecho de satisfacer al mercado creciente hizo que la idea de usar alcohol como combustible principal fuese hecha a un lado.

La gasolina en su inicio fue simplemente tomada del domo del barril y destilada, mientras fue satisfactoria para los primeros autos, posteriormente la calidad fue insuficiente para las innovaciones tales como la ingeniería de alta compresión, esto llegó a ser un serio problema tal como impulsar la investigación y el descubrimiento de los tetraetilados para mejorar el octano.

Los alcoholes probablemente podrían haber sido una alternativa para resolver el problema en lugar de tomar otros 60 años para que el valor en octano de los alcoholes y éteres ejercieran un impacto comercial en la gasolina.

(1)

---

<sup>(1)</sup> George Unzelman Impact of Oxygenates on Petroleum Refining part 1 Fuel Reformulation may/jun 1995

## Primeras Aplicaciones

El éter dietílico fue reconocido a principios de siglo como un aditivo atractivo para combustibles especiales; es muy ligero, altamente explosivo cuando se mezcla con aire y fue usado por mucho tiempo como un componente en la mezcla de combustible para carreras.

Varios alcoholes incluyendo el metílico, etílico, y propílico han sido usado en concentraciones arriba del 2% volumen como agentes anticongelantes. Esta aplicación de los alcoholes fue importante para prevenir el congelamiento del carburador en el motor de las aeronaves en la primera guerra mundial.

Varios oxigenados se han ido encontrando en el camino de la gasolina debido a las condiciones del mercado. Por ejemplo el alcohol terbutílico (TBA) que fue mezclado en la gasolina como una alternativa para el limitado mercado químico a inicios de 1969. El material es un coproducto de la manufactura del óxido de propileno. Como un agente en la mezcla de gasolina este lleva trazas de acetona, agua, metanol y otros hidrocarburos oxigenados.

No obstante el alcohol etílico fue el oxigenado más sobresaliente como complemento en el volumen de la gasolina.

## Los Oxigenados en la Década de 1980

La década de los 80's trajo consigo una seria introducción de oxigenados en la gasolina de los Estados Unidos, fue un periodo de prueba y error para algunos oxigenados además de ser un tiempo de desarrollo de la tecnología de eterificación con MTBE (éter metil-terbutílico) a la vanguardia.

El crecimiento explosivo del MTBE se da al finalizar la década debido a las acciones que afectaron la composición de la gasolina en los Estados Unidos para remediar problemas tales como el aumento de volatilidad (VOC) y aromáticos.

A principios de 1980 se usa una mezcla de metanol/TBA como agentes en la gasolina, el uso de metanol fue eventualmente rechazado como un agente práctico en la refinería debido al problema de la tolerancia de agua, desafortunadamente este incidente evito que el metanol formara parte de la gasolina.

MTBE primero manufacturado de forma comercial en Europa por Chemische Werke Huls en Alemania Occidental y ANIC en Italia. La primera planta en Estados Unidos fue puesta en marcha en 1979, puesto que MTBE podría ser producido y mezclado dentro de la refinería y la gasolina con éter podría ser distribuida por medio de tuberías.

Sin MTBE durante la última parte de la década, la concentración de olefinas y aromáticos en la gasolina podría haber alcanzado altos niveles y traer como consecuencia un aumento en la formación de ozono en la atmósfera.

La reactividad del grupo de los alcanos generalmente es baja, pero esta puede ser alta a bajos números de carbonos para las olefinas y aromáticos mientras que para los aromáticos a mayor número de carbonos estos se vuelven tóxicos. La reactividad de los aromáticos tiene un efecto de polución por evaporación debido a sus relativos puntos de ebullición que son altos.

Las olefinas  $C_4$  se espera que sean excluidas en un futuro de la mezcla de gasolina, ya que son usadas para alquilado y proveer a MTBE en una mayor proporción.

Las olefinas entran a la atmósfera principalmente a través de la evaporación de la gasolina, debido a su alta presión de vapor estas tienen mayor fuerza para evaporarse.

La concentración de olefinas así como su grado de reactividad en la atmósfera es una función creciente de la concentración y de la presión de vapor de las olefinas en la gasolina.

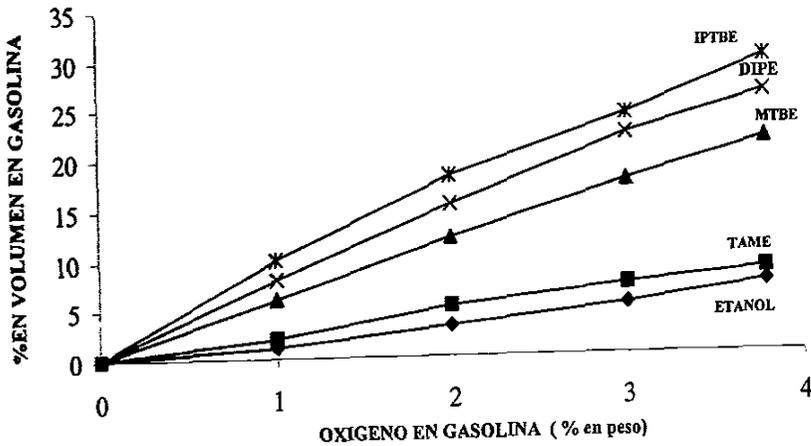
Las olefinas  $C_5$  tienen un alto potencial de formación de ozono, de hecho el 90% del potencial de ozono es debido a las olefinas contenidas en las fracciones de la unidad catalítica (FCC).

Los éteres pueden proveer de un beneficio adicional para las refinerías en la elaboración de gasolinas reformuladas, los éteres reducen la PVR y proveen de una significativa dilución de contaminantes tales como el azufre, aromáticos, benceno y componentes de alto punto de ebullición.

La dilución de los éteres puede también ser importante en la reducción de la cantidad de material en la gasolina que ebulle arriba de  $220^{\circ}F$ , el factor de dilución

en forma de porcentaje de volumen que se adiciona a la gasolina se muestra para los éteres y etanol en la figura A:

FACTOR DE DILUCION PARA OXIGENADOS



### Estado Actual de los Oxigenados

El Acta de Mejoramiento del Aire de los Estados Unidos (CAAA) de 1990 fue diseñada en parte para corregir los cambios indeseables en la composición de los combustibles, con esto inicia un proceso el cual alteraría la composición de la gasolina que se producía y consumía en Estados Unidos. Un cambio significativo resulto directamente de esta legislación que fue la inclusión obligatoria de oxigenados en la gasolina usada en zonas con alta cantidad de monóxido de carbono y ozono en el aire. Para 1995 la composición requería oxígeno ( 2% peso como mínimo) conforme a los complejos modelos de especificaciones para la certificación establecidos por la EPA (Environmental Protection Agency).

El modelo complejo el cual incluye parámetros adicionales para combustibles deben ser usados para certificar la venta de gasolina hasta después del 1 de enero de 1998.

En México en 1994 se publica la Norma Oficial Mexicana NOM-086-1994 referente a la contaminación atmosférica las especificaciones sobre protección ambiental que deben reunir los combustibles fósiles, líquidos y gaseosos que se usan en fuentes fijas y móviles. En la cual considera que las industrias y vehículos automotores que usan combustóleo, gasóleo industrial, diesel sin, desulfurado e industrial, gas natural, gas licuado de petróleo, gasolina y turbosina, como combustible genera contaminantes en los cuales se encuentran entre otros las partículas, el monóxido de carbono, los óxidos de azufre y de nitrógeno e hidrocarburos sin quemar o parcialmente quemados.

Algunos de estos contaminantes primarios reaccionan entre sí o con sustancias presentes en la atmósfera, para formar otros contaminantes con características tóxicas, la emisión de dichos contaminantes produce deterioro en la calidad del aire si se rebasan ciertos límites por lo que se hace necesario mejorar la calidad de los combustibles, las especificaciones sobre protección ambiental que deben reunir los combustibles tienen como objeto disminuir las alteraciones del ambiente.

En la norma mencionada anteriormente son consideradas las Zonas Críticas (ZC) las zonas Metropolitanas de la Ciudad de México (ZMCM) que esta integrada por 16 delegaciones políticas del Distrito Federal y los siguientes municipios del Estado de México: Atizapán de Zaragoza, Coacalco, Cuautitlán de Romero Rubio, Cuatitlán Izcalli, Chalco de Cobarrubias, Chimalhuacan, Ecatepec, Huixquilucan, Ixtapalapa, La Paz, Naucalpan de Juárez, Nezahualcoyotl, San Vicente Chicoloapan, Nicolás Romero, Tecamac, Tlalnepantla y Tultitlán, Monterrey (ZM) el área es integrada por los siguientes municipios del Estado de Nuevo León : Monterrey, Apodaca,

General Escobedo, San Nicolás de los Garza, San Pedro Garza García, Santa Catarina y Juárez y Guadalajara (ZG) que la integran los municipios del Estado de Jalisco: Guadalajara, Ixtlahuacán del Río, Tlaquepaque, Tonalá, Zapotlanejo y Zapopan.

Las especificaciones en cuanto a la gasolina se muestran en las siguientes tablas:

TABLA A

PRODUCTO	MAGNA SIN (1)		
PROPIEDAD	UNIDAD	METODO	ESPECIFICACION
Peso específico a 20/4°C		ASTM-D-287-87 o 1298-90	Informar
Destilación (2) el 10% destila a:	°C	ASTM-D-86-90	65 máximo
el 50% destila a:	°C		77-118
el 90% destila a:	°C		190 máximo
Temperatura final de ebullición	°C		221 máximo
Residuo de la Destilación	% Volumen		2 máximo
Presión de Vapor Reid	Kpa (lb/pulg <sup>2</sup> )	ASTM-D-323-90	45 a 66 (6.5 - 9.5)
Azufre	% Peso	ASTM-D-1266-91 o 2622 -87	0.10 máximo
Prueba Doctor o Azufre mercapanico	% Peso	ASTM-D-235-87 ASTM-D-3227-89	Negativa 0.002 máximo
Corrosión al Cu 3 hrs a 50°C		ASTM-D-130-88	Estándar No. 1 máximo
Goma Preformada	Kg/m <sup>3</sup>	ASTM-D-381-86	0.004 máximo
Período de inducción	Minuto	ASTM-D-525-88	300 mínimo
Numero de octano (RON)		ASTM-D-2699-88	Informar
Numero de octano(MON)		ASTM-D-2700-88	82 mínimo
Indice de octano (R+M) /2		ASTM-D-2699-88 o 2799-88	87 mínimo
Contenido de fósforo	Kg/m <sup>3</sup> (g/gal)	ASTM-D-3231-89	0.001 (0.004) máximo
	% Volumen	ASTM-D-1319-89	Informar
	% Volumen	ASTM-D-1319-89	Informar
	% Volumen	Ormatográfico	4.9 máximo
Color		Visual (3)	Verde claro (4)
Aditivo detergente dispersante	Kg/ton	IMP-RP-QA-613	0.280 mínimo (5)

**OBSERVACIONES:**

- (1) Obligatoria en todo el país excepto la Zona Metropolitana de la Ciudad de México (ZMCM) y la Zona Fronteriza (ZF) hasta 1997. A partir de 1998 estas especificaciones regirán en todo el país excepto en las Zonas Metropolitanas de las Ciudades de México, Guadalajara y Monterrey y en la ZFN
- (2) La temperatura de destilación corresponde a la presión atmosférica de 101.3 KPa. (760 mm de Hg)
- (3) Para fines de comparación colóquese la muestra tipo y la Magna Sin en botellas de 4 onzas.
- (4) El verde claro debe igualar al de la muestra que se preparan en solución acuosa con:

Compuesto	Concentración
CuSO <sub>4</sub> ·5H <sub>2</sub> O	11.2 Kg/m <sup>3</sup>
CoCl <sub>2</sub> ·6H <sub>2</sub> O	3.5 Kg/m <sup>3</sup>
K <sub>2</sub> CrO <sub>4</sub>	0.078 Kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 1 N	2.0 Kg/m <sup>3</sup>

- (5) La determinación del contenido de aditivo detergente dispersante sirve para confirmar los resultados de la dosificación del mismo, al momento de la acción.

TABLA B

MAGNA SIN (1)			
	UNIDAD	METODO	ESPECIFICACION
Peso especifico a 20/4°C		ASTM-D-287-87 o 1298-90	Informar
Destilación (2) el 10% destila a: el 50% destila a: el 90% destila a:	°C °C °C	ASTM-D-86-90	65 máximo 77-118 190 máximo
Temperatura final de ebullición	°C		221 máximo
Residuo de la Destilación	% Volumen		2 máximo
Presión de Vapor Reid	Kpa (lb/pulg <sup>2</sup> )	ASTM-D-323-90	45 a 59 (6.5 – 8.5) ZMCM
			45 a 66 (6.5 – 9.5) ZG y ZM
Azúfre	% Peso	ASTM-D-1266-91 o 2622-87	0.10 máximo
Prueba Doctor o Azúfre mercapanico	% Peso	ASTM-D-235-87 ASTM-D-3227-89	Negativa 0.002 máximo
Corrosión al Cu 3 hrs a 50°C		ASTM-D-130-88	Estándar No. 1 máximo
Goma Preformada	Kg/m <sup>3</sup>	ASTM-D-381-86	0.004 máximo
Periodo de inducción	Minuto	ASTM-D-525-88	300 mínimo
Numero de octano (RON)		ASTM-D-2699-88	Informar
Numero de octano(MON)		ASTM-D-2700-88	82 mínimo
Indice de octano (R+M) /2		ASTM-D-2699-88 o 2799-88	87 mínimo
Contenido de fósforo	Kg/m <sup>3</sup> (g/gal)	ASTM-D-3231-89	0.001 (0.004) máximo
Color		Visual (3)	Verde claro (4)
Aditivo detergente dispersante	Kg/ton	IMP-RP-QA-613	0.280 mínimo (5)

**OBSERVACIONES:**

- (1) Sólo obliga en la Zona Metropolitana de la Ciudad de México (ZMCM) hasta 1997. A partir de 1998 estas especificaciones regirán en las Zonas Metropolitanas de las Ciudades de México, Guadalajara y Monterrey.
- (2) La temperatura de destilación corresponde a la presión atmosférica de 101.3 KPa. (760 mm de Hg)
- (3) Para fines de comparación colóquese la muestra tipo y la Magna Sin en botellas de 4 onzas.
- (4) El verde claro debe igualar al de la muestra que se preparan en solución acuosa con:
 

Compuesto	Concentración
CuSO <sub>4</sub> .5H <sub>2</sub> O	11.2 Kg/m <sup>3</sup>
CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	3.5 Kg/m <sup>3</sup>
K <sub>2</sub> CrO <sub>4</sub>	0.078 Kg/m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 1 N	2.0 Kg/m <sup>3</sup>
- (5) La determinación del contenido de aditivo detergente dispersante sirve para confirmar los resultados de la dosificación del mismo, al momento de la acción.
- (6) Informar además del tipo de compuesto oxigenado empleado y su concentración en la gasolina (% peso).

# Capítulo I

## Análisis de Mercado del Propileno

## I ANÁLISIS DE MERCADO DEL PROPILENO

### 1.1 PRODUCCIÓN DE PROPILENO EN REFINERÍA

Dentro del esquema de producción de propileno en la refinería, la fuente de producción principal corresponde a las unidades catalíticas (FCC); las unidades catalíticas son la fuente principal de olefinas, tanto de propileno como de isobutileno e isoamilenos, los que son fuente principal del MTBE y TAME respectivamente.

Las figura N°1 muestra el diagrama de flujo de proceso para la obtención de propileno dentro de la refinería.

El balance de generación de olefinas ligeras en una unidad catalítica puede ser controlado utilizando las relaciones de catalizador y condiciones de operación óptimas, por lo que el mercado de propileno al que se hace referencia se basa fundamentalmente en el comportamiento de Pemex-Petroquímica, tanto en su mercado así como su producción y distribución.

El proceso de separación de propileno que se presenta en la figura No. 1, parte de una mezcla de naftas que procede de la unidad catalítica que llega primeramente a un absorbedor-agotador (3-E), para posteriormente llevar los productos pesados a una debutanizadora (5-E), donde se obtiene el corte de gasolina por el fondo, mientras que los ligeros pasan a un tratamiento de endulzamiento con DEA seguido de un tratamiento cáustico. Los ligeros son enviados a una depropanizadora (6-E) para la extracción de C<sub>4</sub> por el fondo. La mezcla de C<sub>3</sub> y ligeros llega al separador (16-E) para obtener por el domo el propileno.

Cabe señalar que el 85% del propileno en el ámbito nacional que produce PEMEX-REFINACIÓN, se destina a PEMEX-PETROQUÍMICA. Mientras que el resto se incorpora al LPG o a la red de gas combustible.

La producción de Propano/propileno a nivel nacional tiene un potencial de 14.3 MBPD, con una concentración ponderada de propileno de 70%. Tomando a la Refinería de Cadereyta como base para el diseño de la capacidad de la planta, se pretende usar una producción de 4.9 MBPD que será utilizada posteriormente.

La figura No. 2, muestra la generación ponderada anual 1990-1997 de la corriente propano/propileno que proceden de las Unidades Catalíticas en todo el circuito de refinerías en el país.

La producción de propileno se ha dado básicamente en función de su demanda (lo que se destina a PEMEX-PETROQUÍMICA), como se indica en la figura No. 3.

Se puede decir que la producción de propileno a nivel nacional es autosuficiente, 387 Mton en 1997, con una aportación de PEMEX-REFINACIÓN de 298 Mton; con una tasa de crecimiento del propileno se ha dado en el orden de 7 a 8 % anual en el país, mientras que a nivel internacional es de un 2-3 %.

**PRODUCCION NACIONAL DE PROPILENO**

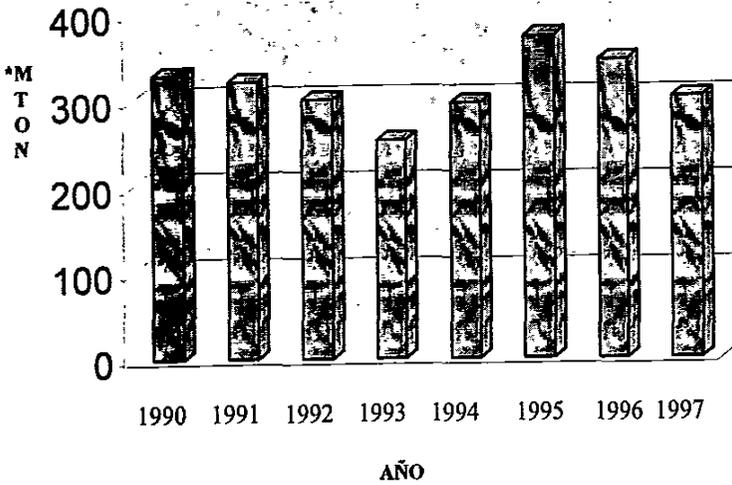


Figura No. 2

**DEMANDA NACIONAL DE PROPILENO**

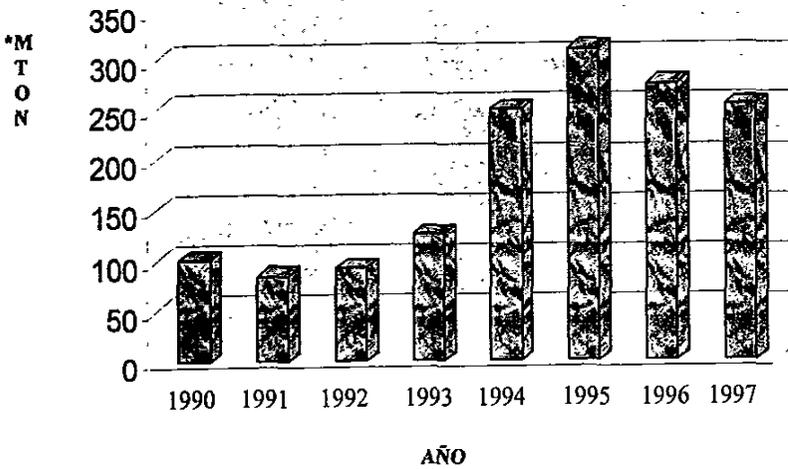
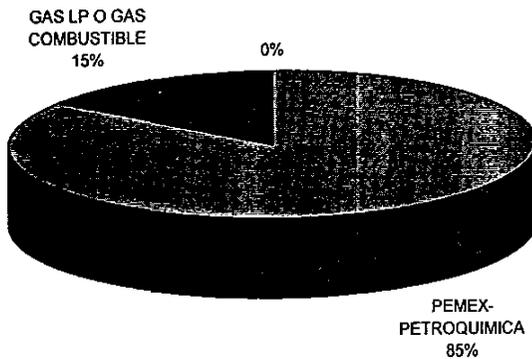


Figura No. 3

\*MTON = mil toneladas

## I.2 IDENTIFICACIÓN Y USOS ACTUALES

Como ya se mencionó del propileno que se genera en PEMEX-REFINACIÓN, el 85% se destina a PEMEX-PETROQUÍMICA y el resto como LPG o gas combustible.



**DESTINO DEL PROPILENO**

Figura No. 4

El mercado de propileno a nivel nacional es utilizado para la producción de:

Acrilonitrilo

Polipropileno

Alcohol isopropílico

Su mercado esta conformado de acuerdo con la siguiente figura:

### USO NACIONAL DEL PROPILENO

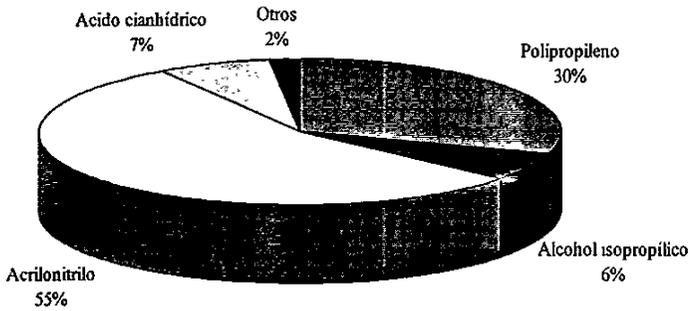


Figura No. 5

Con respecto a los usos internacionales del propileno, su gran aplicación corresponde a la formación del polipropileno, seguido de oxido de propileno y acrilonitrilo como se muestra en la figura siguiente.

### USO INTERNACIONAL DEL PROPILENO

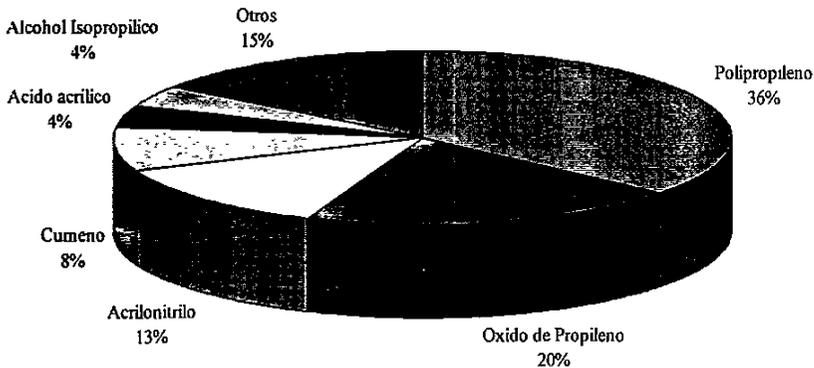


Figura No. 6

Las características del propileno de acuerdo con sus distintos grados corresponde a la siguiente tabla:

**TABLA No. 1**

*Especificaciones del propileno para sus diferentes usos*

COMPONENTE		GRADO POLIMERO	GRADO ACIDO ACRILICO	GRADO CUMENO % W	NORMAL REFINERIA
PROPILENO	% MOL	99.7 MIN*	95.0 MIN	98.0	95.0
PROPANO	% MOL	0.3 MAX	4.9 MAX	1.5 MAX	4.6
ETANO	% MOL		0.1 MAX	0.01 MAX	0.4
ETILENO	%MOL		----	1.0 MAX	----
ACETALDEHIDO	ppm MOL	----	10.0 MAX	----	----
PROPADIENO	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	0.0500 MAX	----
METILACETILENO	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	0.0025 MAX	----
BUTADIENO	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	0.0001	-----
BUTANO-BUTILENO	ppm MOL	10.0 MAX	10.0 MAX	----	----
MONOXIDO DE CARBONO	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	----	----
BIOXIDO DE CARBONO	ppm MOL	10.0 MAX	10.0 MAX	----	-----
AGUA	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	----	-----
OXIGENO	ppm MOL	5.0 MAX	5.0 MAX	----	----
AZUFRE	ppm MOL	5.0 MAX	10.0 MAX	0.0001	----
ACETILENO	ppm MOL	5.0 MAX	----	-----	-----

\* Corresponde a requerimientos de Pemex-Petroquímica, pero la pureza internacional es de 99.5%

Cabe señalar que el diseño de refinería y sólo por destilación marca un 95% mol en pureza de propileno; en operación normal de refinería la pureza de propileno es del orden de 97.5% mol, pudiendo lograr hasta 99.1%, sin obtener por destilación actual el que se requiere para grado polímero.

### I.3 MERCADO ACTUAL DE PROPILENO

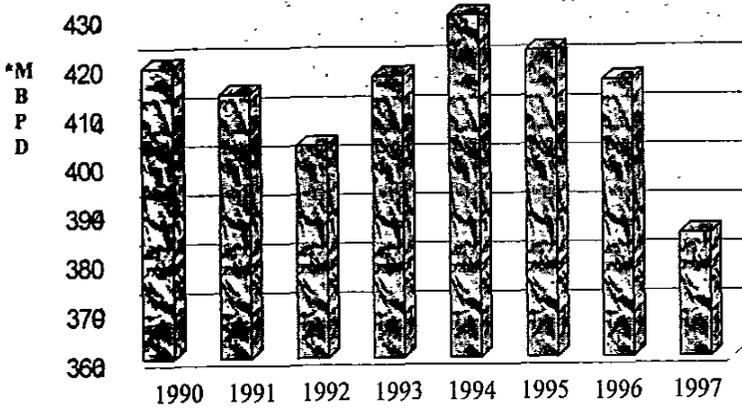
El propileno actual en el ámbito nacional mantiene un mercado cautivo con una derivación ya específica a distintos productos; a nivel internacional, el propileno crece a una tasa anual de 2 - 3%, teniendo una firme demanda a resinas sintéticas a base de polipropileno y en óxido de propileno, así como un fuerte potencial a futuro para la reformulación de gasolina y como base de metaloceno, lo cual predice cambios en el actual uso de propileno.

Un uso alternativo del propileno es en la reformulación de gasolinas, teniendo como fuente de generación de propileno las unidades catalíticas.

Actualmente Pemex Refinación produce un promedio de 282 MBPD de Magna, 103 MBPD de Premium; el potencial de consumo en país es del orden de 408 MBPD de magna y 78 de Premium, teniendo un déficit de 101 MBPD promedio en gasolinas (fig. No. 8,9).

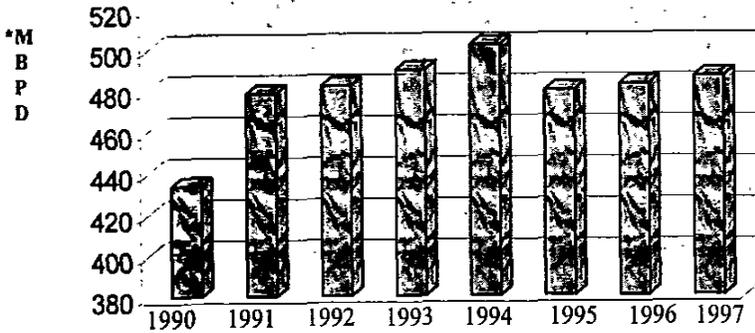
Cabe señalar que existe un mercado latente para el aprovechamiento del DIPE como parte del reformulado en las gasolinas, cerca de 10.725 MBPD, que como tal, ingresaría al pool de gasolinas.

**PRODUCCION DE GASOLINA**



AÑO  
Figura No. 8

**CONSUMO DE GASOLINA**



AÑO  
Figura No.9

\*MBPD = Mil Barriles Por Día

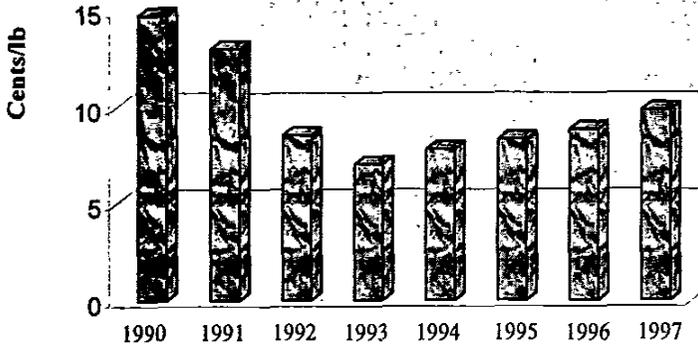
**I.4 COSTOS DEL PROPILENO**

El análisis de costos de propileno plantea una estrategia muy compleja ya que el costo internacional (FOB Costa del Golfo) del propileno a través de su historia (1981-1995) ha planteado bajas y altas con comportamiento distinto en sus diferentes grados, esto es:

INDICE DE COSTO USD/TON			
PUREZA	ALTO	MEDIO	BAJO
Gr. POLIMERO	550.0	412.5	302.5
Gr. QUIMICO	572.0	275.0	379.5

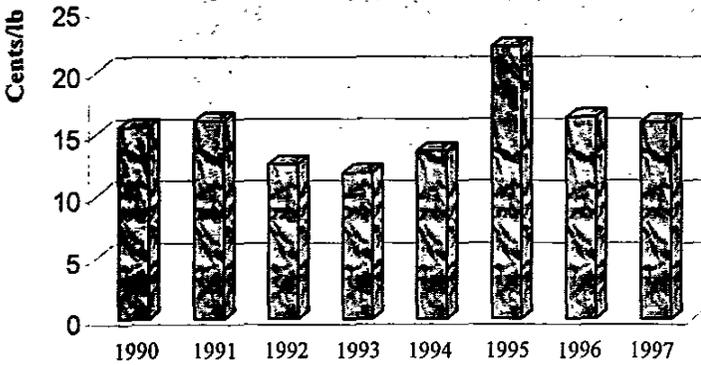
Una curva característica en costos internacionales del propileno en el período 90/97 se puede observar en la figura No. 10, 11,12 y 13.

**PROPILENO GRADO REFINERIA**



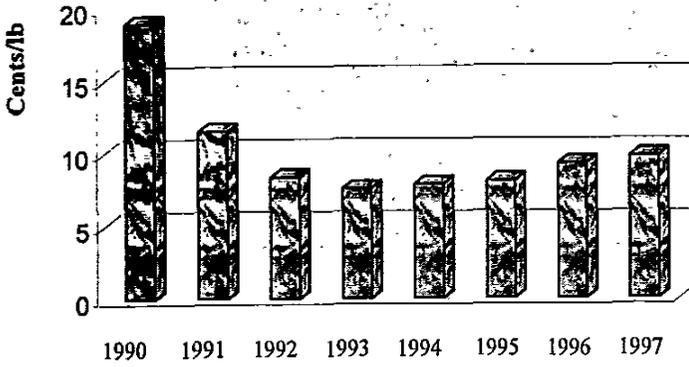
**AÑO**  
**Figura No. 10**

**PROPILENO GRADO QUIMICO**

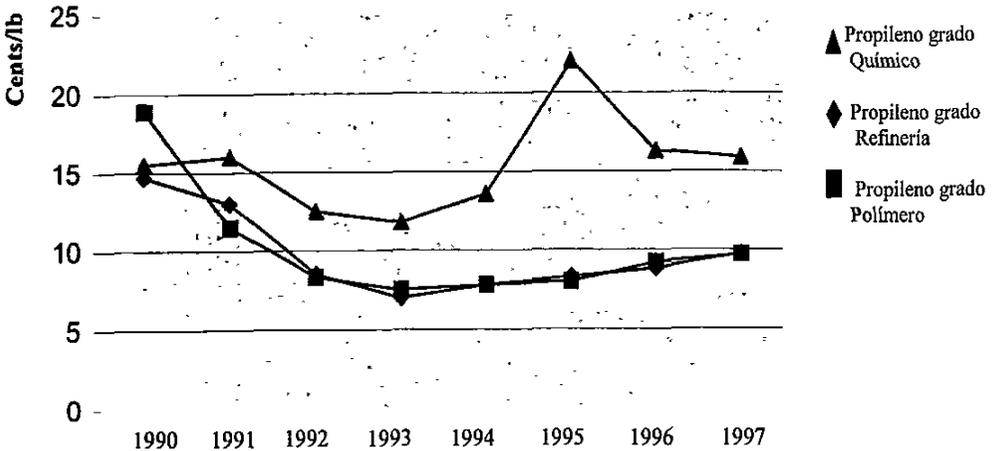


**AÑO**  
**Figura No. 11**

**PROPILENO GRADO POLIMERO**



**AÑO**  
**Figura No. 12**



**AÑO**  
**Figura No. 12**

En referencia a los distintos grados no existe una notable diferencia en cuanto a precios (10%), sin embargo se requiere una pureza de propileno de 99.5 y 95 % para grado polímero y químico respectivamente, en el que para lograr la pureza de 95 a 99.5% se requiere de fuerte inversión.

La tasa de crecimiento del mercado para la producción del propileno a nivel mundial es del orden del 2 al 3% afectando fundamentalmente a Europa y Asia, mientras que en el Norte de América se tiene una capacidad de 15 000 MT/año, para la cual México representa el 3% (450 MT/año).

El mercado dominante para propileno se encuentra ubicado en los Estados Unidos, lo que propicia la fuerte variación de precios sin presentar una estrategia en el comportamiento del mismo.

Los costos de propileno a nivel nacional son mucho más estables ya que el mercado esta plenamente establecido, es decir el 85 % que produce Pemex-Refinación se destina a Pemex-Petroquímica, mientras que el resto se incorpora a LPG.

Los costos nacionales interorganismos del propileno son del orden de 325 D/T (27.4 D/B) La estrategia viable económica del propileno que se genera en refinería es llevarlo a DIPE ya que actualmente Pemex-Petroquímica tiene por ingresar una planta generadora de Propileno a base de Etileno con una capacidad de diseño de 350 Mton/año y que corresponde a la aportación total de Pemex-Refinación, lo que originara a esta entidad a conformar su mejor utilización si se diera este caso.

## 1.5 FUTURO DEL PROPILENO

Como ya se ha indicado anteriormente el propileno de Pemex-Refinación tiene un mercado cautivo dentro del país hasta no entrar en operación la Unidad Productora de Propileno en el Complejo de Morelos (350 Mton), esto marca un cambio para Pemex-Refinación que tendrá que modificar su esquema de uso teniendo:

- Purificarlo a grado polímero
- Aprovecharlo en el pool de gasolinas
- Llevarlo a la mezcla de LPG

El esquema básico de mejor aprovechamiento plantea que el propileno que se genera en refinería debe llevarse a otros productos dentro de la misma, cabe destacar que la opción de propileno grado polímero que pudiese llevarse a cabo en la Refinería de Cadereyta que es el lugar para llevar a cabo el objetivo en este estudio, competiría fuertemente con el que se genera en el sur de los Estados Unidos (Texas). Por otro lado llevarlo a la mezcla de LPG se considera fuera de norma internacional ya que las olefinas contribuyen a la formación de ozono.

La alternativa viable es aprovecharlo en el pool de gasolinas ya sea como DIPE, oligómeros (poligasolinas) o alquilado que como tal se ven evaluadas en el segundo capítulo.

# Capítulo III



Evaluación Tecnológica para la  
Obtención del Aipe

## II EVALUACIÓN TECNOLÓGICA PARA OBTENCIÓN DEL DIPE

### II.1 PROPIEDADES DE LOS ETERES

Los éteres tienen un bajo peso molecular, un agradable y característico olor, son altamente volátiles. Su punto de ebullición es más bajo que sus alcoholes correspondientes y es similar a los de los hidrocarburos de peso molecular y estructura equivalente. Los éteres son insolubles o pobremente solubles en agua pero son realmente miscibles con casi todos los líquidos orgánicos. Su alto poder solvente para muchos compuestos orgánicos es considerable y a menudo es reforzado con la presencia del alcohol correspondiente

Los éteres forman peróxidos en presencia de oxígeno atmosférico, especialmente cuando se expone a la luz, esto se conoce debido a explosiones violentas que ocurren hacia el final de la destilación. Los peróxidos pueden ser detectados con Vanadio, o Sulfato de Hierro II, que pueden ser destruidos por un tratamiento con una solución de una sal de hierro, piro-sulfito de potasio o trietilentetramina.

### II.2 PROPIEDADES DEL DI ISOPROPIL ETER

Al DIPE también se le conoce como:

Oxido Di isopropílico  
Isopropil Eter  
2-isopropoxiisopropano



**TABLA II.B**

		UNIDADES
Edo. Físico a 15°C y 1 atm	Líquido	
Color	Incoloro	
Olor	Etéreo	
Peso Molecular	102.18	g/mol
Gravedad Específica	0.730	
Contenido de Oxígeno	15.7	% peso
Punto de Ebullición	69	°C
Punto de Congelamiento	-86	°C
Temperatura de Autoignición	443	°C
Solubilidad en Agua a 20°C	2	% peso
Tensión Superficial	17.1	Dinas/cm
Calor de Combustión	73	Cal/g
Temperatura Crítica	227	°C
Presión de Vapor REID	4.5	Psi
Presión Crítica	28.4	Atm
Índice de Octano (R+M)/2	105	

El DIPE es miscible con disolventes orgánicos incluyendo el ácido acético, pero no es miscible con glicoles, glicerol, monoacetato de glicerol o etanolaminas, la solubilidad en agua es más baja que el dietil-eter. Se obtiene como subproducto en la producción de alcohol isopropílico a partir de propileno y agua, el éter crudo contiene alcohol isopropílico, hidrocarburos  $C_6$  y otros subproductos.

La purificación del DIPE incluye la extracción del alcohol con agua y la separación del azeotropo DIPE-Agua obteniendo un producto con una pureza del 98%.

## USOS

El DIPE es usado en la industria para la elaboración de combustibles para motor, además es empleado como:

Disolvente en reacciones químicas

Extracción de soluciones acuosas

Remoción de fenoles en aguas residuales

Extracción de aceites esenciales, nicotina y vitaminas

## **MATERIALES DE ALMACENAMIENTO DE DIPE**

El Diisopropil Eter (DIPE) es un combustible líquido inflamable y peligroso, que puede ser almacenado “sobre cubierta”, “bajo cubierta” y transportado en auto-tanques o carro-tanques; cabe señalar que de acuerdo al Código Federal de Regulaciones de los Estados Unidos (CFR) los materiales autorizados para almacenamiento de DIPE son:

**Acero**

**Aluminio**

**Madera**

**Fibra**

**Plástico**

Para almacenamiento interno los materiales pueden ser:

**Cilindros de acero**

**Recipientes de vidrio o barro**

**Recipientes de plástico**

**Recipientes de metal**

**Ampolletas de vidrio**

Cuando el éter es transportado por vía aérea los materiales autorizados son:

**Acero**

**Aluminio**

**Fibra**

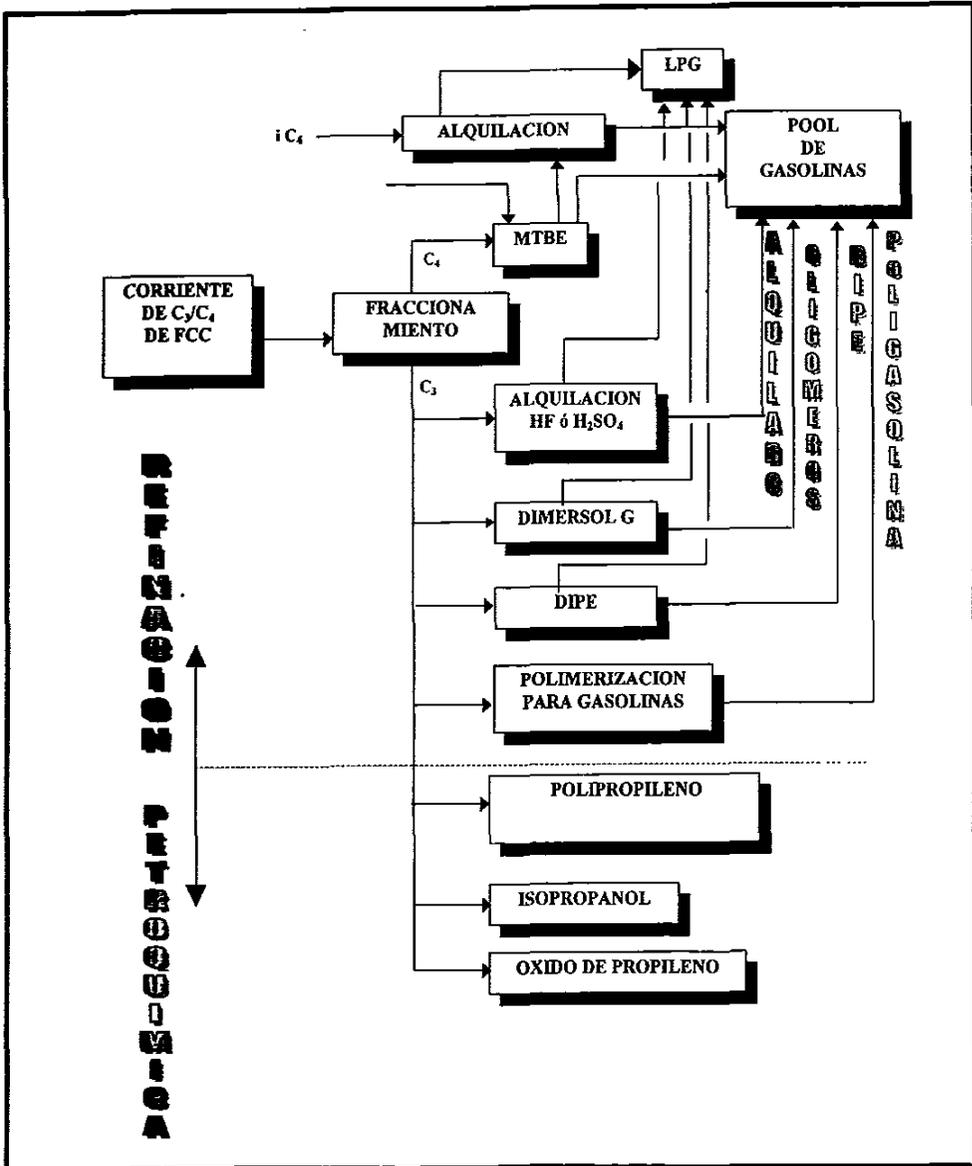
**Plástico**

**Madera**

El hecho de que el éter es un pobre conductor de electricidad presenta un riesgo ya que se puede generar una carga de electricidad estática en el éter, por lo que las tuberías y bombas deben ser aterrizadas y las juntas deben ser conectadas a un conductor.

Cuando el DIPE es vertido o transferido de un contenedor a otro, ambos contenedores deben ser conectados a tierra para prevenir la formación de cargas estáticas y una posible explosión. Si se usan contenedores de plástico o vidrio estos deben ser conectados a tierra usando una tubería metálica que esta bajo la superficie del éter o conectar con tierra cadenas u otros conductores metálicos en el libre flujo de éter para remover las cargas de electricidad estática.

### II.3 ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL APROVECHAMIENTO DEL PROPILENO



### II.3.1 TECNOLOGIAS PARA LA PRODUCCION DE ALQUILADO

El proceso consiste en obtener una gasolina de alta pureza llamada alquilado como reacción de una mezcla rica en olefinas (propileno, butilenos y amilenos) con isobutano en presencia de HF o  $H_2SO_4$  como catalizador.

En este proceso las corrientes de isobutano, olefinas y ácido intimamente mezclado pasan, a través de boquillas para alcanzar altas velocidades emulsionando así el catalizador y los hidrocarburos llevándose a cabo las reacciones.

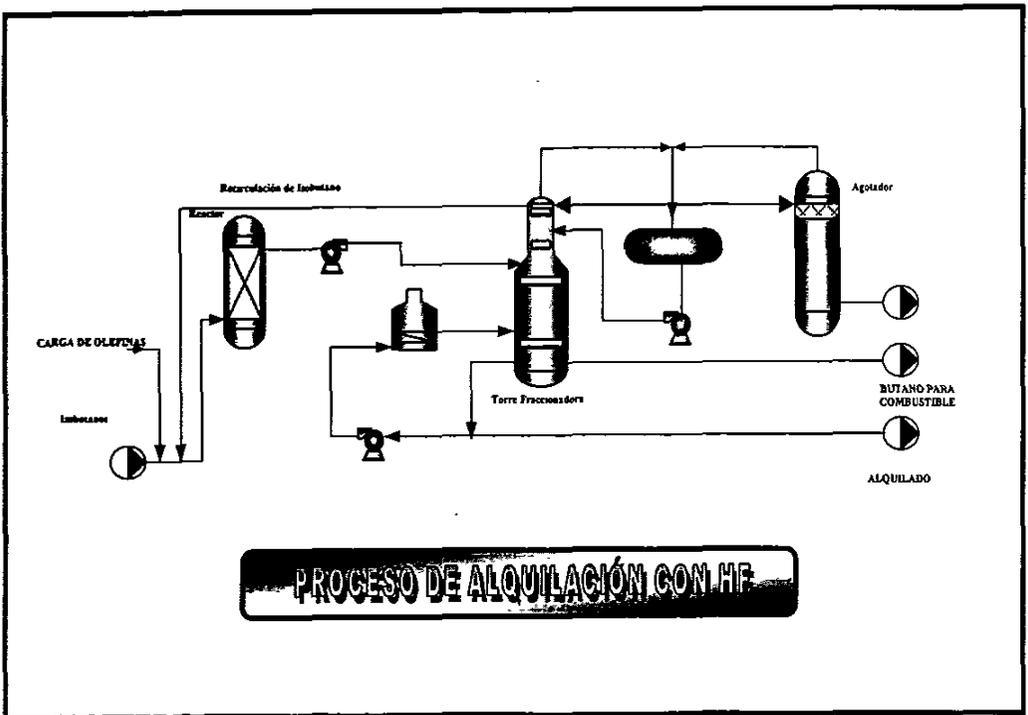
El efluente del reactor pasa a un asentador donde se separa el ácido del hidrocarburo; el primero previo enfriamiento se recircula al reactor en tanto que el último el cual contiene isobutano y alquilado así como pequeñas cantidades de propano, n-butano, HF disuelto así como fluoruros de isoalquilos, se alimenta al fraccionador principal, en donde por el domo se obtiene propano y HF en tanto que por una corriente lateral se obtiene el isobutano y otra más de n-butano mientras que por el fondo se obtiene el producto alquilado.

Todas las corrientes son tratadas con KOH para eliminar su acidez. Las condiciones típicas de operación son de 20°C a 40°C, presión de 6 a 9 atmósferas y relaciones molares de isobutano/olefina de 10 a 15.

El proceso de alquilación con ácido sulfúrico o fluorhidrico para propileno es difícil de desarrollarse pero se facilita un poco con la presencia de butenos, lo que ha permitido procesar corrientes hasta del 60 % conllevando un consumo de  $H_2SO_4$  de 2.5 a 3 veces mayor al empleado para la alquilación con butenos unicamente y con bajo numero de octano (89 RON y 87.1 MON).

Así la mejor calidad de alquilado se obtiene cuando se emplea n-buteno con isobutano (97.8 RON y 93.9 MON) y bajo el esquema de HF la mejor calidad se obtiene mediante el 2-buteno con índice de octano mayor a 97.

La alquilación con isobutanos para la producción de gasolina de alto octano se realiza preferentemente con butilenos y en menor grado con propileno ya que con este ultimo se tiene un mayor consumo de isobutano y un producto con menor octano; actualmente los circuitos de Pemex-Refinación tienen cautivo a los isobutanos que son empleados en la elaboración de alquilado con butilenos.



## II.3.2 TECNOLOGÍA PARA LA PRODUCCIÓN DE OLIGÓMERO

### PROCESO DIMERSOL G<sup>MR</sup>

Este proceso toma como corriente de alimentación el corte de propileno proveniente de la planta FCC para producir un dímero (dimato) que constituye una fracción de gasolina con bajo índice de octano (88.5). El proceso se realiza en fase líquida, empleando un catalizador tipo Zigler, basado en un derivado activado de níquel con un compuesto órgano aluminato de reducción. El proceso se caracteriza por sus condiciones moderadas de operación; las reacciones se llevan a cabo casi a temperatura ambiente y la presión suficiente para mantener en fase líquida al hidrocarburo. Se obtiene una conversión casi total del propileno, así como una alta selectividad, evitándose la recirculación de material traduciéndose en un bajo consumo de insumos.

El licenciador afirma que la planta es de fácil construcción y no requiere de metalurgia especial para el equipo de proceso. Sin embargo es muy sensible a la presencia de impurezas, por lo que se requiere en la mayoría de los casos de una unidad de preparación de la carga, la cual consiste en eliminar los compuestos de azufre, las diolefinas y remover al agua.

El proceso esta integrado por tres secciones: reacción, neutralización y estabilización. La primera incluye uno o más reactores operando en fase líquida equipado con un sistema de enfriamiento con agua o aire para acondicionar la corriente de reciclo, lo cual contribuye a mejorar el mezclado a lo largo del reactor.

En esta corriente de reciclo se inyecta el catalizador. El efluente del reactor pasa a la sección de neutralización, en donde el catalizador se elimina de la corriente de hidrocarburo mediante un lavado cáustico seguido de un lavado con agua. La gasolina obtenida (Dimato) se estabiliza mediante fraccionamiento. Obteniéndose por el domo de la columna propano y como producto de fondo el dimato el cual se manda al pool de gasolinas.

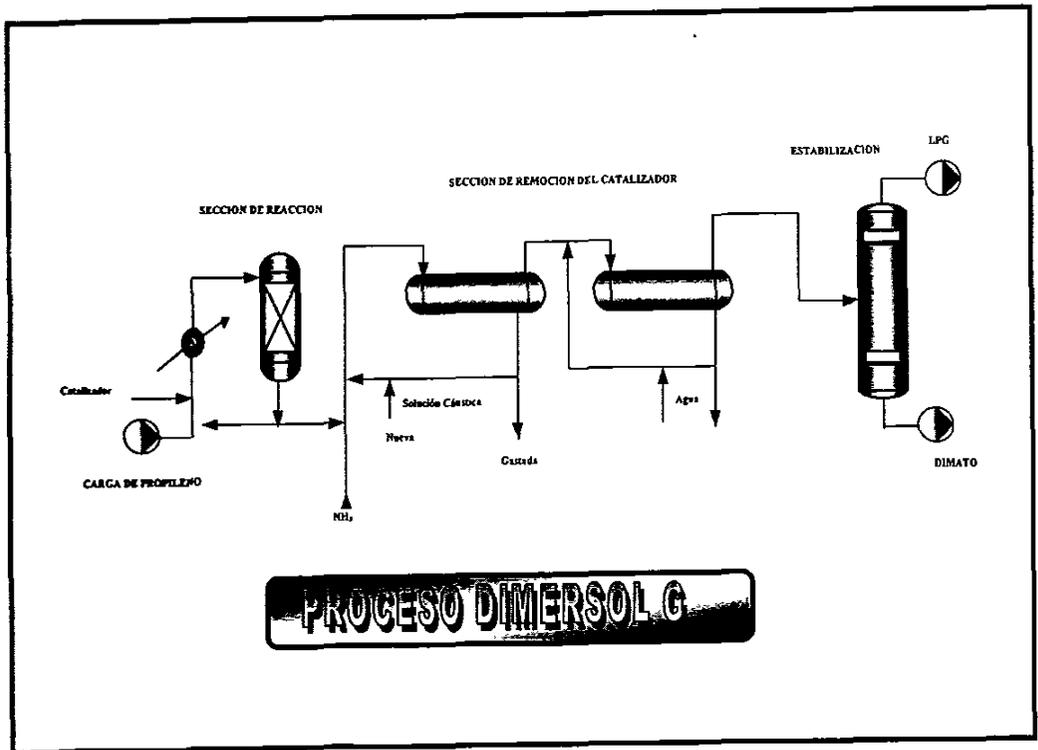
La conversión del propileno varia desde un 90% con un reactor hasta un 95 % con dos reactores, se puede agregar un reactor tipo pistón que contribuye a disminuir el consumo de catalizador a una conversión constante o a mejorar la conversión. Las propiedades del dimato son una PVR de 7 psi con un intervalo en temperatura de ebullición de 60 °C a 215 °C y con valores promedio de mezcla de 96 RON 81 MON.

Este producto generalmente representa menos del 5% del pool de gasolinas de refinería. Aunque el dimato es una gasolina olefinica (con amplias diferencias entre el MON y RON), sus propiedades de mezcla con alto octano en un intervalo de ebullición donde generalmente la gasolina tiene bajo numero de octano, presentando una fuerte desventaja en la actualidad y que corresponde a una gasolina del tipo olefinico altamente reactivo con el medio ambiente, por lo que su tendencia va en disminución en el pool de gasolinas.

El producto (Dimato) contiene olefinas terciarias  $C_6$  que pueden emplearse para su eterificación con metanol y así mayor producción de oxigenados y por ende mayor octanaje por barril y tanto menor presión de vapor como de olefinas presentes en la gasolina.

La oligomerización, es una forma de incorporar, a un costo relativamente bajo, propileno al pool de gasolinas. El oligómero producto llamado: Dimato o poli-gasolina dependiendo del proceso de producción, con un índice de octano de  $87(\text{RON}+\text{MON}/2)$ .

Una gran desventaja que el dimato es, de acuerdo a las nuevas normas ambientales, uno de los compuestos de mezcla menos atractivos, ya que es un producto 100% olefina, y que por cuya causa se penaliza la mezcla de gasolinas en función de su contenido.



### IL3.3 TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE DI-ISOPROPIL-ETER (DIPE)

Como una respuesta a la necesidad de sustitución de compuestos organometálicos reguladores del índice de octano en los combustibles surgieron los compuestos oxigenados. Las razones para convertir propileno a oxigenados son tanto del tipo estratégico como económicas como son:

Un incremento sustancial hacia la autosuficiencia de oxigenados.

Un uso efectivo del propileno producido con la actual y futura tecnología de FCC.

Un mejoramiento de la calidad de las gasolinas relacionada con la oligomerización de propileno.

Una reducción de los requerimientos de isobutano relacionados a la alquilación del propileno

Se puede contar con una capacidad disponible para la alquilación y/o eterificación de amilenos

El Di-isopropil-eter es el nuevo producto, candidato para el pool de gasolinas con índice de octano de 105 y una Presión de Vapor Reid de 4 a 5 psi. Compuesto formado por la hidratación de propileno y, debido a que la fuente de oxígeno es agua, es un acercamiento hacia la independencia de cargas de alcohol, de acuerdo a los fabricantes este proceso tiene una amplia competencia, en lo referente a las cargas de alimentación, con los procesos de alquilación.

## **PROCESO EN DOS ETAPAS PARA LA PRODUCCIÓN DE DI-ISOPROPIL ÉTER MEDIANTE HIDRATACIÓN.**

En este proceso se establecen dos etapas de operación para la producción de DIPE.

En la primera etapa, el Diisopropil éter es producido mediante la reacción de una parte de propileno con alcohol isopropílico, en presencia de un catalizador en el reactor de formación de DIPE, el efluente de la primera etapa esta compuesto por diisopropil éter, propileno sin reaccionar y alcohol isopropílico pasando por lo menos una pequeña porción de la corriente de la primera etapa a la zona de recuperación de ligeros para obtener una mezcla de propano/propileno que se envía a una zona depropanizadora para producir una corriente propileno que se recircula a la primera etapa, mientras que la parte restante que proviene de la zona de recuperación de ligeros diisopropil-éter, alcohol isopropílico, agua son separados y una pequeña parte del alcohol isopropílico con un 3% de agua y pequeñas cantidades de DIPE son enviados nuevamente a la zona de formación de DIPE.

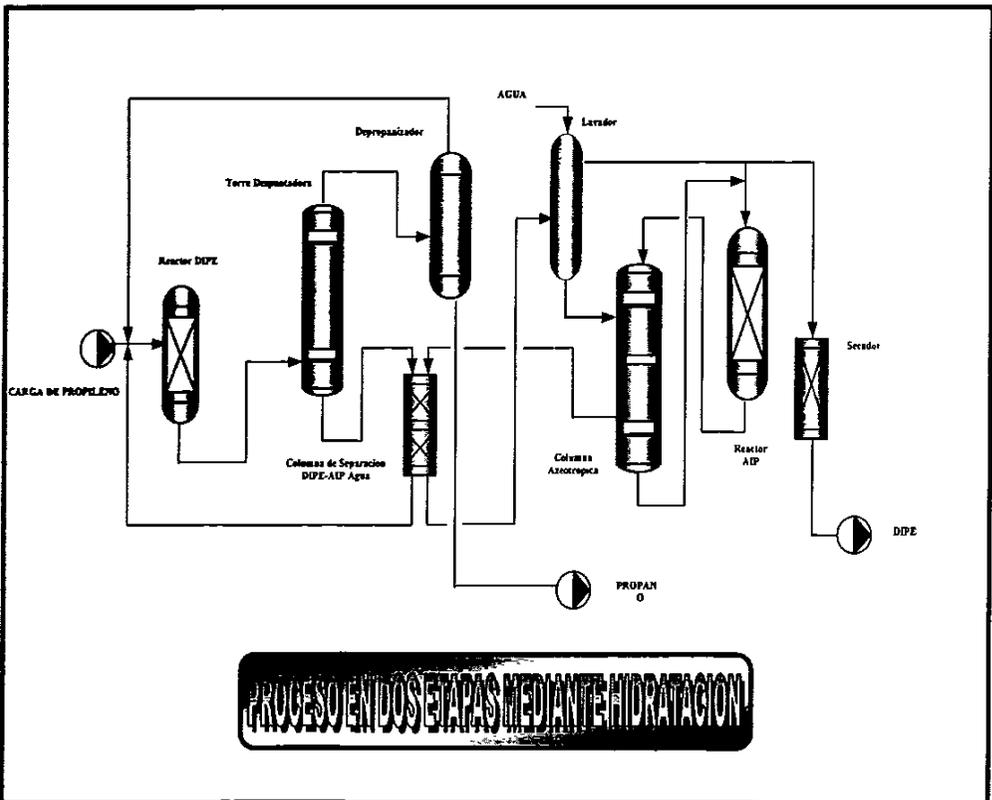
La porción restante de DIPE, alcohol isopropílico, agua pasan a la zona de lavado para obtener una corriente de DIPE y una corriente de agua de lavado, el alcohol isopropílico y agua que conforma la mayor parte de la corriente llega a una columna azeotrópica para producir una azeotrópica y una de agua.

En la segunda etapa se lleva el azeotrópico a un reactor de formación de alcohol isopropílico en presencia de un catalizador bajo condiciones necesarias para producir una corriente compuesta por agua y alcohol isopropílico, pasando una porción de la segunda etapa a la zona de separación de DIPE, AIP, Agua y recirculando la porción restante a la primera etapa.

La formación de Alcohol Isopropílico por hidratación de DIPE no es tan difícil como la formación de AIP por hidratación de propileno.

La razón para esto es que sus estados naturales de DIPE y agua son líquidos, esto es importante por que existe un contacto íntimo entre ambos en la zona de reacción.

La solubilidad de DIPE en agua es mejor que la solubilidad de propileno en agua.



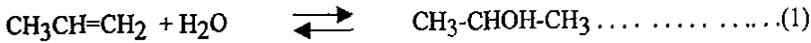
## PROCESO OXYPRO<sup>MR</sup>, PARA LA PRODUCCIÓN DE DI-ISOPROPIL- ETER CON REMOCIÓN DE MATERIAL ÁCIDO.

El proceso implica: el reaccionar propileno y agua para producir alcohol isopropílico y reaccionar éste con propileno para producir Di-isopropil-eter, empleándose como catalizador una resina de intercambio iónico del tipo ácido; el efluente del reactor, conteniendo los insumos, los productos de reacción y el ácido resultante de la degradación del catalizador; posteriormente se lleva a la sección de remoción de ácido mediante compuestos orgánicos de silicio tipo básico o resina ionica tipo básica, resultando una corriente agotada de ácido, la cual se divide en 2 corrientes, una para recirculación al reactor con la finalidad de incrementar la conversión así como la transferencia de masa y energía y, la otra para preparación de producto a almacenamiento.

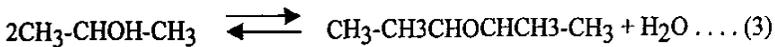
El proceso describe la forma de producción, en una sola etapa, de DIPE mediante la hidratación del propileno, empleando como catalizador una resina de intercambio iónico tipo ácida para promover ambas reacciones y sin la necesidad de romper el azeótropo generado Alcohol isopropílico-agua, esta tecnología es la mas reciente y llega a reducir costos de inversión hasta del 50%.

El proceso se inicia introduciendo a un reactor empacado una carga de hidrocarburo conteniendo propileno, en una proporción mayor al 50% y bajo las siguientes condiciones de operación: presión alrededor de 1100 psig y temperaturas mayores a 350 °F, con relaciones molares  $H_2O/C_3$  de 0.5:1, para relaciones mayores.

El catalizador empleado puede ser de poliestireno sulfonado, o bien un copolímero de poliestireno divinilbenceno sulfonado, de las que comercialmente se tienen: Purolite CT-175 y A-36 del tipo ácido. Las reacciones que se llevan a cabo son:

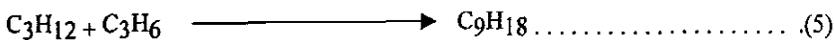


También se puede llevar a cabo la siguiente reacción para la formación de DIPE.



La cual se trata de inhibir dado el alto consumo de alcohol isopropílico comparada con la reacción 2.

Así mismo se pueden producir en pequeñas cantidades de:



Durante el flujo de la corriente sobre el catalizador, hay un arrastre de ácido, mismo que deberá eliminarse para no degradar, durante el reciclo al catalizador. La remoción de ácido se realiza con polisilicoquioxanos orgánicamente enlazados de carácter básico o una amberlita IRA -67 ó 68. La relación de reciclo es en promedio de 5:1. Una vez que al efluente del reactor se le ha removido el ácido, parte de esta corriente fluye hacia la reacción de recuperación de producto.

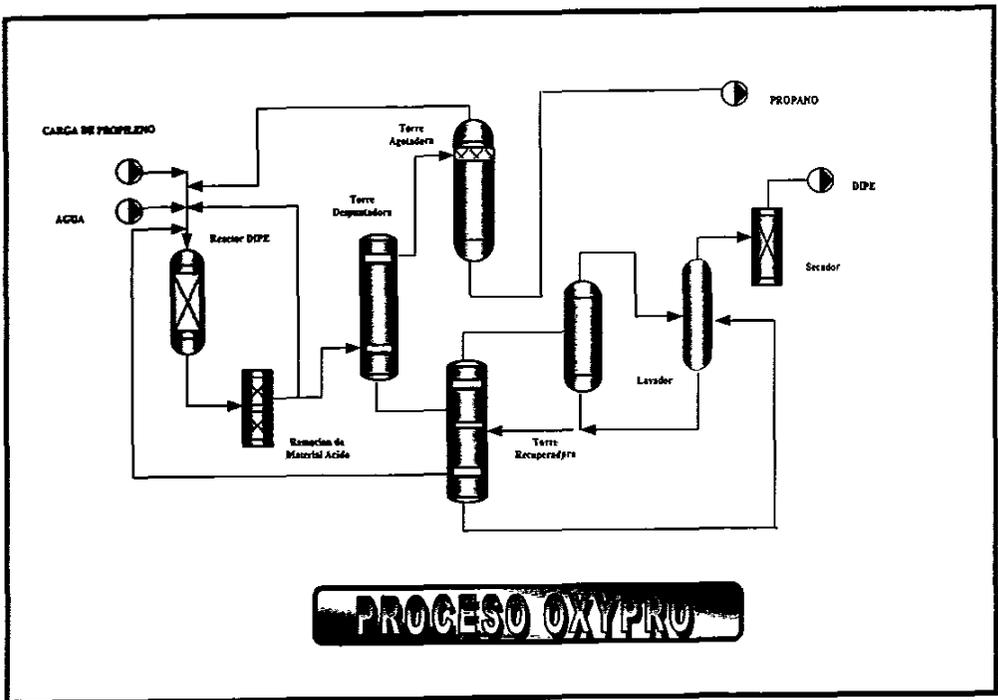
Se presenta la siguiente alternativa para recuperar el azeótropo agua-alcohol isopropílico al reactor que se recircula al reactor.

Parte de esta corriente agotada de ácido pasa a la zona de fraccionamiento para la extracción de propano y propileno a una temperatura y presión aproximadas de 80 °C y 235 psi, esta corriente pasa a una Depropanizadora para recuperar el propileno y recircularlo al reactor, mientras que la corriente de propano se envía a almacenamiento. La corriente de propileno, puede contener al menos 85% de propileno, con lo que se elimina la necesidad de invertir en equipo para obtener propileno de alta pureza. los componentes pesados como son el agua y el alcohol isopropílico se conducen a una columna separadora operando a temperaturas de aproximadamente 100°C y 25 psig en la que se obtienen tres corrientes: DIPE, agua, y el azeótropo AIP-agua, siendo esta última, sin posterior tratamiento, recirculada al reactor, lo que representa un ahorro en el costo, al eliminar el equipo que se requeriría para esta operación.

El azeótropo AIP-Agua DIPE, se envía a un separador formándose 2 fases, una fase rica en DIPE ( con 95% en masa, 1% de agua y 4 % de alcohol) y otra fase rica en agua ( 94 %,1% DIPE y 5% AIP).

Esta última fase se recircula directamente, ya sea al separador del azeótropo Agua-AIP-DIPE o bien se combina con la corriente de Agua-AIP que proviene de la zona de lavado con agua.

La fase rica en DIPE se pasa a la zona de lavado con agua a una relación promedio de 1:7 para formar 2 corrientes una con AIP y Agua misma que se recircula al separador de Agua-AIP-DIPE y otra que contiene al menos 98% masa de DIPE que se envía a almacenamiento.



## PROCESO MULTITAPA PARA LA PRODUCCIÓN DE DI-ISOPROPIL-ETER E ISOPROPANOL MEDIANTE LA HIDRATACIÓN INDIRECTA DEL PROPILENO.

Se presenta un proceso de multitapa con reactor catalítico de lecho fijo para la producción de éter isopropílico e isopropanol, el cual consiste en una distribución de etapas conectadas en serie en presencia de un catalizador  $\beta$ -zeolita. Se alimenta a cada etapa los equivalentes de propileno y agua cuya relación molar se incrementa desde al menos 0.1, en la primera etapa, hasta 1.2 en la etapa final.

Las condiciones de operación son de aproximadamente 200° C y 1000 psi a espacios velocidad en peso por hora entre 0.1 y 30, por lo cual se mantiene, en el lecho catalítico una fase líquida no acuosa. El producto, conteniendo: Di-isopropil-eter éter, isopropanol y agua, se recupera de la etapa final, el isopropanol se recircula a la primera etapa para obtener de ésta preferentemente Di-isopropil-eter éter; si lo que se quisiese fuera isopropanol, el Di-isopropil-eter éter y el agua serían los que se recircularían a la primera etapa.

Los licenciadores de procesos de eterificación emplean en sus procesos, básicamente el mismo tipo de catalizador, independientemente de la configuración del reactor en su diseño. El catalizador consiste esencialmente en una resina de intercambio iónico macrorreticular basada en un copolímero de estireno-divinilbenceno tipo ácido sulfonada con un tiempo de vida prolongado y que presenta alta selectividad y rendimiento para ambos reactantes.

Uno de los puntos concernientes con respecto al uso del DIPE en las gasolinas, es la relacionada a la formación de peróxidos, el cual puede ser estabilizado con 20 ppm de antioxidante presentando con esto niveles similares o inferiores que para el almacenamiento de MTBE.

Se espera que en un futuro, la tendencia sea dirigir las corrientes olefinicas de C<sub>3</sub> a C<sub>5</sub> hacia alquilación y las corrientes de propileno hacia DIPE, y que las poligasolinas por su carácter olefinico disminuyan en el pool de gasolinas.

## II.3.4 TECNOLOGÍAS PARA LA PRODUCCIÓN DE GASOLINAS POLIMÉRICAS

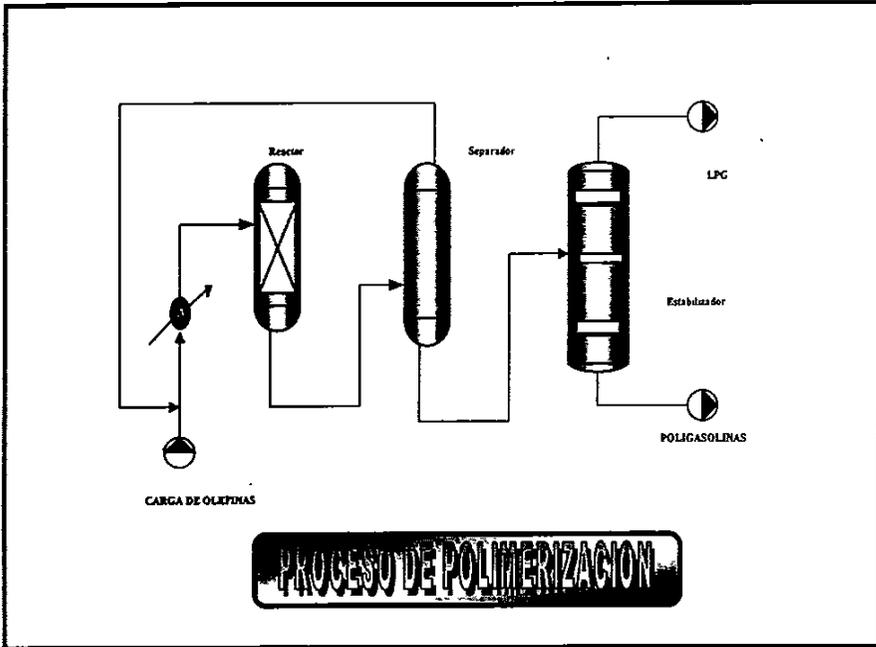
### PROCESOS DE POLIMERIZACIÓN

Mediante estos procesos se pueden obtener gasolinas por condensación de olefinas ligeras como el propileno del tipo dímero, trímero o tetrámero. Este proceso se puede llevar de manera térmica o catalítica.

El primer caso, es un proceso en fase vapor a temperaturas entre 500 °C y 600 °C y presiones de 1200 a 2000 psi, teniendo la ventaja de poder incluir en la polimerización parafinas.

Para el segundo caso, el proceso se puede llevar a cabo mediante un catalizador ácido (ácido sulfúrico, pirofosfato de cobre o ácido fosfórico soportado en tierras diatomáceas o en forma líquida) a temperaturas de 150 °C a 200 °C y de 150 a 1200 psi, la reacción es exotérmica y se controla por intercambio térmico.

Para ambos procesos, se requiere de un pretratamiento de carga para eliminar el azufre y compuestos de nitrógeno.



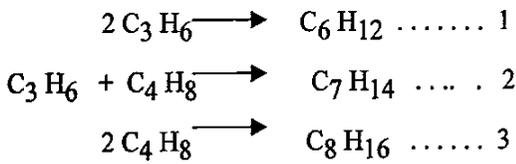
## PROCESO DE CONDENSACIÓN CATALÍTICA UOP

Este proceso esta basado en una polimerización por condensación empleando como carga una mezcla de C3/C4 libre de compuestos nitrogenados que envenenan el catalizador, los cuales son eliminados por un lavado simple con agua, deseándose también que esta corriente este libre de compuestos de Azufre.

La alimentación se mezcla en un tanque con una corriente de LPG de recirculación proveniente del proceso con la finalidad no solo de mejorar el rendimiento, sino también para controlar la concentración de la olefina en el reactor. La corriente, una vez acondicionada en temperatura y presión, se pasa al reactor tipo multilecho con diferentes espesores en las camas, siendo el catalizador empleado, ácido fosfórico soportado en sílica, el efluente de este, después de intercambiar calor con la carga, pasa a un separador donde el producto de domo (LPG) se recircula hacia el tanque de mezcla de la alimentación, mientras que los fondos envían a un estabilizador de producto en donde se separa la gasolina polímero del gas LPG, el cual contiene alimentación inerte propano/butano, así como pequeñas cantidades de olefinas, esta corriente de LPG puede tomarse como producto o recircularse con la alimentación o bien usarse para apagado en la sección de reacción.

La gasolina polímero se enfría y envía al pool de gasolinas o a almacenamiento.

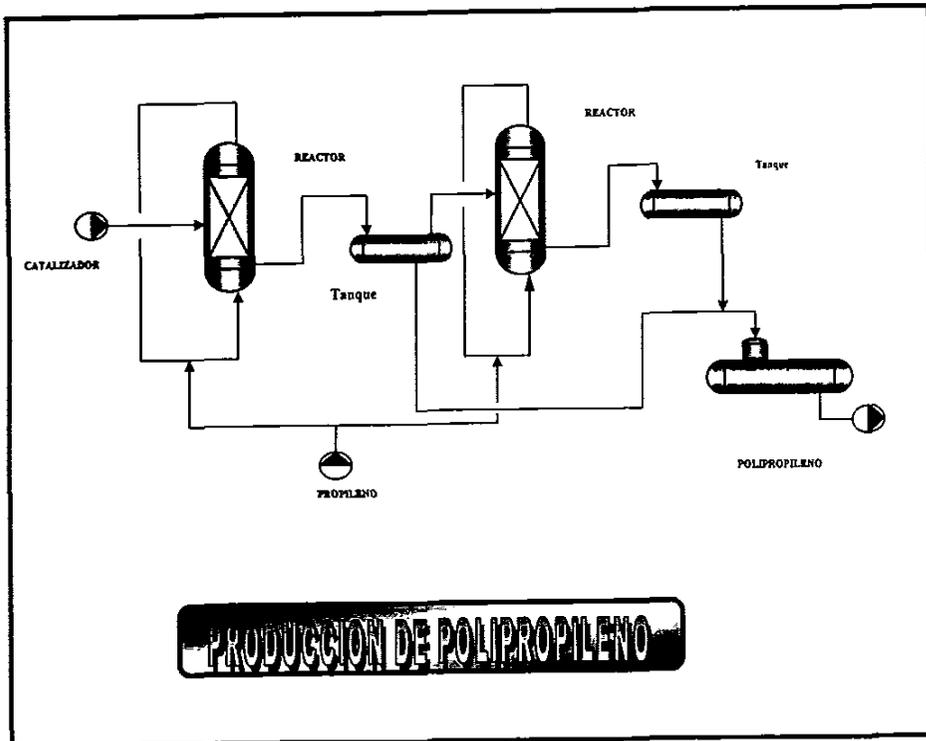
Las reacciones que se llevan a cabo, dependen de la calidad de la mezcla propileno/butileno; y se pueden representar así:



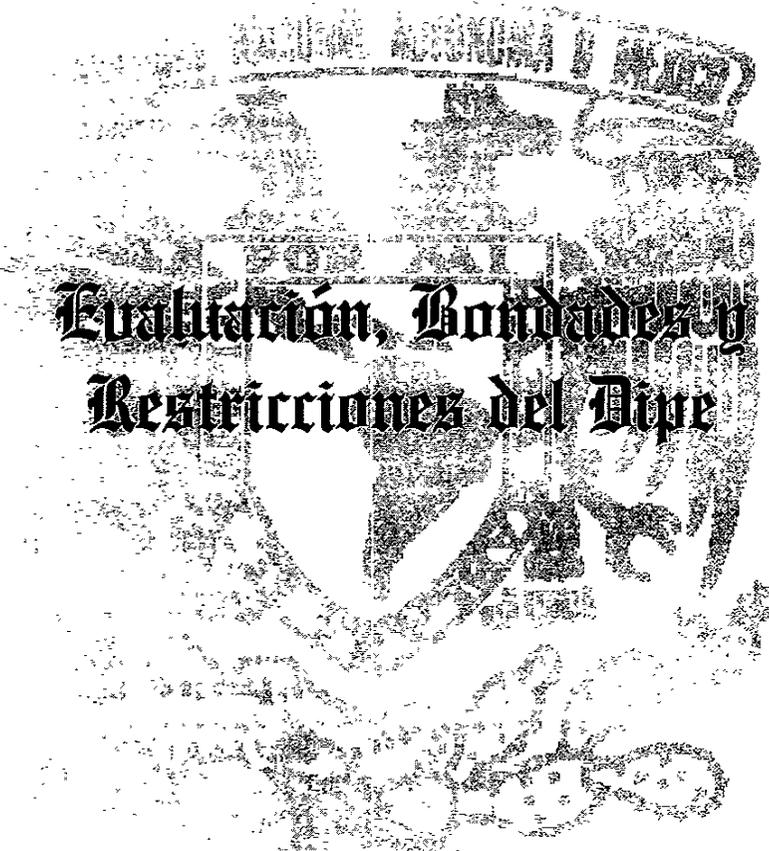
Estas reacciones de oligomerización dan lugar a polímeros olefinicos, los cuales pueden reaccionar con la carga  $\text{C}_3^= / \text{C}_4^=$ , y generar compuestos olefinicos más pesados.

### II.3.5 TECNOLOGÍA PARA LA PRODUCCIÓN DE POLIPROPILENO.

Al respecto cabe mencionar que a nivel mundial el principal uso del propileno es para la elaboración de la resina termoplástica correspondiente a este monómero, el polipropileno, cuya relación oferta y demanda es a nivel nacional cada vez mas divergente, por su acelerada creciente demanda. Se cuenta dentro del sistema petroquímico nacional una capacidad instalada de producción de polipropileno de 450 MTA.



# Capítulo III



Evaluación, Bondades y  
Restricciones del Dipe

### III EVALUACIÓN, BONDADES Y RESTRICCIONES DEL DIPE

#### III.1 ANÁLISIS DEL DIPE EN MEZCLAS

El DIPE es un producto nuevo que se ofrece como componente oxigenado para el pool de gasolinas sobresaliendo su octanaje (R+M)/2 de 105, su presión de vapor (RVP) de 5 psi y su contenido de oxígeno de 15.7% en peso. DIPE ha sido utilizado por la compañía Shell para la reformulación de gasolinas (en Deer Park, Texas). La siguiente tabla muestra comparativamente las propiedades de los siguientes compuestos oxigenados: MTBE, TAME y DIPE.

TABLA III.A

<b>PROPIEDADES DE LOS ETÉRES</b>			
<b>PROPIEDADES FÍSICAS</b>	<b>MTBE</b>	<b>DIPE</b>	<b>TAME</b>
<b>FORMULA</b>	CH <sub>3</sub> OC <sub>4</sub> H <sub>9</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>7</sub> OC <sub>3</sub> H <sub>7</sub>	CH <sub>3</sub> OC <sub>3</sub> H <sub>11</sub>
<b>PESO DE MOLECULAR</b>	88.15	102.18	102.18
<b>INDICE DE OCTANO</b>	109	105	104
<b>COMPOSICIÓN % W</b>			
<b>CARBÓN</b>	68.1	70.5	70.5
<b>HIDROGENO</b>	13.7	13.8	13.8
<b>OXIGENO</b>	18.2	15.7	15.7
<b>GRAVEDAD ESPECIFICA 60 F/60 F</b>	0.746	0.730	0.77
<b>DENSIDAD LB/GAL</b>	6.2	6.1	6.4
<b>TEMPERATURA DE EBULLICIÓN° F</b>	131	155	187
<b>CALOR DE COMBUSTIÓN MBTU/GAL</b>	94	100	101
<b>CALOR DE VAPORIZACIÓN MBTU/GAL</b>	0.9	0.9	0.9
<b>SOLUBILIDAD EN AGUA %w</b>	4.3	2.0	2.0
<b>PRESIÓN DE VAPOR a 100°F,PSI</b>	7.9	4.9	3.0
<b>CONCENTRACIÓN, %V</b>			
<b>⊙2.0% DE OXIGENO EN GASOLINA</b>	11.1	13.3	12.7
<b>⊙2.7% DE OXIGENO EN GASOLINA</b>	15.1	17.8	17
<b>FUENTE: MOBIL RESEARCH AND DEVELOPMENT CORP.</b>			

## III.2 ANÁLISIS DEL DIPE COMO NUEVO OXIGENADO

Es de suma importancia el comportamiento del DIPE como nuevo oxigenado, tanto en emisiones como en el almacenamiento de este; investigaciones desarrolladas por Ford Motor Co., NIST y Mobil, muestran que el DIPE no presenta ventaja alguna sobre los otros éteres.

Resultados experimentales con simulación de la química atmosférica en un día, muestran que el DIPE tiene mayor reactividad que el MTBE y donde los radicales oxidrilo (OH), juegan un papel muy importante como promotores en la formación de ozono, el incremento en la reactividad relativa es la relación de componentes orgánicos, sin incluir metano o componentes de óxido de nitrógeno (NOx). Lo anterior no quiere decir que este oxigenado (DIPE) se encuentre con un factor negativo, cabe señalar que cualquier éter oxigenado como grupo es mucho más estable en reactividad que las olefinas o aromáticos pesados, estos oxigenados son comparables a las parafinas y más aceptables en términos del ambiente.

Un factor sumamente importante son las tendencias en reformulado de gasolinas (RFG) que si bien estas tendencias corresponden extra frontera, si inciden en el comportamiento de nuestras gasolinas; una analogía es el que corresponde al AQIRP (Air Quality Improvement Research Program) donde usa el UAM (Urban Airshed Model) y que aplica para un panorama de 15 años (1995 a 2010) en ciudades como Nueva York, Los Angeles y Dallas-Ft Worth y que es avalado por EPA.

Las tendencias de reformulación para una reducción de emisiones provenientes de la gasolina en reactividad fotoquímica, corresponde básicamente a la reducción de aromáticos de un 45 a 20% con la mejora de reducción de compuestos tóxicos; en la reducción del contenido de las olefinas de un 20 hasta 5%, reduce el contenido de

ozono; en una reducción de la T90 de 182 °C a 127 °C, reduce emisiones de escape y ozono. Estos cambios a través de estudios experimentales han confirmado que se puede reducir HC, CO, NOx, así como la reactividad de las emisiones y formación de ozono.

El DIPE por ser un éter plantea algunas restricciones en su almacenamiento, así como de estabilidad en mezclas de gasolinas, el manejo de este nuevo combustible plantea complejidad en su cadena de distribución similar al MTBE; la tecnología para almacenar oxigenados y sus agentes estabilizadores no es en particular difícil a excepción del metanol, generalmente los diseños de los tanques de almacenamiento son de acuerdo al API-650.

Evaluaciones indican que DIPE es un compuesto no tóxico y no causa efectos sistemáticos adversos o tóxicos, no es mutagénico, citotóxico o clastogénico e improbablemente carcinogénico, no es agudamente irritante para la piel y ojos y no causa ningún efecto anestésico en ratas que son expuestas por un largo periodo a altos niveles de concentración (7000 ppm).<sup>a</sup>

Un análisis desarrollado por Mobil Oil Corp., en el que evalúa al MTBE con el DIPE en estabilidad de mezclas, muestra lo siguiente:

**PRUEBAS DE ESTABILIDAD DEL DIPE**

	A	B	D	E
Composición % Vol.				
BASE	100	85	82	77
DIPE	---	---	18	23
MTBE	---	15	---	---
Antioxidante Ter-butil Fenol ppm.,	17	14	18	19
Resultados:				
• Oxidación ASTM-D525				
• Período de Inducción min.	580	800	530	500
Potencial de Gomas D-873 en combustible oxidado mg/100 ml	4	3	4	6
Incremento de Goma después de 16 semanas D- 381 Mg/100 ml	0	1	0	0
Incremento de Peróxido después de 16 semanas Oxígeno activo mg/100 g	2.0	2.0	2.8	0.8

Cabe señalar que las pruebas B y D son comparativas con el nivel de oxigenado que corresponde al 2.7% peso sin tener una variación apreciativa entre ellos.

\* Estas pruebas fueron realizadas por Mobil oil co. de la misma forma que la EPA mando a realizar a MTBE en 1988

# Capítulo III



## Ingeniería Conceptual

## IV INGENIERIA CONCEPTUAL

### IV.1 BASES DE DISEÑO

#### IV.1.1 Generalidades

El diseño básico del proceso una vez que fueron analizadas las tecnologías de producción de DIPE, se fundamenta en la propuesta para producir Di isopropil éter con tecnología de UOP; cuyo producto presenta características similares a los compuestos oxigenados de uso generalizado como MTBE y TAME, teniendo como ventaja principal el empleo de propileno como una mezcla de propano/propileno tal como proviene de la unidad catalítica (FCC), además de no contar con una logística factible de comercialización del mismo así como su más fuerte ventaja que corresponde a ser un producto alternativo al MTBE el cual se encuentra limitado dentro de los circuitos de PEMEX debido a las restricciones de isobutileno que es fuente de materia prima para su producción mientras que el DIPE consume agua como agente proveedor de oxígeno.

Una de sus fuertes ventajas del DIPE dentro de la refinería, corresponde a no depender de las fuentes externas de alcohol y considerando que la formación de este éter es en un paso; como ya se describió en la etapa de evaluación de tecnologías en el capítulo II de este documento.

El contenido de oxígeno en DIPE como en TAME es igual y menor en comparación con MTBE, lo que origina que para los límites de 2% Vol. y de 2.7% Vol. de oxígeno en gasolinas y que corresponden a normas US, se deberá agregar al pool 13.3% y 17.8% Vol. del éter DIPE, que corresponde de un 15% a 20% más que si fuese MTBE.

## **IV.1.2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD**

### **IV.1.2.1 Factor de Servicio**

La unidad operará 337 días al año (0.92)

### **IV.1.2.2 Capacidad**

La unidad de DIPE tendrá una capacidad de 2900 BPD teniendo una carga de 4900 BPD en propano/propileno con un 75% de propileno proveniente de las unidades catalíticas (FCC).

### **IV.1.2.3 Flexibilidad**

El proceso de DIPE esta constituido por una sección de reacción, un sistema de recuperación y reciclo de propileno a base de columnas y por una sección de lavado y secado obteniéndose un producto de 98% de pureza.

La unidad deberá tener flexibilidad para procesar una corriente con un contenido de propileno hasta de un 78% volumen.

#### IV.1.3.0 ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION

La corriente de propano-propileno procede de las Unidades Catalíticas 1 y 2, que han pasado previamente por un tratamiento de endulzamiento con amina, así como un tratamiento cáustico; presentando trazas de sulfuros de carbonilo (COS) y de agua.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN (% VOL)
C <sub>3</sub> <sup>=</sup>	75
C <sub>3</sub>	24
C <sub>4</sub>	1.0
<b>TOTAL</b>	<b>100.0</b>

**IV.1.4.0 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS**

Las especificaciones y condiciones en límites de batería para los productos se indican a continuación:

<b>PROPIEDADES DEL DIPE</b>	<b>ESPECIFICACIONES</b>
<b>Gravedad Específica</b>	0.730
<b>Número de Octano (Research)</b>	112
<b>Número de Octano (Motor)</b>	98
<b>Número de Octano (Road)</b>	105
<b>Presión de Vapor Reid, psi</b>	4-5
<b>Olefinas % Vol</b>	0.0
<b>Benceno % Vol</b>	0.0
<b>Aromáticos</b>	0.0
<b>Oxígeno</b>	15.7
<b>PUREZA DEL DIPE</b>	
<b>DIPE % Peso</b>	>98.0
<b>IPA % Peso</b>	<0.5
<b>Dímeros % Peso</b>	<2.0
<b>Agua ppm Peso</b>	<100

### IV.1.5 CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA

Las condiciones de suministro en limites de batería son las siguientes

<b>CORRIENTE PROPANO - BUTILENO</b>	<b>PRESSION Kg/cm<sup>2</sup> man</b>	<b>TEMPERATURA °C</b>
Plantas Catalíticas 1 y 2	17.5	38

### IV.1.6.0 SERVICIOS AUXILIARES

#### IV.1.6.1 ENERGIA ELECTRICA

##### Alimentación de Energía Eléctrica

**Conexión:** Estrella

**Tensión :** 4160 volts

**Fases:** 3

**Frecuencia:** 60 ciclos

##### Capacidad Interruptiva

**De Corto Circuito:** 180 MVA sim, 250 MVA por equipo

**Factor de Potencia:** 0.85

**Sección de Conductores:** 350 mcm

**Material de Conductor:** Cobre electrolítico

##### Aislamiento de l

**Conductor:** XLP - PB -PVC

**Diámetro del ducto:** 101 mm

**Material del ducto:** Asbesto cemento

**Acometida:** Subterránea

Potencia Eléctrica

DESCRIPCIÓN	INTERVALO DE POTENCIA DEL MOTOR (HP)	VOLTAJE (V)	FASE $\phi$	HERTZ (Hz)	CD (V)
<b>MOTORES</b>	Hasta 3/4	115	1	60	
	1 a 200	440	3	60	
	201 a 2000	4160	3	60	
	2001 a mayor	13800	3	60	
<b>CONTROL</b>		127	1	60	
<b>ILUMINACION (int/ext)</b>		227	3	60	
<b>INSTRUMENTOS</b>		120	1	60	24
<b>CAP. INSTALADA</b>	LA REQUERIDA				

La acometida de esta corriente dentro de limite de batería será subterránea.

IV.1.6.2 VAPOR

<b>TIPO</b>	<b>MINIMO</b>	<b>NORMAL</b>	<b>MAXIMO</b>
<b>Vapor de Alta Presión</b>			
Presión kg/cm2 man	59	60	60
Temperatura °C	478	480	485
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La Requerida		
<b>Vapor de Media Presión</b>			
Presión kg/cm2 man	19.7	20.2	20.5
Temperatura °C	343	350	357
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La Requerida		
<b>Vapor de Baja Presión</b>			
Presión kg/cm2 man	19.7	20.2	20.5
Temperatura °C	343	350	357
Calidad	Sobrecalentado		
Disponibilidad	La Requerida		

**IV.1.6.3 CONDENSADO**

	<b>PRESIÓN</b> Kg/cm <sup>2</sup> man	<b>TEMPERATURA</b> °C
<b>Baja Presión</b>	2.0	95.0
<b>Media Presión</b>	16.9	207.0

**IV.1.6.4 AGUA**

**IV.1.6.4.1 AGUA DE SERVICIO**

<b>PH</b>	7.5
<b>Dureza Total como CaCO<sub>3</sub> ppm en peso</b>	280
<b>Alcalinidad Total ppm en peso</b>	150
<b>Cloruros, ppm en peso</b>	130 máx.
<b>Presión kg/cm<sup>2</sup> man</b>	10.0
<b>Temperatura °C</b>	Ambiente
<b>Disponibilidad</b>	La requerida

\* El agua de proceso se considera totalmente desmineralizada

**IV.1.6.4.2 AGUA DE CALDERA**

Presión kg/cm <sup>2</sup> man	85.8
Temperatura °C	117.2
PH	10.6
Cloruros, ppm en peso	14.0
Conductividad, mhos/cm	280

**IV.1.6.4.3. AGUA DE ENFRIAMIENTO**

PROVEEDOR	PEMEX		
SISTEMA DE ENFRIAMIENTO	Torres de Enfriamiento		
<b>CONDICIONES DENTRO DE LIMITES DE BATERIA</b>			
	Mín	Norm.	Máx
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	3.7	4.5	5.3
Temperatura °C	29.4	32.0	33.0
Disponibilidad	La Requerida		
<b>CONDICIONES DE RETORNO DENTRO DE LIMITES DE BATERIA</b>			
	Mín	Norm.	Máx
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	2.1	3.0	3.5
Temperatura °C	40.5	40.5	43.0
<b>ANALISIS</b>			
Contenido de Silicio. ppm máx	90.0		
Sólidos Totales ppm máx.	600		
PH	6.8 máx		
Cloruros ppm	340		
Dureza CaCO <sub>3</sub> , ppm	700 máx		
Dureza Total CaCO <sub>3</sub> , ppm	1000 máx		

#### IV.1.7.0 CONDICIONES DE SITIO



**Localización de la planta:  
REFINERÍA DE CADEREYTA  
Cadereyta Nuevo León, México**

La Refinería de Cadereyta tiene una zona de influencia delimitada principalmente por infraestructura de comunicaciones, los estados en los que tienen influencia directa la Refinería son: Nuevo León, Chihuahua, Coahuila, Durango, San Luis Potosí y Tamaulipas.

#### IV.1.7.1 LOCALIZACION

Ciudad/Estado/País	Cadereyta, N.L., México
Clima	Seco
Altitud	360 m sobre el nivel del mar

### IV.1.7.2 TEMPERATURA AMBIENTE

TEMPERATURA	
Máxima extrema °C	45
Mínima extrema °C	-11.5
Máxima Promedio °C	31.3
Mínima Promedio °C	15.5

TEMPERATURA	BULBO SECO	BULBO HUMEDO
Máxima °C	39.0	28.0
Mínima °C	5.0	5.0
Promedio °C	27.9	20.8

### IV.1.7.3 PRECIPITACION PLUVIAL

Máxima 24 hrs	89 mm
Máxima 30 días	409 mm
Media Anual	831 mm

### IV.1.7.4 HUMEDAD RELATIVA

HUMEDAD	%
Máxima	77% en septiembre
Mínima	55% en marzo

#### **IV.1.7.5 VIENTO**

**Dirección de los vientos dominantes:** NE a SW

**Dirección de los vientos reinantes:** SE a NW

El de mayor frecuencia es el viento reinante su velocidad media anual es de 20 km/hr.

El viento de máxima intensidad es el dominante su velocidad media anual es de 107 km/hr.

#### **IV.1.7.6 ATMOSFERA**

La presión atmosférica es de 738mm de Hg con atmósfera no corrosiva

#### **IV.1.8.0 BASES DE DISEÑO PARA TUBERIAS**

##### **IV.1.8.1 SOPORTES DE TUBERIAS Y TRINCHERAS**

Solamente se permite el uso de trincheras en caso que sea estrictamente necesarias en cuanto a los soportes estos serán de concreto.

**IV.1.8.2 DRENAJE**

Dentro del Limite de Batería se tendrán los siguientes tipos de drenaje

1. Aceitoso
2. Pluvial
3. Sanitario
4. Químico

**IV.1.9.0 BASES DE DISEÑO CIVIL**

Para sismo y viento se usará el Manual de la Comisión Federal de Electricidad, complementándose con todas las especificaciones de PEMEX que se requieran .

**IV.1.9.1 SELECCIONES POR VIENTO Y SISMO**

TIPO DE ESTRUCTURA	COEFICIENTE SISTMICO
Estructuras, edificios y equipos	Zona sísmica 1 con daños menores
Cimentaciones	Se diseñaran con la información de mecánica de suelos especifica del lugar

**IV.1.10.0 BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS**

El tipo de tablero será semigráfico, tipo consola, se usará señal electronica para procesamiento de datos, se usará tubo de cobre con recubrimiento de polietileno para el sistema neumático

## IV.2.0 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de producción de DIPE se lleva a cabo en un solo reactor a través de dos mecanismos uno de hidratación de propileno con agua para formar Isopropanol (AIP) y un segundo que consiste en la esterificación en la que el AIP reacciona con el propileno para formar el DIPE. Ambas reacciones son exotérmicas y como tal lleva a cabo otro tipo de reacciones indeseables como son las de generación de material olefínico así como oligómeros que tienden a desactivar el catalizador.

Cabe señalar que ambas reacciones hidratación y esterificación son gobernadas tanto por el equilibrio termodinámico y favorecidas a bajas temperaturas, la reacción se desarrolla en un reactor del tipo de lecho expandido mediante un catalizador de resina del tipo de intercambio iónico como es el Room and Hass A-36.

El proceso en sí se puede dividir en tres secciones fundamentales la sección de reacción, sección de separación y sección de lavado.

### SECCIÓN DE REACCIÓN

La síntesis del DIPE es una reacción exotérmica normalmente en fase líquida.

De acuerdo con la termodinámica, tan pronto como la concentración de DIPE se incrementa a un nivel en que la relación entre las actividades de los componentes individuales es igual a la constante de equilibrio de la temperatura de la reacción, la conversión termodinámica es alcanzada y la reacción se detiene.

El reactor de síntesis se encuentra diseñado para operar en fase líquida y aproximarse tanto como sea posible a su límite termodinámico para con esto alcanzar su máxima conversión.

El diseño del reactor se lleva a cabo para manejar una mecánica de fluidos en el que se pueda mantener un límite en su baja de temperatura que nos dicte el equilibrio así como la temperatura más alta que nos favorezca la reacción, así mismo el diseño de este reactor a través de sus sistemas de control de temperatura hace eficiente la remoción de calor de reacción.

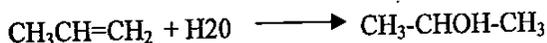
La alimentación al reactor se lleva a cabo a través de su corriente principal procedente de la Unidad Catalítica (FCC), esta corriente de propano – propileno se mezcla con agua antes de introducirse al reactor.

Las condiciones de operación del reactor son: Presión de 750 psig y temperatura de 150°C así como las corrientes de recirculación 16,8y3 donde esta última corresponde a la corriente que mantendrá el control de temperatura y de flujo a través del reactor cabe señalar que a través de esta recirculación (3) se encuentra ya el DIPE formado lo que origina que la reacción no se dispare en su exotermicidad por ser un producto estable e inerte mientras que el AIP al recircularse mantiene una conversión total.

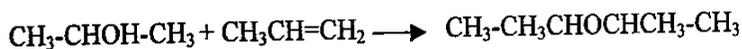
Podemos mencionar que este tipo de control y recirculación corresponde a un flow rate de 30 a 35 gpm/ft<sup>2</sup> que mantiene una dinámica de fluido a través del reactor tanto para expandir el catalizador y mantener área activa como para llevar a cabo una transferencia de energía generada por la misma reacción exotérmica, esta parte medular del reactor corresponde al concepto tecnológico de cambio en los reactores de lecho fijo y que como tal lo mantiene como parte conceptual de su tecnología del

Instituto Francés del Petróleo.

Las reacciones que se llevan a cabo son:

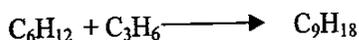
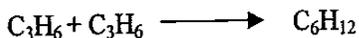


Hidratación  $\Delta H_r = -51382.4 \text{ J/mol}$



Esterificación  $\Delta H_r = -66788.2811 \text{ J/mol}$

Así mismo se pueden producir pequeñas cantidades de oligómeros que son reacciones irreversibles y sobre todo indeseables, estas reacciones producen material olefínico de bajo octanaje y contribuyen a la desactivación del catalizador.



El objetivo principal en el diseño y operación del reactor es el control de la temperatura y eficiente remoción del calor, permitiendo así actuar al catalizador y que su desactivación sea a la temperatura más baja posible para que la vida útil del catalizador sea más larga y una baja formación de oligómeros.

La remoción de calor se lleva a cabo mediante un sistema de enfriamiento externo

el cual se obtiene a través de un recirculación adiabática donde el calor de reacción es removido por la recirculación aparte del efluente del reactor después de enfriarlo. Así mismo cabe señalar que el efluente por el domo del reactor (6) conlleva material ácido  $\text{H}_2\text{SO}_3$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  el cual es formado en pequeñas proporciones por la desactivación de grupos  $\text{SO}_4^-$  del propio catalizador y el cual presenta un riesgo latente para los equipos que se encuentran delante del reactor.

En las tecnologías existentes se menciona un secuestrante de este material ácido a través de las mismas resinas de intercambio ionico tal como un IRA-68 de Room and Hass. Estos equipos corresponden a unidades de intercambio ionico de lecho fijo, las cuales son diseñadas de forma paralela para estar en operación una y otra en regeneración, así mismo este sistema contiene trampas para la retención de las resinas de intercambio, evitando con esto perdida tanto de catalizador como de resinas para la adsorción del material ácido.

En el caso de que sea necesaria mayor cantidad de agua esta puede ser adicionada por la corriente de alimentación (19). La unidad de remoción de ácido (RA-101) es operada a  $80^\circ\text{C}$  y 975 psig.

Esta corriente se divide en dos porciones una de ellas en la corriente (3) que se recircula al reactor, que contiene un 55% de la corriente que proviene del reactor (6).

## SECCION DE SEPARACIÓN

Esta sección esta constituida por una serie de columnas; 2 columnas azeotropicas una columna depropanizadora y una columna de recuperación de ligeros (DA-201) a la cual entra la porción restante (4) de la corriente (6)

La relación de recirculación a la alimentación es de 5:1, de la fraccionación en la unidad de recuperación de ligeros a 80°C y 235 psig resulta en la corriente de propano y propileno (7) la cual alimenta a una columna fraccionadora propano-propileno (DC-201) y la corriente que contiene agua-AIP-DIPE (5) se pasa a un splitter (DE-201) .

En la columna fraccionadora de propano-propileno la corriente de propano y propileno (7) es separada en una corriente enriquecida de propano (9) y una enriquecida con propileno (8) la cual tiene alrededor de 85% masa de propileno la cual se recircula al reactor.

En el splitter (DE-201) el agua-AIP-DIPE provenientes de la corriente (5) son fraccionados para dar una corriente de agua (15) , una corriente de agua-azeotropo (16) una corriente rica en DIPE (10), y una corriente de agua (15)

La corriente Agua-Azeotropo (16) se recircula al reactor y la corriente de agua (15) es recirculada a la unidad de lavado con agua (LA-301) perteneciente a la sección de lavado.

La corriente rica en DIPE (10), se pasa al settler (DF-301) donde el agua y pequeñas cantidades de AIP son separadas de la corriente de DIPE (13).

## SECCION DE LAVADO

En esta sección la corriente de DIPE (11) se envía a la unidad de lavado (LA-301) a la cual se introduce una corriente de agua limpia para llevar a cabo un lavado completo (18) la cual se combina con la corriente de agua (15) de la columna (DE-201) es también introducida a la unidad de lavado y sale en la corriente que contiene agua (13) la cual se mezcla con la corriente que proviene del settler (DF-301), del lavador se obtiene y se colecta una corriente que contiene por lo menos 95 % en masa de DIPE .







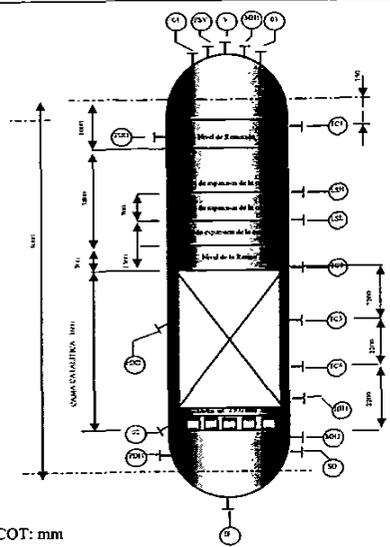


**FACULTAD DE QUIMICA**  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**HOJA DE DATOS REACTOR**

CLIENTE:		HOJA 1 DE 1
PLANTA: DIISOPROPIL ETER		PROY. No.
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA NVO LEÓN		REQ. S/N
CLAVE DEL EQUIPO: RD-101		Nº DE UNIDADES: UNO
SERVICIO-REACTOR		TIPO: CAMAS EXPANDIBLES
TIPO DE FLUIDO: VAPOR O GAS:	FLUJO:	DENSIDAD:
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	MÁXIMA	DISEÑO 150 °C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:		PRESIÓN DE DISEÑO 750 psig
AISLAMIENTO: SI		PROTECCIÓN
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 13000 mm; DIÁMETRO: 1500 mm;		CAPACIDAD TOTAL:
NIVEL: NORMAL --- mm; MÁXIMO --- mm;		MÍNIMO --- mm
RADIOGRAFIADO: EFICIENCIA JUNTAS		RELEVADO DE ESFUERZOS
CATALIZADOR: DIAMETRO		
CORROSIÓN PERMISIBLE CUERPO:		

PDI	2			INDICADOR DIFERENCIAL DE PRESION
LSH	1			SWITCH DE ALTO NIVEL
LSL	1			SWITCH DE BAJO NIVEL
TC	1			CONTROLADOR DE TEMPERATURA
PSV	4			VÁLVULA DE SEGURIDAD DE PRESION
SO	2			SALIDA DE VAPOR
V	1			VENTEO
HH	1			REGISTRO MANO
HM	1			REGISTRO HOMBRE
O3	2			TOMA DE MUESTRA DE RESINA
O2	1			DESCARGA DE RESINA
O1	2			SALIDA DE PRODUCTO
I1	1			ENTRADA DE ALIMENTACION
marca	número	tamaño	tipo	



ACOT: mm

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR:	APROB



**FACULTAD DE QUIMICA**  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

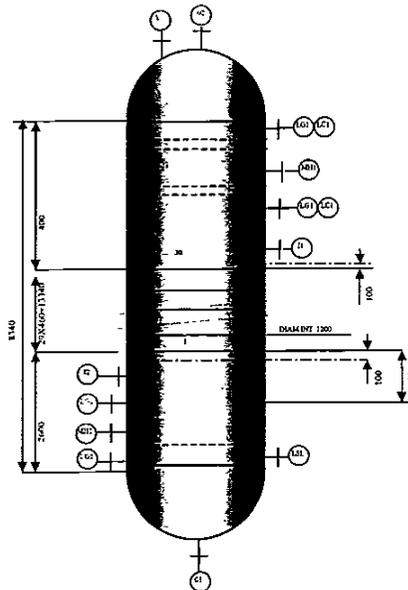
**HOJA DE  
DATOS  
LAVADOR**

CLIENTE :	HOJA <u>  </u> DE <u>  </u> / <u>  </u>
PLANTA: DIISOPROPIL ETHER	PROY. No.:
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA NVO. LEON	REQ.: S/N
CLAVE DEL EQUIPO. LA-301	Nº DE UNIDADES: UNO
SERVICIO:LAVADOR DE DIPE	TIPO: VERTICAL

TIPO DE FLUIDO:AGUA/DIPE	FLUJO:	DENSIDAD.
TEMPERATURA DE OPERACIÓN :	MÁXIMA	DISEÑO 25°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:	PRESIÓN DE DISEÑO. 5 psig	
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 18390 mm; DIÁMETRO. 1200 mm; CAPACIDAD TOTAL:		
NIVEL: NORMAL --- mm; MÁXIMO --- mm; MÍNIMO ---- mm		
ALARMA DE ALTO NIVEL --- mm ALARMA BAJO NIVEL--- mm NIVEL DE PARO --- mm		
PLATOS	30	ESPACIO PLATOS
RADIOGRAFIADO:	EFICIENCIA JUNTAS:	RELEVADO DE ESFUERZOS:
CORROSIÓN PERMISIBLE	CASCARON	CABEZAS
		AISLAMIENTO
		RECUBRIMIENTO INTERNO

**BOQUILLAS**

LSL	1			SWITCH DE BAJO NIVEL
LG1	2			NIVEL DE VIDRIO
LC1	2			CONTROLADOR DENIVEL
LG2	2			NIVEL DE VIDRIO
V	1			VENTEO
AG1	2			REGISTRO HOMBRE
O2	1			SALIDA DE DIPE
Q1	1			SALIDA DE AGUA
I2	1			ENTRADA DE DIPE
I1	1			ENTRADA DE AGUA
marca	número	Tamaño	tipo	



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR:	APROB

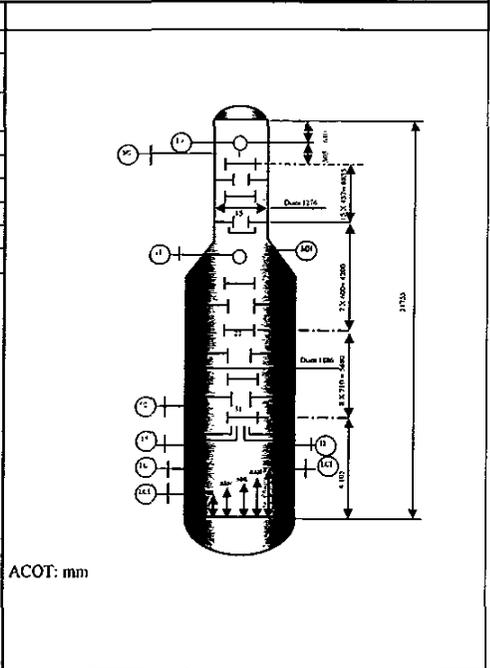
# ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

	<b>FACULTAD DE QUIMICA</b> UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	<b>HOJA DE DATOS TORRES</b>
CLIENTE :	HOJA <u>  </u> / DE <u>  </u> / <u>  </u>	
PLANTA. DIISOPROPIL ETER	PROY. No.:	
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA NVO. LEON	REQ.: S/N	
CLAVE DEL EQUIPO: DA-201	N° DE UNIDADES: UNO	
SERVICIO: TIPO: VERTICAL		

TIPO DE FLUIDO. C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	FLUJO:	DENSIDAD.
TEMPERATURA DE OPERACIÓN :	MÁXIMA	DISEÑO 131°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:	PRESIÓN DE DISEÑO: 120 psig	
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 21755 mm; DIÁMETRO: 1886 mm; CAPACIDAD TOTAL.		
NIVEL: NORMAL --- mm;	MÁXIMO ---- mm;	MÍNIMO ---- mm
ALARMA DE ALTO NIVEL --- mm	ALARMA BAJO NIVEL --- mm	NIVEL DE PARO --- mm
MATERIALES: CASCARON                      CABEZAS                      PLATOS		
NUMERO DE PLATOS 31	ESPACIO ENTRE PLATOS	EFICIENCIA DE PLATOS
RADIOGRAFIADO:	EFICIENCIA JUNTAS:	RELEVADO DE ESFUERZOS:
CORROSIÓN PERMISIBLE CASCARON	CABEZAS	AISLAMIENTO                      RECUBRIMIENTO INTERNO

BOQUILLAS			
MH			REGISTRO HOMBRE
TC			CONTROLADOR DE TEMPERATURA
LCI			INDICADOR CONTROLADOR DE NIVEL
I1			ALIMENTACION
I2			SALIDA A REHEVEDOR
I3			ENTRADA DE REFLUX
I4			SALIDA DE PROPANO
Q2			TERMOPOZO
marca	Número	Tamaño	tipo

NOTAS



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR:	APROB



**FACULTAD DE QUIMICA**  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

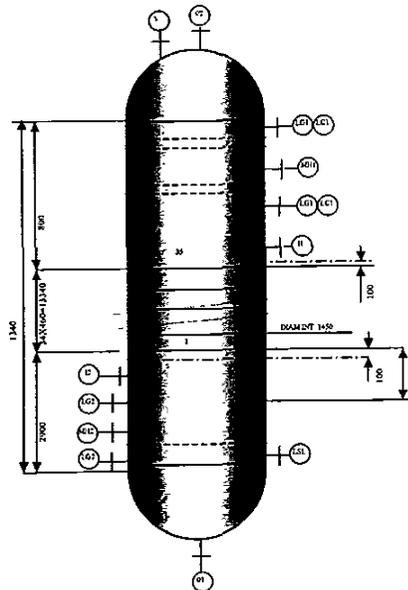
**HOJA DE DATOS  
TORRES**

CLIENTE :	HOJA <u>  </u> / DE <u>  </u> /
PLANTA: DIISOPROPIL ETER	PROY No.:
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA, NVO. LEON	REQ.: S/N
CLAVE DEL EQUIPO: DF-301	Nº DE UNIDADES: UNO
SERVICIO:COLUMNA AZEOTROPICA	TIPO. VERTICAL

TIPO DE FLUIDO:DIPE-AIP-AGUA	FLUJO.	DENSIDAD:
TEMPERATURA DE OPERACIÓN :	MÁXIMA	DISEÑO 58°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:	PRESIÓN DE DISEÑO. 14.16 psig	
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 21340 mm; DIÁMETRO: 1450 mm; CAPACIDAD TOTAL:		
NIVEL: NORMAL --- mm;	MÁXIMO --- mm;	MÍNIMO ---- mm
ALARMA DE ALTO NIVEL --- mm	ALARMA BAJO NIVEL--- mm	NIVEL DE PARO --- mm
PLATOS 35	ESPACIO PLATOS 460 mm	
RADIOGRAFIADO:	EFICIENCIA JUNTAS:	RELEVADO DE ESFUERZOS:
CORROSIÓN PERMISIBLE CASCARON	CABEZAS	AISLAMIENTO      RECUBRIMIENTO INTERNO

**BOQUILLAS**

LSL	1			SWITCH DE BAJO NIVEL
LGI	2			NIVEL DE VIDRIO
LC1	2			CONTROLADOR DENIVEL
LG2	2			NIVEL DE VIDRIO
V	1			VENTEO
MH	2			REGISTRO HOMBRE
O2	1			SALIDA DE DIPE
O1	1			SALIDA DE AGUA
I2	1			ENTRADA DE DIPE
I1	1			ENTRADA DE AGUA
marca	número	tamaño	tipo	



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR:	APROB



**FACULTAD DE QUIMICA**  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

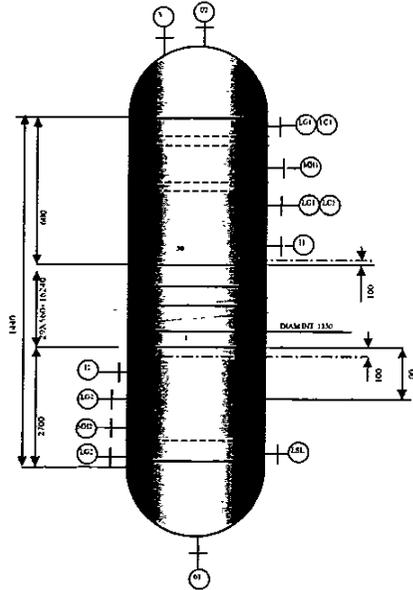
**HOJA DE DATOS  
TORRES**

CLIENTE :	HOJA / DE /
PLANTA: DIISOPROPIL ETER	PROY No.
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA NVO. LEON	REQ S/N
CLAVE DEL EQUIPO: DE-201	Nº DE UNIDADES. UNO
SERVICIO: COLUMNA AZEOTROPICA	TIPO. VERTICAL

TIPO DE FLUIDO: DIPE -IPA-AGUA/IPA-AGUA	FLUJO:	DENSIDAD:
TEMPERATURA DE OPERACIÓN :	MÁXIMA	DISEÑO 80°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:	PRESIÓN DE DISEÑO: 118.18 psig	
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 21440 mm; DIÁMETRO: 1250 mm; CAPACIDAD TOTAL:		
NIVEL: NORMAL --- mm.; MÁXIMO ---- mm.; MÍNIMO ---- mm		
ALARMA DE ALTO NIVEL --- mm ALARMA BAJO NIVEL--- mm NIVEL DE PARO --- mm		
PLATOS 30	ESPACIO PLATOS 640	
RADIOGRAFIADO:	EFICIENCIA JUNTAS:	RELEVADO DE ESFUERZOS:
CORROSIÓN PERMISIBLE CASCARON	CABEZAS	AISLAMIENTO      RECUBRIMIENTO INTERNO

**BOQUILLAS**

LSL	1			SWITCH DE BAJO NIVEL
LG1	2			NIVEL DE VIDRIO
LC1	2			CONTROLADOR DENIVEL
LG2	2			NIVEL DE VIDRIO
V	1			VENTEO
RH1	2			REGISTRO HOMBRE
O2	1			SALIDA DE DIPE
O1	1			SALIDA DE AGUA
I2	1			ENTRADA DE DIPE
I1	1			ENTRADA DE AGUA
marca	número	tamaño	tipo	



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	APROB



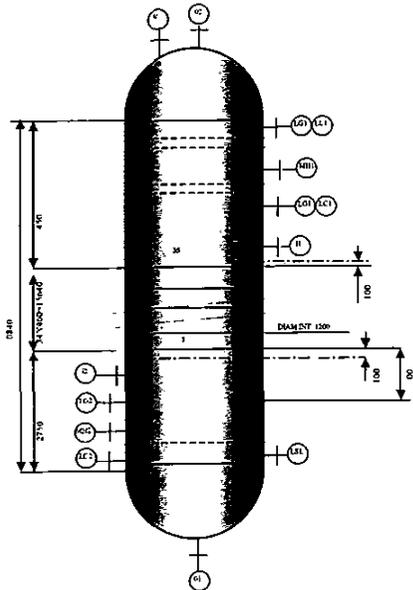
**FACULTAD DE QUIMICA**  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**HOJA DE DATOS TORRES**

CLIENTE :	HOJA <u>  </u> / DE <u>  </u> / <u>  </u>
PLANTA: DIISOPROPIL ETER	PROY. No.:
LOCALIZACIÓN: CADEREYTA NVO. LEON	REQ.: S/N
CLAVE DEL EQUIPO: DA-201	Nº DE UNIDADES: UNO
SERVICIO: COLUMNA RECUPERADORA DE LIGEROS	TIPO: VERTICAL

TIPO DE FLUIDO: AGUA/DIPE/PA/PROPANO/PROPILENO	FLUJO:	DENSIDAD:
TEMPERATURA DE OPERACIÓN :	MÁXIMA	DISEÑO 131°C
PRESIÓN DE OPERACIÓN:		PRESIÓN DE DISEÑO: 243 psig
DIMENSIONES: LONGITUD T.T 20840 mm; DIÁMETRO: 1200 mm; CAPACIDAD TOTAL:		
NIVEL: NORMAL --- mm.; MÁXIMO --- mm.; MÍNIMO --- mm		
ALARMA DE ALTO NIVEL --- mm ALARMA BAJO NIVEL--- mm NIVEL DE PARO --- mm		
PLATOS	35	ESPACIO PLATOS
RADIOGRAFIADO:	EFICIENCIA JUNTAS:	RELEVADO DE ESFUERZOS
CORROSIÓN PERMISIBLE	CASCARON	CABEZAS
		AISLAMIENTO
		RECUBRIMIENTO INTERNO

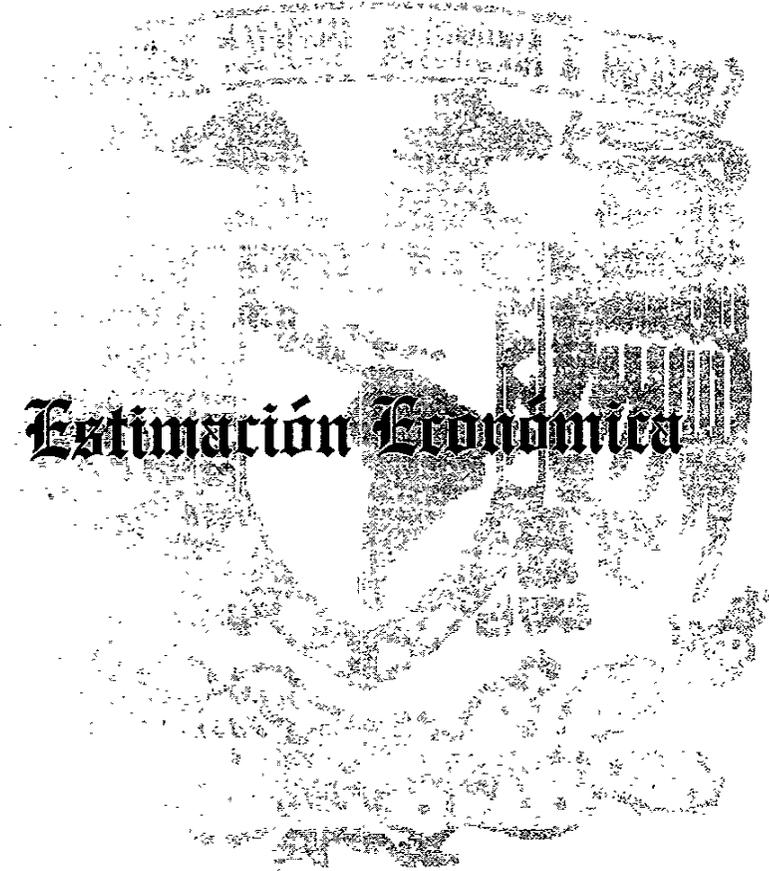
BOQUILLAS			
LSL	1		
LG1	2		SWITCH DE BAJO NIVEL
LC1	2		NIVEL DE VIDRIO
LG2	2		CONTROLADOR DENIVEL
V	1		NIVEL DE VIDRIO
			VENTEO
MB1	2		REGISTRO HOMBRE
O2	1		SALIDA DE DIPE
O1	1		SALIDA DE AGUA
I2	1		ENTRADA DE DIPE
I1	1		ENTRADA DE AGUA
marca	número	tamaño	tipo



REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR:	APROB

# Capítulo V

## Estimación Económica



## V. ESTIMACION ECONOMICA

### V.1 ANALISIS PRECIO DIPE

El análisis del precio de DIPE se realizó de acuerdo con la mecánica de valoración para el MTBE siguiendo las formulas propuestas por DEWITT and COMPANYY:

$$\text{MTBE}_{\text{octano}} = \text{URL}_{87} + (23/6)(\text{ULP}_{93} - \text{URL}_{87})$$

Donde:

URL = Precio al mayoreo de la gasolina regular de 87 de octano

ULP = Precio de la gasolina premium de 93 de octano

En la era de la reformulación que comienza en 1995 dos valores adicionales fueron impuestos a MTBE convirtiendo la gasolina convencional a gasolina reformulada :

**Valor RFG (sin octano).**- Es el valor resultante de la simple conversión de la gasolina a RFG sin formar parte en el hecho de que la mezcla de gasolina pudiera tener un bajo octano menor que la final RFG, esto se debe a que el MTBE es mezclado en la gasolina convencional en 11% volumen para producir RFG.

$$\text{MTBE}_{\text{RFG}} = \text{URL}_{87} + (\text{RFG}_{87} - \text{URL}_{87})/011$$

**Valor RFG (con octano).**- Este valor toma en cuenta el material de octanaje en la mezcla convencional.

$$\text{MTBE}_{\text{RFG+OCT}} = \text{MTBE}_{\text{RFG}} + (23/6)(\text{ULP}_{93} - \text{URL}_{87})$$

Empleando Magna se tiene:

$$MTBE_{\text{RFG}} = 26.1 + (26.9 - 26.1) / 0.11 = 33.37 \text{ D/B}$$

$$MTBE_{\text{RFG+OCT}} = 33.37 + (23/6)(27.8 - 26.1) = 39.88 \text{ B/D} \dots\dots(1)$$

Empleando Premium

$$MTBE_{\text{RFG}} = 30.1 + (30.2 - 30.1) / 0.11 = 36.46 \text{ D/B}$$

$$MTBE_{\text{RFG+OCT}} = 36.46 + (23/6)(31.5 - 30.1) = 41.8 \text{ D/B} \dots\dots(2)$$

Considerando estas ecuaciones para el calculo del precio de DIPE este se ve afectado por el contenido de octano  $(R+M)/2$  ya que el MTBE es de 109 contra 105 de DIPE, por lo tanto el estimado corresponderá a:

$$DIPE_{\text{RFG+OCT}} = \text{RFG} + (23/6)(\text{ULP}_{93} - \text{URL}_{87})(105/109)$$

$$\text{DIPE (1)} = 38.41 \text{ D/B}$$

$$\text{DIPE (2)} = 40.26 \text{ D/B}$$

**V.2 INVERSION FIJA**

21 340 MUSD/AÑO

**V.3 COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION**

<b>MATERIA PRIMA</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
PROPANO/PROPILENO	35792.42
AGUA	18.7627
CATALIZADOR	947.43
<b>TOTAL</b>	<b>36758.61</b>
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>	
AGUA DE ENFRIAMIENTO	53.79
VAPOR DE MEDIA PRESION	931.23
VAPOR DE BAJA PRESION	899.33
ENERGIA ELECTRICA	176.85
<b>TOTAL</b>	<b>2061.2</b>
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION</b>	<b>38819.81</b>

**V.4COSTOS DE OPERACION**

<b>CONCEPTO</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
ADMINISTRACION	18.13
MANO DE OBRA	102.14
SUPERVISION	22.00
MANTENIMIENTO	213.40
<b>TOTAL COSTOS DE OPERACIÓN</b>	<b>355.67</b>

**V.5 GASTOS FIJOS**

<b>CONCEPTO</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
GENERALES DE PLANTA	206.40

<b>FIJOS DIRECTOS</b>	55.863
<b>SEGURO</b>	426.80
<b>TOTAL GASTOS FIJOS</b>	<b>689.06</b>

**V.6 COSTO TOTAL EN EFECTIVO DE PRODUCCION**

<b>CONCEPTO</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
<b>TOTAL COSTOS DE OPERACIÓN</b>	355.67
<b>TOTAL GASTOS FIJOS</b>	689.06
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES DE PRODUCCION</b>	38819.81
<b>COSTO TOTAL EN EFVO DE PROD.</b>	<b>39864.54</b>

**V.7 CARGOS DE CAPITAL**

<b>CONCEPTO</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
<b>DEPRECIACION</b>	2134.00
<b>CARGOS DE CAPITAL</b>	<b>2134.00</b>

**V.8 COSTO TOTAL DE PRODUCCION**

<b>CONCEPTO</b>	<b>MUSD/AÑO</b>
<b>CARGO DE CAPITAL</b>	2134.00
<b>COSTO TOTAL EN EFVO DE PROD.</b>	39864.54
<b>COSTO TOTAL DE PRODUCCION</b>	<b>41998.54</b>

**V.9 INGRESOS TOTALES**

CONCEPTO	MUSD/AÑO
<b>INGRESOS TOTALES</b>	<b>52113.15</b>

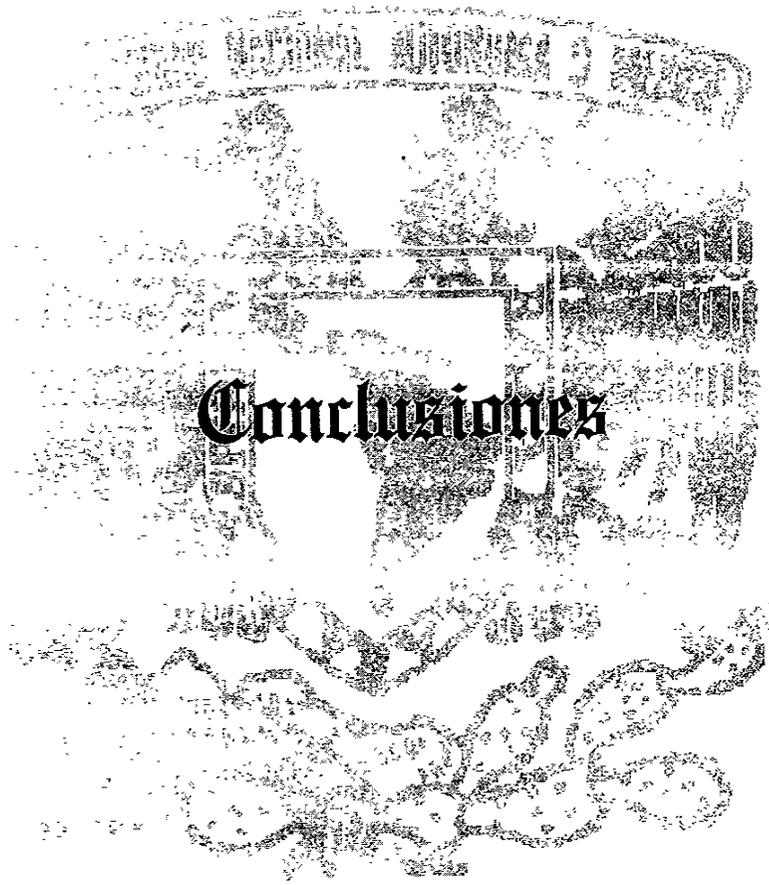
**V.10 UTILIDAD BRUTA**

CONCEPTO	MUSD/AÑO
INGRESOS TOTALES	50748.06
COSTO TOTAL DE PRODUCCION	(41998.54)
<b>UTILIDAD BRUTA</b>	<b>8749.52</b>

**V.11 UTILIDAD DE OPERACIÓN**

CONCEPTO	MUSD/AÑO
UTILIDAD BRUTA	8749.52
COSTOS DE OPERACIÓN	(355.67)
<b>UTILIDAD DE OPERACIÓN</b>	<b>8393.85</b>

<b>PORCENTAJE RECUPERADO DE LA INVERSIÓN</b>	<b>40.0%</b>
----------------------------------------------	--------------



# Conclusiones

## CONCLUSIONES

El desarrollo de esta tesis planteo la alternativa de producir Diisopropil Eter en la Refinería de Cadereyta, donde el propileno en un corto o mediano plazo representará un problema de salida dentro de la refinería y las necesidades de oxigenados cada vez son mayores, el proceso de producción de DIPE a partir de la tecnología UOP representa una buena perspectiva para el empleo del propileno que puede presentar ventajas tales como:

Llevar a cabo la hidratación y la eterificación en una sola etapa lo que conlleva un ahorro económico como energético.

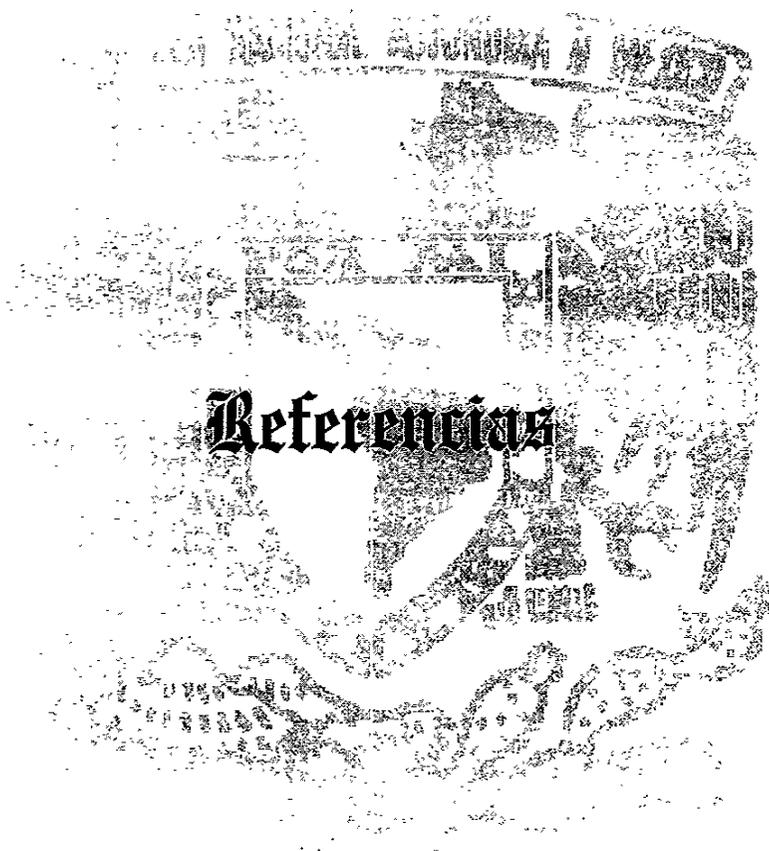
Resolver parte de la problemática de importación de gasolinas, puesto que esta asciende hasta 100 MBPD, aunque la producción de DIPE no significa eliminar las importaciones ya que esto corresponde a otro tipo de análisis,

El DIPE fundamentalmente como oxigenado ayudará a controlar las emisiones de compuestos contaminantes al ambiente, así como resolver el incremento en el pool de gasolinas, es decir que por cada 1000 barriles de DIPE se puede hablar de 5000 barriles adicionales en el pool de esta ya que podrá recibir mayores proporciones de gasolina que provienen de las unidades catalíticas y unidades de *reformación* y que como tales son gasolinas de menor calidad.

El obtener DIPE a partir de propileno tiene una mayor capacidad para producir octanaje alto comparado con la alquilación de propileno y las alternativas presentadas.

Por otro lado cabe señalar que la tecnología para producir el DIPE es una tecnología reciente y no de aplicación en México, actualmente existe una planta en América Latina y pequeñas plantas en el sur de los Estados Unidos.

En la evaluación económica del proceso de Di isopropil-Eter, el resultado es un porcentaje de recuperación de la inversión de un 40.0 % por lo tanto un tiempo de recuperación de 2 años 6 meses.



# Referencias

## REFERENCIAS

Terry L. Marker. *Two Stage Process For Producing Diisopropyl-Ether Using Hydration*. Patente No. 5 399 788, UOP, Dic. 22 1993

Terry L. Marker, Robert J. Schmidt, et al *Process For Producing Diisopropyl-Ether With Removal Of Acid Material*. Patente No. 5 504 257 UOP, Sep.26, 1994

Weldon K. Bell. H. Brown, Jeffrey C. Trewella. *Multistage Indirect Propylene Hydration Process For The Production Of Diisopropyl-Ether And Isopropanol*. Patente No. 5 569 789, Mobil Oil Co, Ago 2 1995

James H. Beech Jr, Douglas Miller, et al . *Diisopropyl-Ether Production*. Patente No. 5 324 865 Mobil Oil. Co., Feb 22, 1993

H. U. Hammershaim, U.G Bozzano et al *Produce Ipa An Dipe From Propylene*. Fuel Reformularion, Sep-Oct 1993

William J. Oiel. *Expanding Refinery Technology Leads To New Ether Potential*. Fuel Reformularion, Nov-Dic 1992

Kelly L. Rock, Tony Cárdenas. *Olefins The New Refinery Challenge*. Fuel Reformularion, Nov-Dic 1992

George H. Unzelman *Impact Of Oxigenates On Petroleum Refining Part1 Historical Review*. Fuel Reformularion, Jul-Ago 1995

George H. Unzelman *Impact Of Oxigenates On Petroleum Refining Part2 Future Outlook*. Fuel Reformularion, Jul-Ago 1995

George H. Unzelman *More Insight On Ethers For Kfy* Fuel Reformularion, Nov-Dic 1993

Octane Week *Mobil Unveils Process for New Oxygenate: Dipe* April 6 1992

Michael J. McNally, Patrick Costello, et al. Hydration Of Propylene To Diisopropyl-Ether A New Source Of Fuel Oxygen. Mobil Oil Co., NPRA Annual Meeting Mar. 22-24 1992 Louisiana

Scott P. Davis, Terry L. Marker, et. al. Introducing The Oxypro Process A New Refinery Ether Process. UOP, NPRA , Annual Meeting Mar 19-21, 1995 San Francisco California

Enviromental/Safety Library , OSHA Part 172, 173

Norma Oficial Mexicana NOM-086-ECOL-1994 Contaminación Atmosférica-Especificaciones sobre Protección Ambiental que deben reunir los Combustibles Líquidos y Gaseosos que se usan en Fuentes Fijas y Móviles . Diario Oficial. 2 de Dic. 1994

Timothy J. Walington, Jean M. Andino et al. Atmospheric Chemistry of Automotive Fuel Additives: Di Isopropyl Ether. Environmental Science Technology, Vol 27, 1993.

Humberto Soto, Ernesto Espejel et al. La Formulación Y Evaluación Técnico-Económica De Proyectos Industriales  
Segunda Edición.

Michael L. Gelardi. Althe Annual 1997. Dewitt & Company Incorporated, Huston Texas.