

41



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO DEL FRACCIONAMIENTO DE LA  
GASOLINA DE PIRÓLISIS**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

FRANCISCO ESPINOSA HERNÁNDEZ

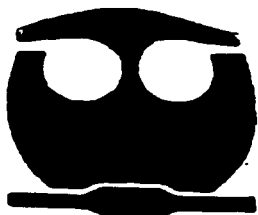
MÉXICO, D. F.

2002



EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN





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.

**Jurado asignado:**

**Presidente**                      Prof. ALEJANDRO ANAYA DURAND

**Vocal**                              Prof. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA

**Secretario**                      Prof. LUIS GALLO SANCHEZ

**1er. Suplente**                      Prof. EDUARDO VIVALDO LIMA

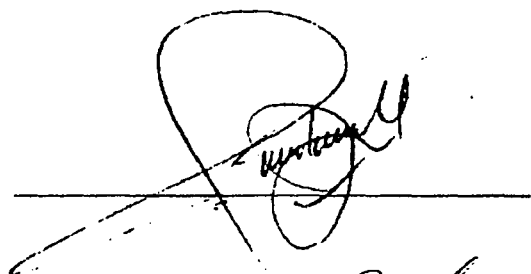
**2do. Suplente**                      Prof. JOSÉ LUIS ZARAGOZA GUTIÉRREZ

**Sitio donde se desarrolló el tema**

**INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO**

**Nombre completo y firma del asesor del tema**

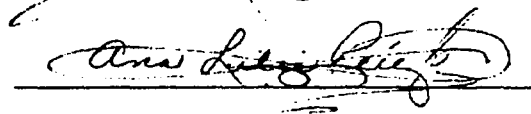
**JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA**



A handwritten signature in black ink, appearing to read 'José Agustín Texta Mena', is written over a horizontal line. The signature is stylized and somewhat cursive.

**Nombre completo y firma del supervisor técnico**

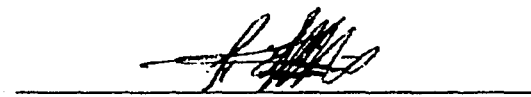
**ANA LILIA PÉREZ GARCÍA**



A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Ana Lilia Pérez García', is written over a horizontal line. The signature is cursive and somewhat stylized.

**Nombre completo y firma del sustentante**

**FRANCISCO ESPINOSA HERNÁNDEZ**



A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Francisco Espinosa Hernández', is written over a horizontal line. The signature is cursive and somewhat stylized.

## ***DEDICATORIAS:***

### ***A Dios***

Por permitirme haber llegado a este momento tan importante para mí y por acompañarme y apoyarme en todo momento.

### ***A Monseñor Guizar y Valencia.***

### ***A mis Padres, Gudulía y Francisco***

Por ser ambos el soporte y apoyo de mi vida. Por guiarme y animarme en las dificultades. Por que con su cariño y aliento, he podido culminar una de las etapas más importantes de mi vida.

### ***A mis Hermanas, Maribel y Cristina***

Por el ejemplo que me dieron, por su apoyo incondicional y por todos los momentos que juntos hemos vivido.

### ***A todos mis familiares***

### ***A mis Amigos***

**Diego Celis, Jorge López, Mario García, Antonio Arellano, Oscar Ortíz, Miguel Gil, Nora Rodríguez, Karla del Valle, Francisco Torner, entre otros.**

Por brindarme su invaluable amistad y por ser, durante la carrera, mi segunda familia.

### ***A Eva y David***

Por la paciencia, atención y dedicación que tuvieron conmigo al realizar este trabajo.

### ***A todos mis compañeros del I.M.P.***

En especial a todo el personal de la Competencia de Ingeniería de Sistemas de Procesamiento.

## ***AGRADECIMIENTOS:***

### ***Al Ing. José Agustín Texta Mena***

Por el tiempo dedicado, por compartir su gran experiencia y conocimientos académicos, por su atinada dirección en la elaboración de este trabajo.

### ***A la Ing. Ana Lilia Pérez García***

Por compartir sus conocimientos y experiencias en la realización y revisión de este trabajo. Por todas las facilidades brindadas.

### ***Al Instituto Mexicano del Petróleo***

Por el apoyo y las facilidades que me brindó para la elaboración de este trabajo.

### ***Al Honorable Jurado***

### ***A la Universidad Nacional Autónoma de México***

Especialmente a la Facultad de Química y a sus profesores por su paciencia, por los conocimientos adquiridos y por las experiencias que compartieron conmigo durante estos años de estudio.

## ÍNDICE GENERAL

INTRODUCCIÓN.....	1
OBJETIVO.....	1
JUSTIFICACIÓN.....	1
I.- GENERALIDADES.....	5
1.1 Proceso de obtención de la Gasolina de Pirólisis.....	5
1.1.1 Proceso de obtención de la gasolina de pirólisis a partir de etano, propano, butano o mezcla de éstos.....	7
1.1.2 Proceso de obtención de la gasolina de pirólisis a partir de una corriente líquida de hidrocarburos.....	9
1.2 Producción de la Gasolina de Pirólisis en México.....	13
1.2.1 Producción histórica de la Gasolina de Pirólisis en México.....	13
1.2.2 Producción de Gasolina de Pirólisis considerada para este estudio.....	18
1.3 Características de la Gasolina de Pirólisis generada en México.....	19
1.3.1 Composición de la Gasolina de Pirólisis de México.....	20
1.4 Generación de gomas a partir de olefinas presentes en la Gasolina de Pirólisis.....	24
1.5 Generación de la Gasolina de Pirólisis.....	28
II.- ESQUEMAS POSIBLES DE TRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.....	32
2.1 Hidrogenación total de la Gasolina de Pirólisis.....	36
2.2 Fraccionamiento previo al hidrotreatmento.....	40
2.2.1 Separación de los cortes $C_3$ y $C_4$ .....	41
2.2.2 Separación del corte $C_5$ .....	45
2.2.3 Separación del corte $C_6$ - $C_7$ .....	50
2.2.4 Separación del corte $C_8$ .....	51

III.- SELECCIÓN DEL ESQUEMA GENERAL DE TRATAMIENTO.....	55
3.1 Análisis de la composición de las Gasolinas de Pirólisis a procesar.....	55
3.2 Análisis de la cantidad de Gasolina de Pirólisis a procesar.....	59
3.3 Esquema de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	62
IV.- ESQUEMAS ESPECÍFICOS DE TRATAMIENTO, DERIVADOS DEL ESQUEMA GENERAL.....	65
4.1 Alternativas de fraccionamiento del propileno.....	66
4.1.1 Destilación usando bomba de calor con refrigerante externo.....	67
4.1.2 Destilación usando bomba de calor con compresión del vapor de los domos.....	69
4.1.3 Destilación usando bomba de calor con expansión del líquido del rehervidor.....	69
4.1.4 Selección de la mejor alternativa de fraccionamiento del propileno....	70
4.2 Aspectos sobre la simulación del tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	71
4.3 Descripción del tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	74
4.3.1 Prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”.....	74
4.3.2 Fraccionadora propano – propileno.....	76
4.3.2.1 Fraccionadora a alta presión.....	77
4.3.2.2 Fraccionadora con bomba de calor.....	79
4.3.3 Mezclado de las corrientes de Gasolina de Pirólisis.....	81
4.3.4 Planta hidrogenadora e hidrodesulfuradora de Gasolina de Pirólisis...84	
4.3.4.1 Sección de reacción.....	84
4.3.4.2 Sección de fraccionamiento.....	90
4.4 Balance de materia y energía.....	100
4.5 Reacciones del hidrotreatmento de la Gasolina de Pirólisis.....	102
4.5.1 Saturación de diolefinas y compuestos alquénil aromáticos.....	103
4.5.2 Saturación de monoolefinas y eliminación de los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno.....	104
4.5.3 Hidrocraqueo.....	107

4.6 Lista y predimensionamiento de equipo.....	114
<b>V.- EVALUACIÓN ECONÓMICA.....</b>	<b>118</b>
5.1 Inversión.....	118
5.1.1 Costos directos.....	119
5.1.2 Costos indirectos.....	122
5.1.3 Inversión total.....	123
5.2 Costo total de producción.....	128
5.2.1 Costos de manufactura.....	128
5.2.1.1 Determinación del consumo de catalizadores.....	132
5.2.2 Gastos generales.....	133
5.3 Utilidad neta.....	136
5.3.1 Evaluación económica del mejor esquema de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	136
5.3.2 Análisis de sensibilidad.....	137
5.4 Resultados.....	140
<b>VI.- CONCLUSIONES.....</b>	<b>144</b>
<b>VII.- BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>147</b>
<b>VIII.- ANEXO A (PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS CATALIZADORES).....</b>	<b>150</b>
<b>IX.- ANEXO B (GLOSARIO DE TÉRMINOS).....</b>	<b>153</b>



## ÍNDICE DE TABLAS

1.1 Rendimientos típicos de Gasolina de Pirólisis.....	6
1.2 Producción de Gasolina de Pirólisis en México.....	18
1.3 Propiedades de las Gasolinas de Pirólisis generadas en México.....	20
1.4 Composición de la Gasolinas de Pirólisis generadas en México.....	22
1.5 Compuestos de azufre y oxígeno de las Gasolinas de Pirólisis de México.....	23
1.6 Ejemplos de algunos compuestos formadores de gomas presentes en las Gasolinas de Pirólisis de México.....	26
3.1 Porcentaje en peso de las diolefinas y monoolefinas de las Gasolinas de Pirólisis de México.....	56
3.2 Porcentaje de olefinas valiosas del total de olefinas que poseen las Gasolinas de Pirólisis de México.....	57
3.3 Porcentaje de cada una de las olefinas valiosas del total de olefinas que poseen las Gasolinas de Pirólisis de México.....	58
3.4 Flujos volumétricos, máscicos y molares de las Gasolinas de Pirólisis de México.....	60
4.1 Composición del producto de los domos de la torre Despropanizadora DA-701.....	74
4.2 Composición del producto de los domos de la torre Desbutanizadora DA-702.....	75
4.3 Composición del producto de los fondos de la torre Desbutanizadora DA-702.....	76
4.4 Composición, puntos normales de ebullición y pesos moleculares del producto de los domos de la torre Despropanizadora DA-701.....	77
4.5 Composición del producto de los domos de la torre Fraccionadora propano – propileno a alta presión DA-704.....	78
4.6 Composición del producto de los fondos de la torre Fraccionadora propano – propileno a alta presión DA-704.....	79
4.7 Composición del producto de los domos de la torre Fraccionadora propano – propileno con Bomba de Calor DA-703.....	81
4.8 Composición del producto de los fondos de la torre Fraccionadora propano – propileno con Bomba de Calor DA-703.....	81
4.9 Composición de la mezcla de las Gasolinas de Pirólisis que se alimentan al hidrotratamiento.....	83

4.10 Flujo volumétrico de la mezcla de Gasolinas de Pirólisis que se alimentan al hidrotratamiento.....	83
4.11 Composición del producto líquido de los domos de la torre Desbutanizadora DA-705.....	91
4.12 Composición del producto vapor de los domos de la torre Desbutanizadora DA-705.....	92
4.13 Composición de la corriente de gases amargos.....	92
4.14 Composición del producto de los fondos de la torre Desbutanizadora DA-705.....	93
4.15 Composición del producto de los domos de la torre Desisohexanizadora DA-706.....	94
4.16 Composición del producto de los fondos de la torre Desisohexanizadora DA-706.....	94
4.17 Balance de materia y energía (Pefraccionamiento en “Pajaritos”).....	100
4.18 Balance de materia y energía (Hidrotatamiento en “La Cangrejera”).....	101
4.19 Fracciones experimentales de cada ligero formado en el hidrocraqueo de una nafta semejana a la Gasolina de Pirólisis.....	108
4.20 Conversiones estimadas de los hidrocarburos pesados en el hidrocraqueo de la Gasolina de Pirólisis.....	110
4.21 Fracciones calculadas y reales de cada uno de los compuestos ligeros formados en el hidrocraqueo de la Gasolina de Pirólisis.....	113
4.22 Hornos y sus dimensiones.....	115
4.23 Torres de Destilación y sus dimensiones.....	115
4.24 Reactores y sus dimensiones.....	115
4.25 Cambiadores de Calor y sus dimensiones.....	115
4.26 Aeroenfriadores y sus dimensiones.....	116
4.27 Tanques y sus dimensiones.....	116
4.28 Bombas y sus dimensiones.....	117
4.29 Compresores y sus dimensiones.....	117
5.1 Índices de actualización de costos empleados en este estudio.....	119
5.2 Costos de los equipos de ambos esquemas de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	120
5.3 Porcentajes del costo total de los equipos de cada costo auxiliar considerado.....	122
5.4 Porcentajes considerados en la determinación de los costos indirectos.....	123

5.5 Estimado de Inversión del esquema con fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	124
5.6 Estimado de Inversión del esquema con fraccionadora de propileno a alta presión.....	125
5.7 Estimado de Inversión del esquema con fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	126
5.8 Estimado de Inversión del esquema con fraccionadora de propileno a alta presión.....	127
5.9 Insumos y Consumos del esquema con fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	130
5.10 Insumos y Consumos del esquema con fraccionadora de propileno a alta presión.....	131
5.11 Costos por Mano de Obra Directa.....	129
5.12 Costos por Supervisión Directa.....	129
5.13 Estado Proforma de los Costos Anuales del esquema con fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	134
5.14 Estado Proforma de los Costos Anuales del esquema con fraccionadora de propileno a alta presión.....	135
5.15 Estado Proforma de Resultados del esquema con fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	138
5.16 Estado Proforma de Resultados del esquema con fraccionadora de propileno a alta presión.....	139
5.17 Variables del Análisis de Sensibilidad.....	137
5.18 Inversión de cada esquema. ....	140
5.19 Costo total de Producción de cada esquema.....	140
5.20 Tasa Interna de Recuperación y Valor Presente Neto de cada esquema.....	140
5.21 Análisis de Sensibilidad variando la Inversión.....	141
5.22 Análisis de Sensibilidad variando el Costo de las Materias Primas.....	141
5.23 Análisis de Sensibilidad variando el Precio de los Productos.....	141

## ÍNDICE DE FIGURAS

1.1 Generación de la Gasolina de Pirólisis a partir de etano.....	11
1.2 Generación de la Gasolina de Pirólisis a partir de nafta o gasóleo.....	12
1.3 Ubicación de los Centros Generadores de Gasolina de Pirólisis.....	14
1.4 Reacción general de la polimerización de una olefina.....	25
1.5 Pasos del proceso de polimerización de una olefina.....	26
2.1 Esquema inicial del hidrot ratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	35
2.2 Esquema del hidrot ratamiento de la Gasolina de Pirólisis.....	39
2.3 Fraccionamiento de ligeros de la Gasolina de Pirólisis.....	44
2.4 Obtención del DCPD.....	48
2.5 Fraccionamiento del corte C <sub>5</sub> .....	49
2.6 Compuestos aromáticos con puntos de ebullición cercanos del corte C <sub>8</sub> .....	53
2.7 Recuperación del estireno a partir de la Gasolina de Pirólisis.....	54
4.1 Sistemas de Bomba de Calor para una torre de destilación.....	68
4.2 Diagrama de Flujo de Proceso, sección Prefraccionamiento.....	95
4.3 Diagrama de Flujo de Proceso, Torre Fraccionadora de propileno a alta presión.....	96
4.4 Diagrama de Flujo de Proceso, Torre Fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.....	97
4.5 Diagrama de Flujo de Proceso, Sección de Reacción.....	98
4.6 Diagrama de Flujo de Proceso, Sección Destilación Final.....	99
5.1 Análisis de Sensibilidad, Tasa Interna de Retorno.....	142
5.2 Análisis de Sensibilidad, Valor Presente Neto.....	143

## **INTRODUCCIÓN.**

### **OBJETIVO GENERAL.**

Estimar la viabilidad del tratamiento y aprovechamiento de la Gasolina de Pirólisis, obtenida en las plantas productoras de Etileno de México.

### **OBJETIVOS PARTICULARES.**

- Determinar los esquemas de tratamiento y procesamiento más adecuados de las Gasolinas de Pirólisis que se generan en México.
- Evaluar técnica y económicamente los esquemas de tratamiento y procesamiento escogidos.
- Seleccionar el mejor esquema de tratamiento y procesamiento para las Gasolinas de Pirólisis generadas en México.

### **JUSTIFICACIÓN.**

Actualmente nuestro país cuenta con 4 complejos petroquímicos productores de etileno, La Cangrejera, Morelos, Pajaritos y Escolín, en los que se obtiene como subproducto de la pirólisis del etano, la Gasolina de Pirólisis. Esta corriente es rica en compuestos aromáticos, monolefinas y diolefinas de 5 o más carbonos que poseen un alto valor agregado en el

mercado; sin embargo, también posee cantidades moderadas de compuestos contaminantes de azufre, nitrógeno y oxígeno, que deben de ser eliminados para poder utilizar dicha corriente.

En ninguno de los complejos antes citados, se realiza una secuencia de separación o tratamiento que propicie el eficaz aprovechamiento de la Gasolina de Pirólisis. Tradicionalmente, esta corriente fue utilizada como gasolina de mezclado, por lo que era enviada a los centros de refinación más cercanos para incorporarla en el pool de gasolinas sin ningún tratamiento; pero debido a que una serie de normas ecológicas y de calidad, restringieron el contenido de aromáticos, olefinas generadoras de gomas y compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno en la gasolina de motor, esta práctica dejó de efectuarse.

Cabe mencionar, que en los complejos más antiguos que generan Gasolina de Pirólisis, ésta viene acompañada por una gran cantidad de compuestos de 3 y 4 carbonos, además de los compuestos típicos que posee; esto se debe a que en las plantas de etileno de dichos complejos, sólo se separa el hidrógeno, metano, etano y etileno de la mezcla de hidrocarburos producida en los hornos de pirólisis. Anteriormente, el resto de los hidrocarburos no fraccionados, eran enviado a otros complejos petroquímicos de mayor producción de etileno para completar su fraccionamiento; pero recientemente, debido a su alto poder calorífico, esta corriente ha empezado a enviarse al área de Servicios Auxiliares como combustible de calderas. Esta práctica ha comenzado a efectuarse también en complejos más recientes que generan mayor cantidad de Gasolina de Pirólisis.

En las condiciones actuales de la industria petroquímica nacional, una corriente que posee tan valiosos componentes debe de ser empleada adecuadamente, para obtener de ella mayores rendimientos. De esta situación, se deriva la necesidad de desarrollar un tratamiento de la Gasolina de Pirólisis en las plantas petroquímicas que la generan, con la finalidad de aprovechar los componentes de esta corriente, ya sea para obtener gasolina de mezclado libre de olefinas o para recuperar los compuestos valiosos que ésta posee. A través de este estudio, se pretende desarrollar un esquema de tratamiento que permitirá aprovechar eficazmente, la Gasolina de Pirólisis generada en nuestro país.

Para cumplir con el objetivo propuesto en este estudio, el trabajo comprende los siguientes capítulos:

#### *CAPÍTULO I. Generalidades.*

Se describe el proceso de obtención, los lugares de producción y las características de la Gasolina de Pirólisis generada en México.

#### *CAPÍTULO II. Esquemas posibles de tratamiento de la gasolina de pirólisis.*

Se presentan las características de cada uno de los posibles esquemas de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.

#### *CAPÍTULO III. Selección del esquema general de tratamiento.*

Se analizan las características de cada corriente de Gasolina de Pirólisis generada en México para seleccionar el mejor esquema de tratamiento para cada corriente.

#### *CAPÍTULO IV. Esquemas específicos de tratamiento, derivados del esquema general.*

Se describe el esquema seleccionado de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis, así como también las variantes que se derivan de dicho esquema. Adicionalmente, se detallan las reacciones químicas involucradas en el esquema de tratamiento, así como el balance y diagrama de flujo.

#### *CAPÍTULO V. Evaluación Económica.*

Se describen y presentan los métodos empleados para determinar la inversión, costos de producción y utilidades netas de cada una de las variantes del esquema general de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis. Además, se presenta la evaluación y selección económica de la mejor variante del esquema general de tratamiento.

#### *CAPÍTULO VI. Conclusiones.*

Se presentan las conclusiones de este estudio.

#### *CAPÍTULO VII. Bibliografía.*



# **CAPÍTULO I.**

## **GENERALIDADES**

### **1.1 PROCESO DE OBTENCIÓN DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.**

La Gasolina de Pirólisis es un subproducto del proceso de pirólisis de una corriente gaseosa o líquida de hidrocarburos para obtener etileno, principalmente. La corriente gaseosa a pirolizar puede contener compuestos como el etano, propano, butano y/o mezclas de etano/propano ó propano/butano, mientras que la corriente líquida puede estar compuesta por nafta, gasóleo o una mezcla de ambos. El uso de una corriente gaseosa o líquida para generar Gasolina de Pirólisis, depende de la disponibilidad de recursos del lugar en donde se encuentran instaladas las plantas de etileno. La producción de etileno a partir de una corriente gaseosa se lleva a cabo en países donde se tiene una gran disponibilidad de gas natural, tales como Estados Unidos y varios países de América. Por el contrario, en Japón y en algunos países de Europa del Este, el gas natural es escaso mientras que la producción de hidrocarburos líquidos como nafta y gasóleos es abundante, lo que propició que a partir de la década de los años 60's, en dichos lugares se desarrollaran tecnologías para obtener etileno a partir de corrientes líquidas de hidrocarburos.

El tipo de alimentación empleada en las plantas de etileno, influye de manera directa en la composición de la Gasolina de Pirólisis, ya que ésta es la corriente que contiene los compuestos más pesados del fraccionamiento de los productos de los hornos de pirólisis. La pirólisis de hidrocarburos procedentes del gas natural, genera una mayor cantidad de

compuestos ligeros saturados e insaturados, que cuando se emplea una corriente líquida más pesada, la cual por el contrario, genera una mayor cantidad de compuestos aromáticos y pesados. Esto provoca que entre más ligera sea la carga de las plantas de etileno, menor y más ligera será la cantidad Gasolina de Pirólisis que se obtenga; por el contrario si la carga a los hornos de pirólisis es más pesada, la cantidad de Gasolina de Pirólisis será mayor y ésta a su vez contendrá mayores cantidades de compuestos pesados saturados e insaturados. En la tabla 1.1 se presentan los distintos rendimientos de Gasolina de Pirólisis que se obtienen al emplear diferentes cargas en los hornos de pirólisis de las plantas de etileno<sup>1</sup>.

**Tabla 1.1. Rendimientos típicos de Gasolina de Pirólisis (lb Gasolina de Pirólisis / lb etileno).**

<i>Tipo de carga</i>	<i>Rendimiento</i>
Etano	0.02 – 0.03
Propano	0.02 – 0.06
Nafta Ligera	0.5 – 0.8
Nafta Pesada	0.5 – 1.0
Gasóleo Ligero	0.7 – 1.4
Rafinado de la Extracción de Aromáticos	0.8 – 2.1

De esta manera, de acuerdo al tipo de carga que se emplee en los hornos de pirólisis, se pueden generar los siguientes tipos de Gasolina de Pirólisis:

- Gasolina donde predominen los compuestos saturados e insaturados ligeros (pirólisis de corrientes gaseosas conformadas por etano, propano, butano ó mezcla de éstos).
- Gasolina donde predominen los compuestos saturados e insaturados pesados (pirólisis de una corriente líquida como nafta ó gasóleo).

<sup>1</sup> American Petroleum Institute, (1969) *Proceedings Division of Refining 1969*. Vol. # 49, E.U.A. 1969.

A continuación se describen los tipos de esquemas de generación de la Gasolina de Pirólisis (con carga ligera y con carga pesada).

### **1.1.1 Proceso de obtención de la gasolina de pirólisis a partir de etano, propano, butano o mezcla de éstos.**

En México, toda la Gasolina de Pirólisis que se obtiene se genera a través de este proceso usando etano como materia prima en las plantas de etileno (el etano normalmente procede de las plantas criogénicas que procesan el gas natural), aunque en otros países, la carga etano también suele mezclarse con propano y/o butano. El proceso consiste fundamentalmente en la deshidrogenación térmica de la carga ligera, que se lleva a cabo en un horno de pirólisis. A continuación se describe brevemente dicho proceso:

El etano o la mezcla de éste con propano y/o butano, más el etano y/o propano de recirculación, es alimentado a los hornos de pirólisis, en donde se calientan dichos gases a una temperatura de 860 °C para producir por pirólisis, una corriente gaseosa rica en etileno. Esta corriente se enfría a 315 °C, haciéndola pasar primero por unos generadores de vapor en donde se produce vapor de alta presión y posteriormente, hasta 42 °C a través de una torre de apagado con agua. De aquí la mezcla de gases se envía a la torre de lavado cáustico para eliminarle el anhídrido carbónico y el ácido sulfhídrico que contiene, para posteriormente enviarla al reactor de conversión de acetileno y de ahí a los secadores, con objeto de eliminarle la humedad.

La mezcla gaseosa que sale de los secadores se enfría a  $-120\text{ }^{\circ}\text{C}$  para separar el hidrógeno residual que posee (el cual se envía al sistema de gas combustible) y condensar la mezcla de hidrocarburos que van en esta corriente. La corriente de condensados es alimentada a una torre desmetanizadora en donde se separa el metano residual. Los fondos de la desmetanizadora fluyen a la torre desetanizadora, para de ahí obtener etano y etileno por el domo y por el fondo propileno y más pesados. La corriente de etano – etileno es enviada a una fraccionadora, en la que se separa el etileno de alta pureza del etano, el cual es recirculado como carga a los hornos de pirólisis.

La corriente de propileno y más pesados es enviada a una torre despropanizadora, en la que obtiene propano y propileno por el domo y por el fondo butadieno y más pesados. Esta última corriente es enviada a la torre debutanizadora, en donde se obtiene por el domo una mezcla de hidrocarburos de 4 carbonos, mientras que por los fondos se obtiene una corriente de hidrocarburos pesados rica en aromáticos y olefinas de 5 o más carbonos, que es conocida como *Gasolina de Pirólisis*.

Sin embargo, cabe recordar que en México, los complejos petroquímicos productores de etileno más antiguos, no fraccionan la corriente de fondos de la torre desetanizadora antes citada, sino que envían esta corriente a límites de batería. En la figura 1.1 se muestra un diagrama de bloques típico de este proceso.

### **1.1.2 Proceso de obtención de la gasolina de pirólisis a partir de una corriente líquida de hidrocarburos.**

Este proceso es semejante al proceso de obtención de etileno a partir de una corriente de hidrocarburos ligeros; sin embargo, posee algunas diferencias notables con éste último.

Los productos obtenidos en la pirólisis de una corriente líquida de hidrocarburos difieren en composición y cantidad a los productos de la pirólisis de una corriente ligera, lo que a su vez, influye de manera directa en la cantidad y composición de la Gasolina de Pirólisis generada en dicho proceso. Tal como se presentó en la tabla 1.1, entre más pesada sea la carga de una planta de etileno, más libras de Gasolina de Pirólisis por libra de etileno se obtendrán, es decir, se producirán menos libras de etileno que cuando se emplea una corriente ligera como alimentación. Por esta razón, en este tipo de plantas se tiene un mayor flujo de alimentación que en las plantas con carga ligera, para obtener los mismos rendimientos de etileno.

Al generarse una mayor cantidad de compuestos pesados en la pirólisis de una corriente líquida de hidrocarburos, el esquema de separación de los productos debe de cambiar, sino se corre el riesgo de que los servicios de enfriamiento y calentamiento involucrados en dicho esquema aumenten de manera significativa. A diferencia del proceso con carga ligera, en el caso de la pirólisis de corrientes líquidas, los gases provenientes del horno de pirólisis son enfriados a través de un apagado con aceite y de un sistema de enfriamiento en el cual se genera vapor de alta presión. Posteriormente, la mezcla es enviada a un separador en donde se le retira el aceite y pesados que arrastró del apagado. De ahí los gases fríos son

comprimidos, lavados cáusticamente y secados, para convertirse en alimentación de la primera torre de separación, la torre despropanizadora. En esta torre se separan por domos una corriente de  $C_3$  y por fondos una corriente de  $C_{4+}$ , con lo que se disminuye la carga y por ello los servicios de calentamiento y enfriamiento de las torres desetanizadora y desmetanizadora. La corriente de  $C_3$  es nuevamente comprimida y enviada a los convertidores de acetileno, para que de ahí se someta a un enfriamiento criogénico con la finalidad de retirarle el hidrógeno residual y enviar a los condensados como alimentación a la torre desmetanizadora, en donde se obtiene metano por domos y una corriente  $C_2$  por fondos. Esta última corriente, es enviada a la torre desetanizadora para obtener por domos una mezcla de etano – etileno y por fondos una corriente de  $C_3$ . La mezcla de etano – etileno, es enviada a un convertidor de acetileno y ahí al fraccionador etano – etileno, donde se recupera por domos etileno de alta pureza y por fondos etano que se recircula a la zona de los hornos de pirólisis para su aprovechamiento. La corriente de  $C_3$  es hidrogenada para removerle el metil acetileno y propadieno que contenga, para después ser enviada a un fraccionador propano – propileno en donde se obtiene por domos propileno de alta pureza y por fondos propano de recirculación. La corriente de  $C_{4+}$  es enviada a una torre desbutanizadora para producir una mezcla de compuestos  $C_4$  por domos y Gasolina de Pirólisis por fondos.

Cabe señalar que a pesar de que con este proceso se puede obtener una mayor cantidad de subproductos deseables como el propileno, butadieno y aromáticos (estos últimos e encuentran presentes en la Gasolina de Pirólisis), no se posee aún en México alguna planta que lo utilice. En la figura 1.2, se presenta un diagrama de bloques del esquema típico de la pirólisis de una corriente líquida.

**Figura 1.1 Generación de la Gasolina de Pirólisis a partir de etano**

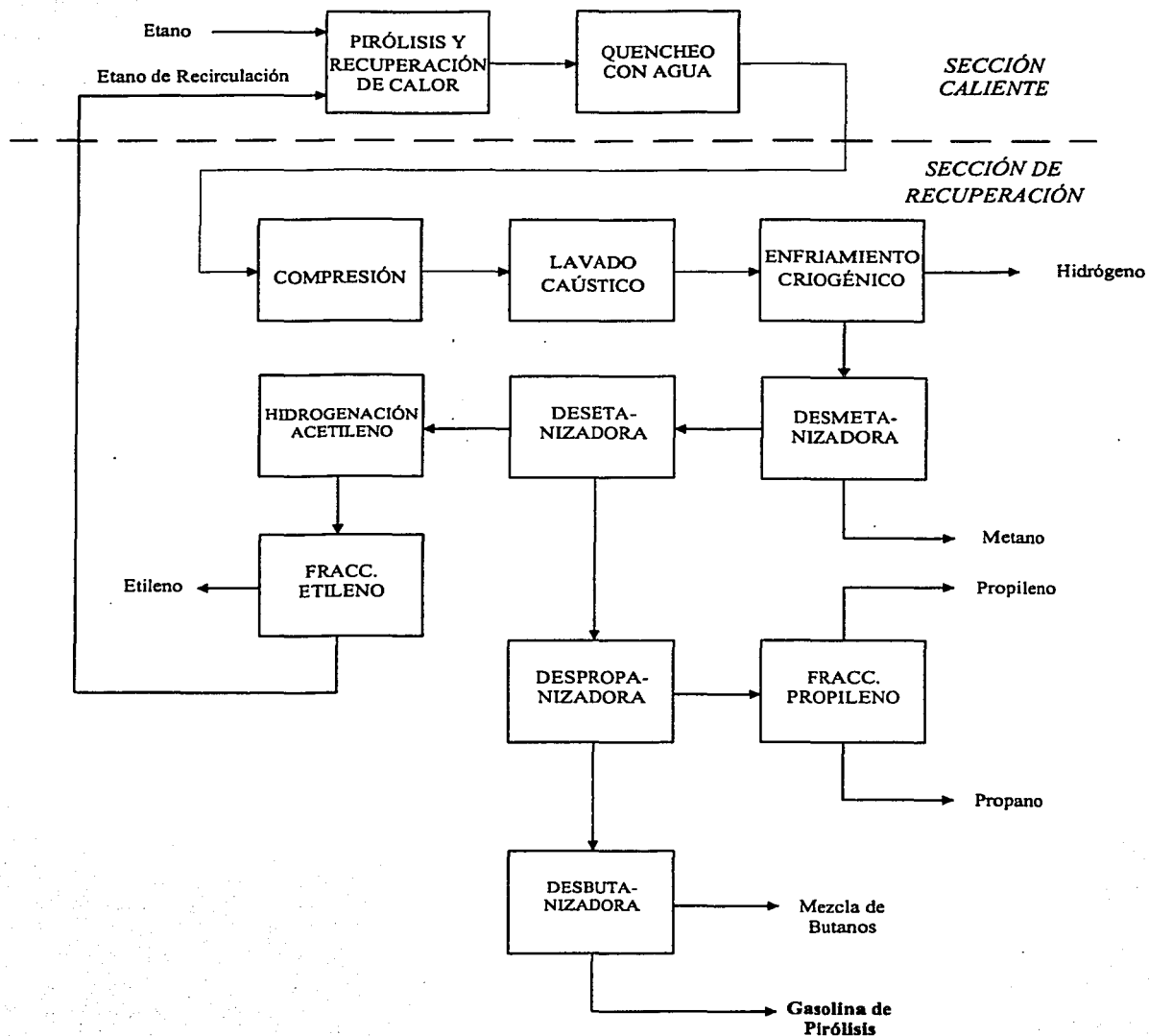
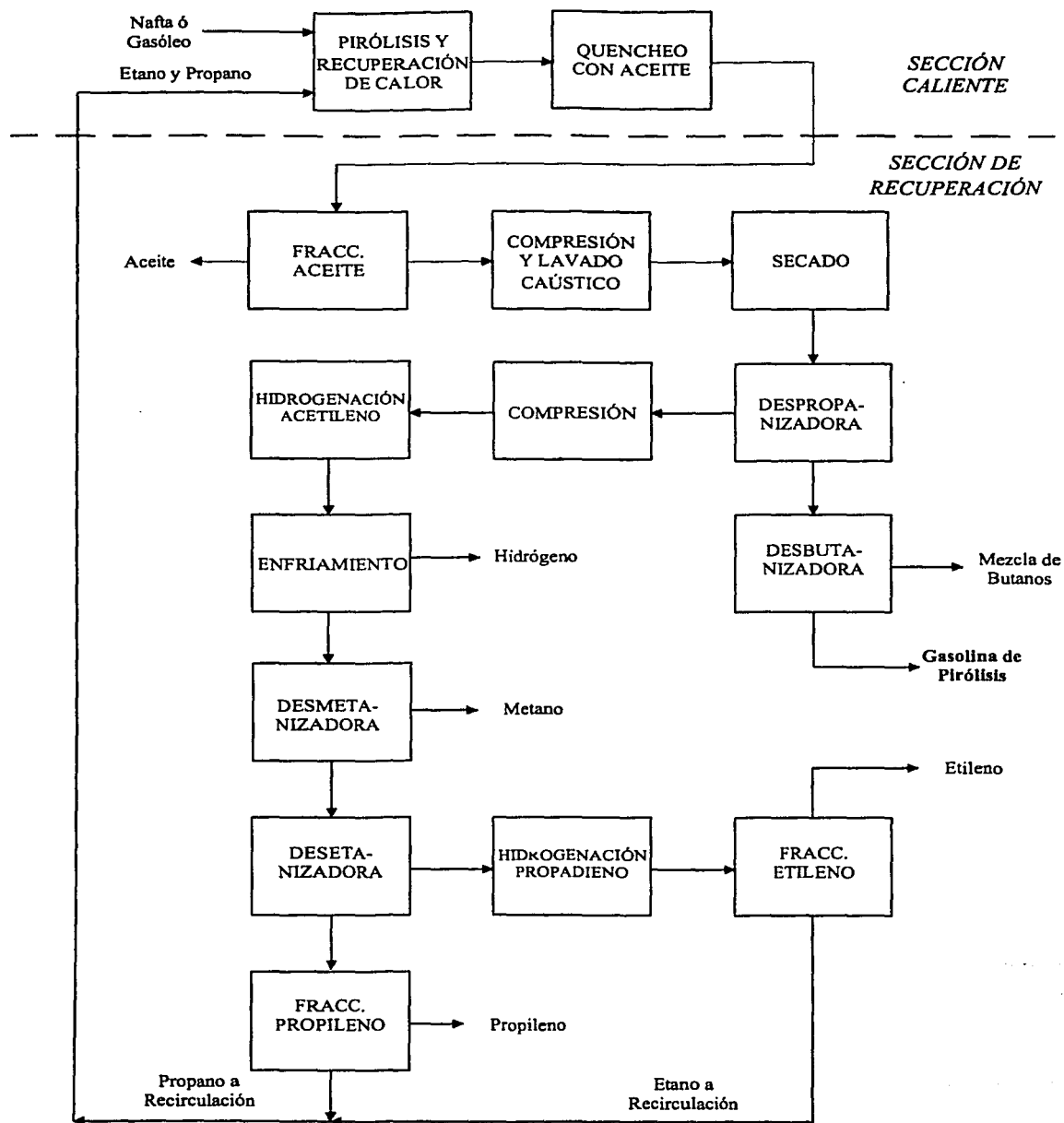


Figura 1.2 Generación de la Gasolina de Pirólisis a partir de nafta o gasóleo





## **1.2 PRODUCCIÓN DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS EN MÉXICO.**

La Gasolina de Pirólisis, al ser un subproducto del proceso de obtención de etileno, se genera en aquellos lugares donde se obtiene dicha olefina. En México, la única compañía autorizada para producir etileno, y por lo tanto, la única que genera Gasolina de Pirólisis, es Petróleos Mexicanos (PEMEX), a través de los siguientes complejos petroquímicos de la subsidiaria PEMEX PETROQUÍMICA: “La Cangrejera”, “Morelos” y “Pajaritos”.

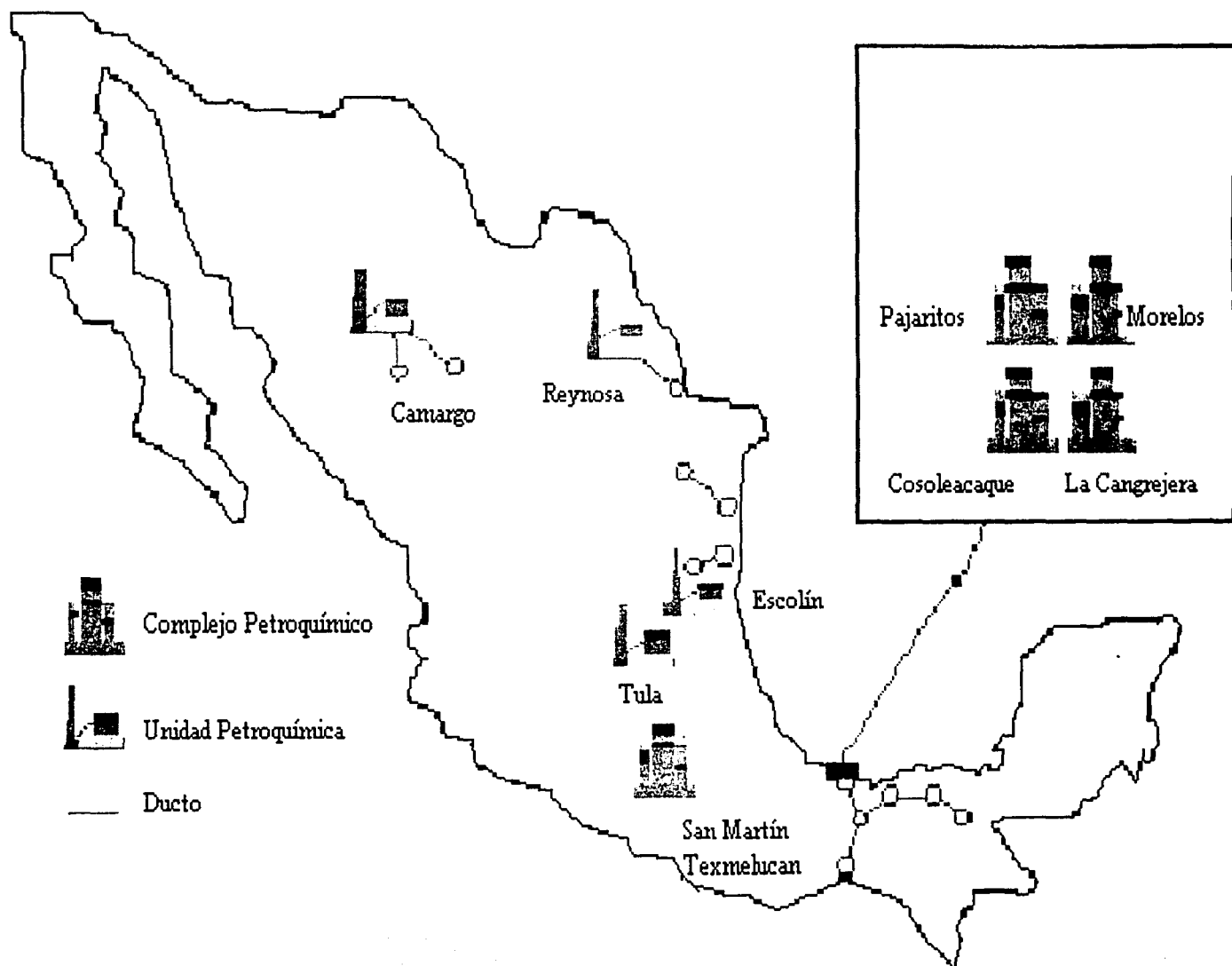
En la figura 1.3, se muestra un mapa en el cual se pueden localizar los complejos petroquímicos antes citados.

### **1.2.1 Producción histórica de la Gasolina de Pirólisis en México.**

La Gasolina de Pirólisis se comenzó a generar en México desde que se puso en marcha la primera planta de etileno por PEMEX en 1966, cuando entró en operación la planta de etileno del complejo Reynosa con una capacidad de 27,160 ton/a de etileno, equivalentes a 3,402 ton/a de Gasolina de Pirólisis.

Posteriormente en 1967, con la creación del complejo de Pajaritos, se puso en operación la segunda planta de etileno en México semejante a la del complejo Reynosa, conocida como Etileno I; para 1972, el complejo de Pajaritos tuvo una ampliación importante, en la que se llevó a cabo la construcción de la planta de Etileno II. Esta nueva planta pretendía aumentar el volumen de producción de etileno del complejo, al añadir una producción de 182,000 ton/a de etileno a las 27,160 ton/a que producía la planta de Etileno I, lo que también propició que aumentara significativamente la cantidad del subproducto principal del

Figura 1.3 Ubicación de los Centros Generadores de Gasolina de Pirólisis



proceso, la Gasolina de Pirólisis rica en compuestos  $C_3$  y  $C_4$  (3,402 ton/a de Gasolina en la planta de Etileno I y 22,801 ton/a en la planta de Etileno II). Cabe señalar, como se detallará más adelante, que las corrientes de Gasolina de Pirólisis producidas en las dos plantas de etileno de Pajaritos y en la de Reynosa, eran corrientes de hidrocarburos no estabilizadas que se obtenían en los fondos de las torres desetanizadoras de dichas plantas, y se enviaban a la refinería más cercana al complejo con la finalidad de mezclar estas corrientes con las gasolinas del pool de mezclado, debido a su alto contenido en monolefinas y compuestos aromáticos, los cuales le conferían un alto octanaje a las gasolinas del pool de mezclado.

En 1978 inició operaciones la planta de etileno, en el complejo de Escolín, Veracruz. Ésta era la tercera planta de etileno en el país y tenía la misma capacidad y diseño que la planta de Etileno II de Pajaritos (182,000 ton/a de etileno). Por lo que este complejo generaba una Gasolina de Pirólisis con la misma composición y cantidad que la de la planta de Etileno II en Pajaritos (22,801 ton/a). Y al igual que planta de Etileno II, esta corriente de Gasolina de Pirólisis fue también enviada a los centros de refinación cercanos para ser mezclada con el pool de gasolinas.

Para el año de 1981, entró en operación la cuarta planta de etileno de México (con una capacidad de 500,000 ton/a de etileno), ubicada en el complejo petroquímico La Cangrejera. Este complejo iba a producir un mayor volumen de etileno, lo que trajo como consecuencia que se produjese todavía más Gasolina de Pirólisis. Pero a diferencia de las plantas de etileno de Pajaritos y Escolín, el diseño de la planta de La Cangrejera incluía una torre despropanizadora y de una desbutanizadora, para llevar a cabo un fraccionamiento

posterior de los fondos de la torre desetanizadora, a fin de separar los compuestos  $C_3$  y  $C_4$  de la corriente de Gasolina de Pirólisis.

Debido a la cercanía y a que en el complejo de La Cangrejera ya se disponía de equipo para fraccionar los compuestos valiosos de los fondos de la torre desetanizadora, la Gasolina de Pirólisis rica en  $C_3$  y  $C_4$  procedente del complejo de Pajaritos, comenzó a ser enviada al complejo de La Cangrejera, con la finalidad de separar dichos compuestos valiosos. El resto de la corriente despropanizada y desbutanizada, constituía la corriente de Gasolina de Pirólisis del complejo La Cangrejera (16,500 ton/a), la cual era entonces enviada a la refinería de Minatitlán para incorporarla al pool de gasolinas de mezclado.

Finalmente en 1988 inició operaciones la última planta de etileno construida por PEMEX en el complejo petroquímico de Morelos. La planta de etileno de Morelos estaba diseñada para operar con una producción de etileno similar a la de La Cangrejera, es decir 500, 000 ton/a, lo que trajo como consecuencia, que la planta obtuviese una cantidad de Gasolina de Pirólisis muy similar a la de La Cangrejera, salvo que a esta planta no se le incorporaba la Gasolina de otro de los complejos, como en el caso de La Cangrejera. Y de la misma forma que en el complejo de La Cangrejera, la Gasolina de Pirólisis obtenida en este complejo fue también enviada a la Refinería de Minatitlán, para su mezclado en el pool de gasolinas.

Durante muchos años las refinerías siguieron aceptando la Gasolina de Pirólisis que se generaba en las plantas petroquímicas, hasta que una serie de normas y restricciones de tipo ecológicas impidieron continuar con esta práctica. Éstas normas y restricciones tenían por objetivos mejorar la calidad de las gasolinas de motor, mediante la reducción del contenido

de aromáticos y de olefinas capaces de generar gomas, en las gasolinas que se enviaban al pool de mezclado. Esto propició que las refinerías mexicanas dejaran de recibir la Gasolina de Pirólisis de las plantas petroquímicas, argumentando que esta corriente aumentaba el contenido de compuestos no deseados en la gasolina de motor, tales como los aromáticos y las diolefinas. Bajo esta situación, los complejos optaron por utilizar a la Gasolina de Pirólisis como combustible para el área de servicios auxiliares, por su alto poder calorífico y al no contar con algún proceso que permitiese aprovechar esta corriente.

Cabe señalar, que en los últimos 15 ó 20 años, algunas de las plantas de etileno más antiguas del país, redujeron su operación o dejaron de operar totalmente, debido a diversos problemas por los que ha pasado la industria petroquímica nacional en los últimos años. Esto impactó directamente en la cantidad de Gasolina de Pirólisis que se genera en el país, ya que ésta disminuyó. Como ejemplo de lo anterior, está el caso de la planta de etileno del complejo "Escolín", la cual actualmente no posee una producción constante de etileno, y por lo tanto de Gasolina de Pirólisis, debido a que ha tenido muchos problemas de operación por emplear diferentes cargas en el proceso en tan solo algunos de los hornos de pirólisis de los que dispone. Otro ejemplo de esto, es el caso de las plantas de etileno del complejo "Reynosa" y la planta Etileno I del complejo de "Pajaritos", las cuales han dejado de funcionar totalmente al no ser costeable su operación. Como consecuencia de esto, actualmente en el complejo de Pajaritos, sólo opera la planta de Etileno II, cuya producción de etileno se ha establecido en 182,000 ton/a de etileno, lo que equivale a una generación de Gasolina de Pirólisis de 22,801 ton/a. Cabe mencionar que esta corriente recientemente se ha dejado de enviar al complejo de La Cangrejera para su mezclado, y ha comenzado emplearse también, como combustible.

Hoy en día, se prevé que en los próximos dos años habrá un aumento en la generación de Gasolina de Pirólisis en México, debido a que se efectuará una ampliación de las plantas de etileno más grandes del país, es decir las plantas de los complejos La Cangrejera y Morelos, las cuales aumentarán su producción de 500,000 ton/a a 600,000 ton/a de etileno. Esto equivaldrá a que cada una de estas plantas tenga una producción de Gasolina de Pirólisis de 24,103 ton/a.

### 1.2.2 Producción de Gasolina de Pirólisis considerada para este estudio.

De acuerdo a lo presentado, se puede decir que, para fines de este estudio en donde se diseñara un procesamiento de la Gasolina de Pirólisis generada en México, solo las plantas de etileno de los complejos de "La Cangrejera", "Morelos" y "Pajaritos" (planta Etileno II) son las únicas que operan constantemente y generan una cantidad apreciable de Gasolina de Pirólisis en todo el país, por lo que también únicamente se considerará la producción de estos complejos como la cantidad de Gasolina de Pirólisis a tratar en este estudio. Tales cantidades se presentan en la tabla 1.2, señalando que en dicha tabla se incluye la producción incrementada de los complejos "La Cangrejera" y "Morelos":

**Tabla 1.2 Producción de Gasolina de Pirólisis en México.**

<i>Complejo Petroquímico</i>	<i>Producción de etileno (ton/año)</i>	<i>Producción de g. de pirólisis (ton/año)</i>
La Cangrejera	600,000	24,103
Morelos	600,000	24,103
Pajaritos	182,000	22,801 *

\* Corriente proveniente de los fondos de la deetanizadora, sin ningún fraccionamiento posterior.

### **1.3 CARACTERÍSTICAS DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS GENERADA EN MÉXICO.**

La Gasolina de Pirólisis producida en los complejos petroquímicos de Pemex es una mezcla de hidrocarburos que abarca desde compuestos  $C_5$  para el caso de los complejos La Cangrejera y Morelos, y  $C_3$  para el caso del complejo Pajaritos, hasta compuestos con aproximadamente un punto de ebullición de 200 °C. Sin embargo, en términos generales, ambos tipos de gasolina presentan propiedades semejantes. Son corrientes que, debido su alto contenido en monoolefinas y diolefinas conjugadas y no conjugadas, son susceptibles de polimerizar fácilmente a altas temperaturas y en presencia de agentes oxidantes. Lo anterior ocasiona que ambos tipos de Gasolina de Pirólisis no puedan ser almacenadas sin requerir de aditivos que inhiban la polimerización de los compuestos antes mencionados. Éstas y otras propiedades de la Gasolina de Pirólisis generada en México, se presentan en la tabla

1.3

**Tabla 1.3 Propiedades de las Gasolinas de Pirólisis generadas en México.**

<b>Propiedad</b>	<b>Gasolina de "La Cangrejera" y "Morelos"</b>	<b>Gasolina de "Pajaritos"</b>
% peso Parafinas	2.33	14.44
% peso Isoparafinas	5.23	76.02
% peso Olefinas	39.55	9.54
% peso Naftenos	2.61	-
% peso Aromáticos	50.28	-
Compuestos sulfurados	(ver tabla 1.3.2)	(ver tabla 1.3.2)
Alcoholes	(ver tabla 1.3.2)	(ver tabla 1.3.2)
Nitrógeno Total	3 ppm	3 ppm
Cloruro Total	< 1 ppm wt	-
RON	98.6	-
MON	81.5	-
Fósforo	< 0.0008 g/gal	-
Arsénico Trazas	< 10 ppb wt	-
Plomo Trazas	< 10 ppb wt	-

Como se puede ver en las tablas anteriores, la Gasolina de Pirólisis en ambos casos se caracteriza por tener altos valores de dienos y monolefinas y un moderado contenido en compuestos sulfurados, nitrogenados y alcoholes. Esto trae como consecuencia que la Gasolina de Pirólisis cruda requiera de una serie de procesamientos para su aprovechamiento.

### **1.3.1 Composición de la Gasolina de Pirólisis de México.**

Como se presentó anteriormente, en el mundo básicamente existen dos tipos de Gasolina de Pirólisis, uno que procede de la pirólisis de etano, propano y/o butano, y otro que procede de la pirólisis de nafta y/o gasóleo. El primer tipo se caracteriza por contener compuestos como olefinas y aromáticos de bajo peso molecular, mientras que el otro tipo contiene una mayor cantidad de olefinas y aromáticos pesados.



En México, la abundancia de gas natural y la obtención de etileno con pocos subproductos, permitió sostener el empleo del etano como alimentación de las plantas en las que PEMEX produce etileno. Por ello, la Gasolina de Pirólisis generada en México se caracteriza por tener una gran cantidad de olefinas de 4 a 10 carbonos, benceno y tolueno, principalmente. Cabe señalar también, que en las primeras plantas de etileno que se construyeron en México, de las cuales actualmente solo opera la del complejo Pajaritos, la corriente de Gasolina de Pirólisis contiene una gran cantidad de compuestos ligeros tales como propano, propileno y butanos, debido a que en estas plantas no se fracciona totalmente la corriente que proviene de los hornos de pirólisis, sino que solo se separan el etano y etileno, y los compuestos más ligeros que éstos. De esta manera, en este tipo de plantas de etileno, se obtiene una mezcla de hidrocarburos rica en olefinas  $C_3$ ,  $C_4$  y  $C_5$  y aromáticos principalmente.

Tomando en cuenta lo anteriormente descrito, a su vez se puede decir que en México se generan dos tipos de "Gasolinas de Pirólisis":

- La que se produce en las plantas de etileno más recientes (las plantas de los complejos La Cangrejera y Morelos), la cual ya ha sido estabilizada; es decir, no posee butanos ni compuestos de menor peso molecular en abundancia, por lo que es rica en compuestos  $C_5$  y aromáticos
- Y otra que se produce en la planta de etileno de Pajaritos, la planta de etileno menos reciente que sigue operando. A esta corriente no se le han retirado los propanos y butanos que posee, por lo que posee gran abundancia de éstos. En la tabla 1.4, se presentan las composiciones de ambos tipos de gasolina.

**Tabla 1.4 Composición de la Gasolinas de Pirólisis generadas en México.**

<i>Compuesto</i>	<i>Gasolina producida en "La Cangrejera" y "Morelos"(% mol)</i>	<i>Gasolina producida en "Pajaritos"(% mol)</i>
H <sub>2</sub>	0.00	0.00
CH <sub>4</sub>	0.00	0.00
C <sub>2</sub> 's	0.00	0.34
Propileno	0.04	39.67
C <sub>3</sub> 's	0.00	12.36
Butenos	2.31	17.09
i-Butano	1.58	0.00
n-Butano	1.12	3.56
Butadienos	0.49	12.09
i-Pentano	0.11	0.00
Pentadienos	8.19	1.37
Pentenos	6.75	0.72
n-Pentano	0.06	0.00
Ciclopenteno	6.26	0.94
Ciclopentadieno	0.00	4.97
Olefinas C <sub>6</sub>	6.63	0.67
n-Hexano	0.05	0.00
Benceno	45.08	5.96
Olefinas C <sub>7</sub>	0.33	0.00
Isoparafinas C <sub>6</sub> -	2.40	0.00
Tolueno	4.07	0.23
Naftenos C <sub>5</sub> -	2.77	0.00
Etilbenceno	0.42	0.00
Xilenos	0.17	0.00
Diciclopentadieno	8.29	0.00
1-Dequeno	0.05	0.00
Parafinas C <sub>7</sub> -	0.98	0.00
Aromáticos C <sub>9</sub> -	1.79	0.02
Compuestos sulfurosos	6.09E-02	1.81E-02
Agua	0.00	0.00
H <sub>2</sub> S	0.00	0.00
Compuestos nitrogenados	3.18E-04	4.08E-05
NH <sub>3</sub>	0.00	0.00
Alcoholes	7.32E-03	9.44E-04

Como se puede ver en la tabla 1.4, además de los compuestos ya presentados, ambos tipos de corriente vienen acompañados por alcoholes y compuestos orgánicos de azufre, los cuales son considerados como contaminantes de la Gasolina de Pirólisis. En la tabla 1.5 se

presentan dichos compuestos así como la concentración con que se encuentran en la Gasolina de Pirólisis. Los datos están basados en un análisis de composición real, y para el caso de este estudio, se considero que ambos tipos de gasolinas contienen la misma proporción de estos compuestos contaminantes.

**Tabla 1.5 Compuestos de azufre y oxígeno de las Gasolinas de Pirólisis de México.**

<i>Compuestos Sulfurosos*</i>	<i>ppm en peso</i>
Etil Mercaptano	12.891
Etil Metil Sulfuro	27.829
Sulfuro de Etilo	1010.36
Tiofeno	199.056
2-Metil-Tiofeno	15.977
3-Metil-Tiofeno	11.586
2-Etil-Tiofeno	3.321
Otros compuestos	204.084
Alcoholes	ppm en peso
Metanol	28
Etanol	< 10 ppm wt
Propanol	< 10 ppm wt
Butenol	< 10 ppm wt

*\* Los compuestos sulfurosos suman un total de 1485.104 ppm, que equivalen a 517 ppm de azufre.*

De las tablas anteriores, se puede apreciar que las corrientes generadas en México de Gasolina de Pirólisis poseen un alto porcentaje en peso de compuestos olefinicos. En las plantas de etileno de los complejos de Morelos y La Cangrejera, se posee una Gasolina de Pirólisis con 39.55 % en peso de compuestos olefinicos, de los cuales el 54.3% son diolefinas y el resto compuestos monolefinas, mientras que la corriente proveniente del complejo Pajaritos posee un 76.02 % de compuestos olefinicos, de los cuales 29.26 % corresponde a diolefinas y el resto a monolefinas. Esto hace que ambos tipos de gasolinas no puedan ser mezclados directamente con el resto de las gasolinas de una refinería, pues su alto contenido en olefinas y compuestos sulfurosos afectaría la calidad de la mezcla.

Además de esto, la presencia de compuestos precursores de cáncer y de algunos padecimientos respiratorios como benceno, tolueno, naftaleno, estireno, etc., impide que esta gasolina pueda ser quemada directamente. Es por ello que si se desea aprovechar esta corriente, se debe de:

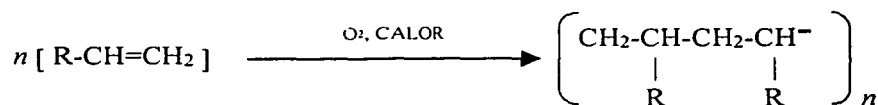
- Fraccionarle aquellos compuestos que pueden representar una ganancia adicional al ser vendidos.
- Separarle aquellos compuestos que son nocivos a la salud del ser humano, pero que pueden servir como materia prima para otros procesos.
- Tratar aquellos contaminantes como las olefinas y los compuestos sulfurados y nitrogenados, para generar una corriente de hidrocarburos susceptible de ser empleada como combustible o como materia prima para otros procesos.

#### **1.4 GENERACIÓN DE GOMAS A PARTIR DE OLEFINAS PRESENTES EN LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.**

Como se apreció en la información presentada en párrafos anteriores, la gasolina de Pirólisis es sumamente rica en compuestos insaturados, dentro de los cuales se encuentran alquenos, alquinos, dienos conjugados, dienos no conjugados, cicloalquenos, dienos cíclicos y alquencil aromáticos. Si bien estos compuestos pueden ser aprovechados para obtener resinas sintéticas a partir de ellos, en la Gasolina de Pirólisis generada en México no se encuentran en una cantidad tal que permita separarlos para su aprovechamiento. Por el contrario, al no poder ser separados de la Gasolina, estos compuestos se consideran como

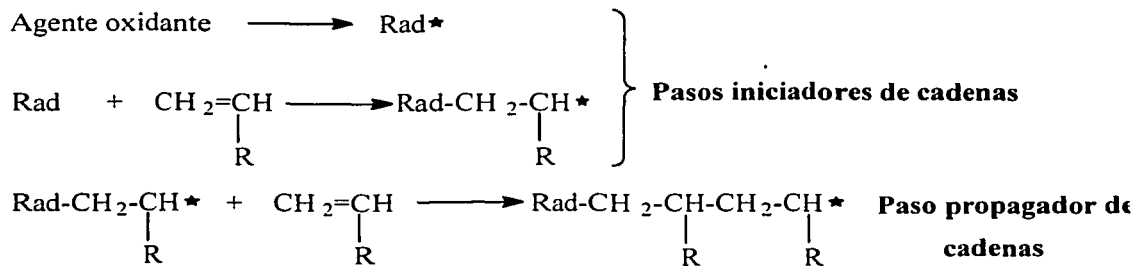
contaminantes, ya que presentan uno o más dobles enlaces, lo que los hace capaces de polimerizar y generar gomas cuando están a alta temperatura y en presencia de un agente oxidante. En la tabla 1.4, se muestran algunos de los compuestos olefínicos y diolefínicos capaces de formar gomas que contiene la gasolina de Pirólisis generada en México, dentro de los cuales se puede decir que los compuestos más reactivos son las diolefinas conjugadas junto con los compuestos de la familia del estireno (por ejemplo el cis y trans-1,3-pentadieno, isopreno, ciclopentadieno, estireno,  $\alpha$ -metil-estireno, entre otros). Las gomas que llegan a formar estos compuestos poseen un peso molecular relativamente bajo, y pueden ser líquidas o sólidas. El proceso general mediante el cual un compuesto con dobles enlaces genera gomas es el que se presenta en la figura 1.4.

**Figura 1.4 Reacción general de la polimerización de una olefina.**



La reacción comienza cuando el agente oxidante genera un radical libre; inmediatamente después, este radical libre (iniciador) ataca la molécula de la monoolefina y/o de la diolefina, generando a su vez un nuevo radical libre, el cual ataca a las demás moléculas conformando compuestos de mayor peso molecular. El proceso de polimerización que ocurre se describe en la figura 1.5.

**Figura 1.5 Pasos del proceso de polimerización de una olefina.**



**Tabla 1.6 Ejemplos de algunos compuestos formadores de gomas presentes en las Gasolinas de Pirólisis de México.**

Diciclopentadieno		Isopreno	
Ciclopenteno		cis-2-Buteno	
Cis-1,3-Pentadieno		1-Metil-Ciclopenteno	
Trans-1,3-Pentadieno		1,4-Pentadieno	
Trans-2-Penteno		cis-2-Penteno	
Trans-2-Hexeno		Indeno	
Ciclopentadieno		2-Metil-2-Buteno	
Butino		Estireno	

Las gomas que generan estos compuestos se convierten en un problema si la corriente donde se encuentran es usada como combustible sin previo tratamiento; por ello es recomendable someter a la Gasolina de Pirólisis a un procesamiento para eliminar las diolefinas y monolefinas que contenga, en caso que se decida usar dicha corriente como materia prima para generar algún combustible a partir de ella. Tales gomas se pueden clasificar en dos tipos, los cuales presentan características diferentes:

- *Gomas solubles:* son aquellas gomas formadas por oxidación que usualmente son solubles en la corriente de hidrocarburos donde se originaron. Si este tipo de gomas se generan en las gasolinas destinadas para motor, pueden depositarse en el carburador o en el inyector de combustible de un auto, al evaporarse la gasolina en el motor. Tales depósitos pueden afectar la aceleración, bajar la potencia, bajar la economía de combustible y aumentar la emisión de hidrocarburos y monóxido de carbono en un auto.
- *Gomas insolubles:* son aquellas gomas que se generan por una oxidación mucho más severa de las monolefinas y diolefinas presentes en una corriente de hidrocarburos. Las gomas insolubles tienen aspecto de partículas de color café o negro y flotan en la gasolina donde se generan, o pueden asentarse en los fondos del contenedor de dicha gasolina. Cuando una máquina es alimentada con gasolina que contiene este tipo de gomas, el filtro de combustible removerá las gomas. Sin embargo, este tipo de dispositivos pueden taparse si la gasolina contiene demasiadas gomas. Esto puede causar que la máquina pierda potencia por que no recibe suficiente cantidad de combustible.

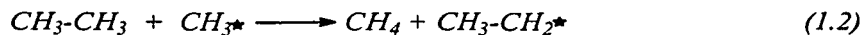
## 1.5 GENERACIÓN DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.

El proceso de formación de los compuestos que constituyen la Gasolina de Pirólisis y los demás productos de la pirólisis de hidrocarburos es complejo, e inclusive hay algunos compuestos de los que no se tiene plenamente identificada la manera de cómo se generan; sin embargo estudios recientes acerca de las reacciones involucradas en dicho proceso, han permitido identificar reacciones básicas para la formación del etileno y los demás productos de la pirólisis de hidrocarburos.

La formación de los compuestos mencionados, se origina por cracking térmico en los hornos de pirólisis de las plantas de etileno. Ahí, mediante reacciones de ruptura del etano, de acoplamiento de radicales libres, de abstracción de hidrógeno y de descomposición / adición, se da origen a una serie de compuestos de diversa índole que componen a la corriente de salida del reactor de pirólisis, que también contiene al etano que no reaccionó y al vapor de dilución agregado. El proceso comienza con una reacción en equilibrio entre la ruptura de la molécula del etano y el acoplamiento de radicales metilo:



De esta manera, se generan radicales libres los cuales comienzan a reaccionar con el resto de las moléculas de etano que no lo han hecho. Se produce así, una reacción de abstracción de hidrógeno entre el etano y los radicales metilo; de esta manera se origina el radical precursor de la molécula de etileno, el radical etilo:





Este radical se descompone unimolecularmente, originando etileno:



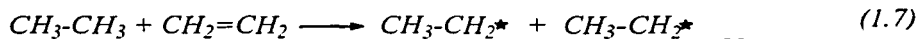
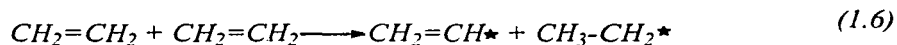
El radical libre hidrógeno que se genera, ataca de inmediato a parte de las moléculas de etileno recién formadas para originar de esta manera al radical vinilo, precursor del acetileno pero también de otros compuestos más pesados, como los que contiene la gasolina de pirólisis. Esto se lleva a cabo mediante una abstracción de hidrógeno de la molécula de etileno:



A su vez, también el radical libre hidrógeno puede reaccionar con el etano presente, a través de una reacción de abstracción de hidrógeno, dando como producto al radical etilo, precursor del etileno:

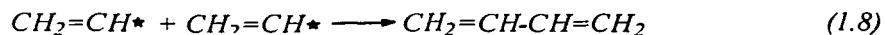


Un cuarto grupo de reacciones ocurre a la par de las reacciones antes citadas, aunque no tan comunes como las reacciones de ruptura y acoplamiento, produciendo y consumiendo radicales libres. Estas son las reacciones de desproporción:

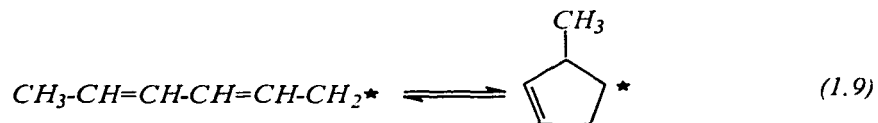


Una vez que se han generado los radicales, reaccionan entre sí formando compuestos ligeros como el etileno y propileno, pero también mediante reacciones de acoplamiento y adición, pueden generar radicales y olefinas de peso molecular mayor que dan origen a los compuestos que

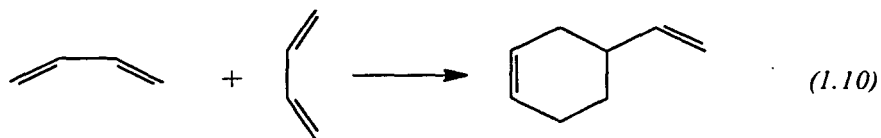
encontramos en la Gasolina de Pirólisis. Un ejemplo de esto, es la reacción entre radicales vinilos para generar butadieno:

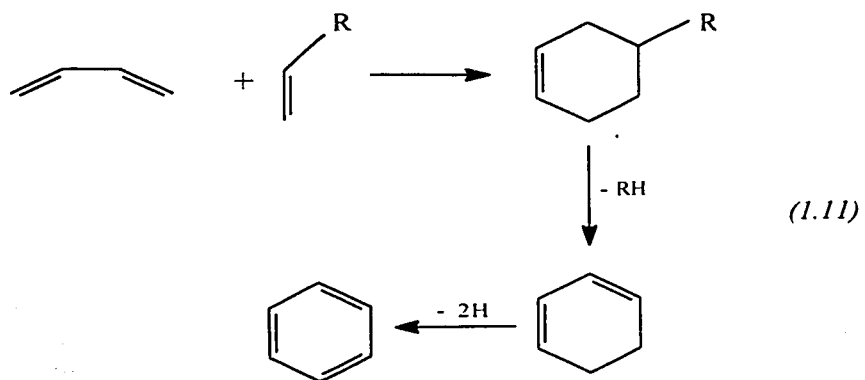


Es probable que las ciclaciones procedan de reacciones unimoleculares de largos radicales insaturados. La reacción es de adición interna. Nohara y Sakai (1980) estudiaron la formación de compuestos cíclicos de 5 carbonos y encontraron que estos probablemente provengan de la cicloadición de radicales alilos a olefinas. Por ejemplo, la descomposición del radical insaturado ciclopentil da origen al ciclopenteno. Alternativamente, los compuestos cíclicos de 6 carbonos pueden ser formados por isomerización y aromatización.



Los anillos de carbono pueden ser también formados directamente. Junto con la ciclación por radicales, un mecanismo molecular Diels – Alder entre el butadieno y diversas olefinas genera anillos de 6 carbonos.





## **CAPÍTULO II.**

### ***ESQUEMAS POSIBLES DE TRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.***

A partir de los años 60's, el aumento de la producción de etileno y el empleo de cargas líquidas más pesadas que el etano para generar etileno, trajo como consecuencias que el volumen de Gasolina de Pirólisis que se generaba aumentara significativamente en todo el mundo y que, dicha corriente tuviera cada vez, una composición más rica en olefinas, aromáticos e hidrocarburos más pesados de alto valor en el mercado. En un principio, la Gasolina de Pirólisis se incorporaba al "pool de gasolinas" sin efectuarle ningún tratamiento previo. Posteriormente se observó que al adicionarse este tipo de corrientes al pool de mezclado, la cantidad de compuestos precursores de gomas indeseables en la gasolina de motor se incrementaba, por lo cual se decidió procesar a la Gasolina de Pirólisis, para eliminarle las diolefinas generadoras de gomas que contenía.

Dicho procesamiento consistía en la hidrogenación de las diolefinas presentes en la Gasolina de Pirólisis, para eliminarle los compuestos precursores de gomas y generar una corriente rica en monolefinas y aromáticos, la cual podía enviarse al pool de mezclado como una gasolina de motor estable. Pero conforme avanzó el tiempo, las gasolinas del pool de mezclado comenzaron a ser sujetas a una serie de restricciones ambientales cada vez más severas, en las que no sólo se buscaba reducir de manera significativa el contenido de diolefinas, sino que también se pretendía reducir la cantidad de benceno y compuestos sulfurados de las gasolinas destinadas para su uso en motores de combustión. Por lo

anterior y debido al alto contenido de aromáticos que la Gasolina de Pirólisis posee, el procesamiento de esta corriente se modificó a un procesamiento de dos etapas (ver figura 2.1). Este nuevo procesamiento era semejante al anterior, pues contenía una primera etapa en la que se hidrogenaban las diolefinas presentes; pero después de esta etapa, a la corriente resultante se le fraccionaba el corte  $C_{5-}$ , que se enviaba al pool de mezclado, para de esta manera obtener una corriente de hidrocarburos  $C_{6+}$  rica en aromáticos pero con alto contenido de azufre, que era sometida a una segunda etapa de hidrogenación para llevar a cabo la saturación de las olefinas remanentes y la desulfuración de la corriente. Lo anterior permitía obtener una corriente rica en aromáticos, libre de olefinas y de compuestos sulfurosos, que se enviaba a una planta recuperadora de aromáticos para separarle el benceno, tolueno y xilenos que contenía la corriente, lo que a su vez representó mayores ganancias para las plantas productoras de etileno.

Sin embargo en años recientes, en varios países incluyendo México, se ha impedido que la gasolina de motor posea un alto contenido tanto de diolefinas como de monoolefinas, razón por la cual se han tenido que investigar nuevos esquemas de procesamiento de la Gasolina de Pirólisis.

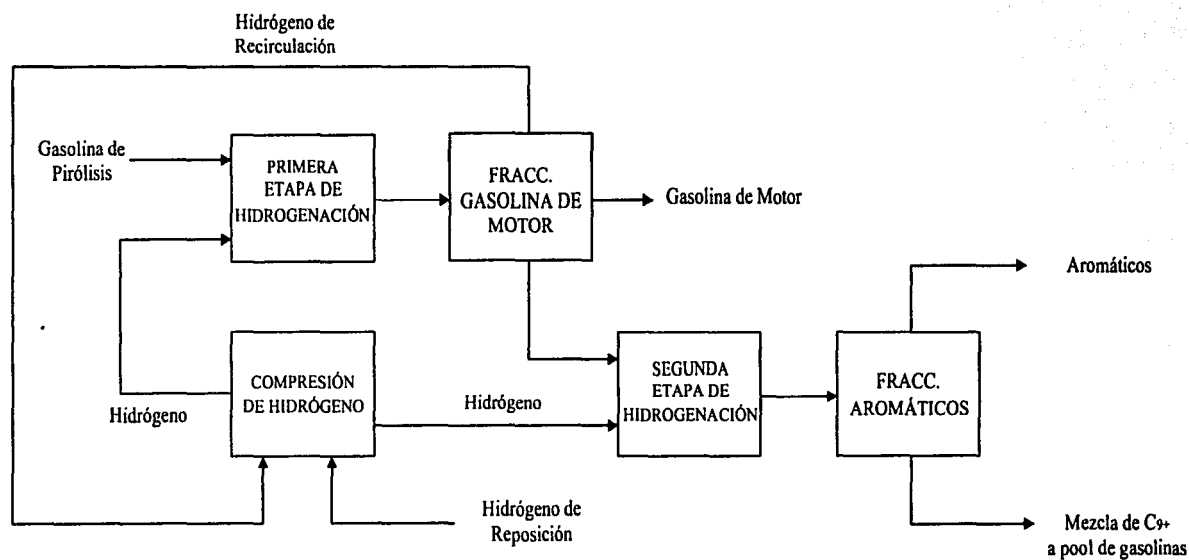
Últimamente, se ha comenzado a utilizar una variante del esquema de hidrotreamiento en dos etapas, que permite resolver el problema antes mencionado mediante la eliminación total de las diolefinas y monoolefinas presentes en la gasolina de Pirólisis. Por otra parte, debido al desarrollo de técnicas de separación de compuestos con puntos de ebullición cercanos, y al creciente uso de resinas y derivados de diferentes olefinas como las que posee la Gasolina de Pirólisis, se ha empezado a considerar también a esta mezcla de

hidrocarburos, como una excelente fuente de olefinas y aromáticos a parte del benceno y xilenos, que si se separan, pueden representar una ganancia extra para los centros generadores de etileno. Para ello se han diseñado esquemas de prefraccionamiento que permiten separar estos compuestos y a la vez disminuir el contenido de olefinas de la Gasolina de Pirólisis.

De esta manera, se puede decir que actualmente existen dos alternativas que permiten aprovechar los diferentes tipos de Gasolina de Pirólisis de acuerdo a las características que presentan; en estas alternativas se hace una combinación de esquemas de separación de productos valiosos y de hidrotratamiento de los compuestos no deseables. Estas alternativas se presentan a continuación:

- Fraccionamiento previo al hidrotratamiento de diversos compuestos de valiosos.
- Hidrogenación e hidrosulfuración de la corriente completa de Gasolina de Pirólisis.

Figura 2.1 Esquema inicial del hidrotreatmento de la Gasolina de Pirólisis



## 2.1 HIDROGENACIÓN TOTAL DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.

Este esquema de tratamiento es el más recomendado para tratar y aprovechar corrientes de Gasolinas de Pirólisis que no poseen una cantidad suficiente de olefinas valiosas que justifique su separación, pero que si poseen una cierta cantidad de olefinas que pueden formar gomas, y que además vienen acompañadas por una gran cantidad de compuestos de azufre y nitrógeno.

El objetivo principal de esta alternativa es producir, a partir de la Gasolina de Pirólisis, una corriente de hidrocarburos  $C_5$  y  $C_6$  desolefinizada y desulfurada susceptible de ser empleada como combustible, una corriente desolefinizada y desulfurada rica en aromáticos a partir de la cual se puedan extraer compuestos aromáticos de mayor valor agregado, y adicionalmente, dependiendo de la cantidad de hidrocarburos  $C_4$  que contenga la Gasolina de Pirólisis cruda, se puede obtener como subproducto Gas LP con baja cantidad de azufre. Lo anterior se logra a través de un proceso de hidrotratamiento de la Gasolina de Pirólisis, en cual se llevan a cabo la eliminación de todas las monolefinas y diolefinas presentes, y la reducción significativa del contenido de alcoholes y compuestos de azufre y nitrógeno que dicha corriente posee.

El proceso de hidrotratamiento que se emplea es muy semejante al proceso que se aplica a otros derivados del petróleo como naftas, gasóleos y diesel, pues contiene dos secciones, la de reacción y la de fraccionamiento. La sección de reacción esta a su vez compuesta por un proceso combinado de Hidrogenación – Hidrodesulfuración que se lleva acabo en dos etapas (ver figura 2.2).



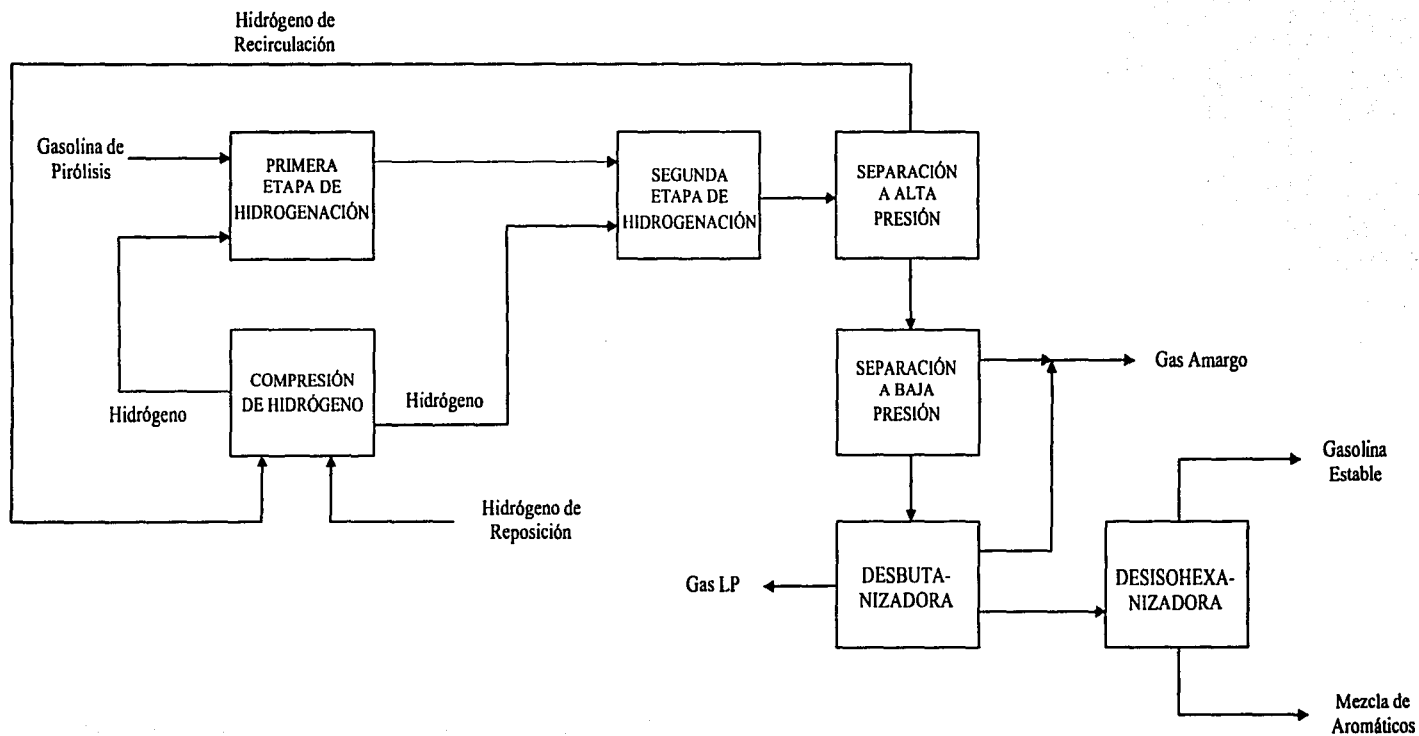
El objetivo de la primera etapa es la hidrogenación selectiva de las diolefinas y compuestos alquénil aromáticos en un reactor de lecho fijo, a una presión que varía entre 600 y 850 psig, y a una temperatura de entre 150 a 425 °F. Las reacciones de hidrogenación se llevan a cabo sobre un catalizador selectivo de Ni / Mo sobre alúmina, bajo condiciones de flujo a dos fases; en esta etapa, no se lleva a cabo ninguna reacción de hidrosulfuración. Para lograr controlar el aumento de temperatura entre 25 y 50 °F, ocasionado por el calor de hidrogenación de las diolefinas, parte del efluente del reactor se recircula, precalentando la carga y aumentando la cantidad de masa en la que se disipará el calor de reacción.

La segunda etapa tiene por finalidad la hidrogenación de los compuestos de nitrógeno, oxígeno y de las monolefinas remanentes, así como también la hidrosulfuración de los compuestos de azufre que contiene la corriente procedente de la primera etapa de hidrogenación. Estas reacciones se llevan a cabo en fase gaseosa, a una presión de entre 600 - 900 psig y a una temperatura de entre 500 – 750 °F, sobre un catalizador especial de Co/Mo sobre alúmina. Al igual que en la primera etapa, parte del efluente del reactor ya condensado puede recircularse al reactor para controlar el aumento de temperatura entre 20 y 100 °F. Para ello, entre cada lecho catalítico se inyecta una corriente líquida de Gasolina de Pirólisis desulfurada y desolefinizada procedente del tanque separador de alta presión, la cual se vaporizará al ponerse en contacto con el efluente del lecho catalítico en cuestión, provocando que la temperatura del sistema disminuya (efecto de “apagado”).

La sección de fraccionamiento consiste en una serie de separaciones físicas mediante las cuales se logran retirar los gases amargos de la mezcla tratada y se separan los diversos

productos que se obtuvieron en la sección de reacción. Esta sección está conformada por el tanque de baja de baja presión, en el que se retira una corriente de gas amargo rico en  $H_2$ ,  $CH_4$  y  $H_2S$  (el cual se formó en la hidrodesulfuración de los compuestos de azufre); por una torre desbutanizadora, en la cual se obtiene gas amargo como destilado en fase vapor, gas LP como destilado en fase líquida y una corriente desolefinizada y desulfurada de hidrocarburos  $C_{5+}$  como fondos. Y finalmente, por una torre deisohexanizadora, en la que se obtienen una corriente desulfurada y desolefinizada rica en compuestos  $C_5$  y en  $i-C_6$ , y una corriente desolefinizada y desulfurada de compuestos  $C_{6+}$  rica en aromáticos.

Figura 2.2 Esquema del hidrot ratamiento de la Gasolina de Pirólisis



## 2.2 FRACCIONAMIENTO PREVIO AL HIDROTRATAMIENTO.

Esta opción contempla la separación de todos aquellos compuestos valiosos que posee la Gasolina de Pirólisis y el hidrotreatmento posterior de ciertos cortes, a fin de obtener un aprovechamiento total de la corriente.

Como ya se ha mencionado, típicamente la Gasolina de Pirólisis contiene una serie de olefinas de 5, 6, 8 y 10 carbonos, que si se encuentran en gran cantidad, puede ser redituable separarlas y venderlas en el mercado, debido a que poseen una ilimitada gama de aplicaciones. Dentro de estos compuestos sobresalen por su importancia el isopreno, el ciclopentadieno, 1,3-pentadieno (cis y trans), el estireno y el dicitopentadieno.

A su vez, existen ciertas corrientes de Gasolina de Pirólisis como la generada en el complejo petroquímico de Pajaritos, que no han sido estabilizadas, es decir, no se les han retirado los compuestos de 3 y 4 carbonos, por lo que además de las olefinas antes mencionadas, tales corrientes también pueden traer grandes cantidades de olefinas de bajo peso molecular como el propileno y butadieno, que pueden ser recuperadas para su venta posterior, por su alto valor agregado.

Cabe señalar que esta alternativa es viable solo si los compuestos que se van a separar se encuentran en gran abundancia dentro de la Gasolina de Pirólisis, y si también las ganancias que se obtengan por llevar cabo estas separaciones permitan tener una pronta recuperación de la inversión hecha.

Las separaciones de estos compuestos deben de ser hechas antes de que se aplique un hidrotratamiento a la Gasolina de Pirólisis, pues en dicho tratamiento dichos las olefinas valiosas se hidrogenarían y se perderían al convertirse en parafinas e isoparafinas. Las posibles separaciones que se pueden llevar a cabo para prefraccionar la Gasolina de Pirólisis, son las siguientes:

- Despropanización, para separar el corte de compuestos  $C_3$ .
- Desbutanización, para separar el corte de compuestos  $C_4$ .
- Despentanización, para separar el corte de compuestos  $C_5$ .
- Desheptanización, para separar los hidrocarburos  $C_6$ - $C_7$ .
- Desoctanización, para separar el corte  $C_8$  con la finalidad de obtener el estireno presente en la Gasolina de Pirólisis.

Como ya se mencionó, el esquema anterior puede variar dependiendo si la Gasolina de Pirólisis en cuestión trae suficiente cantidad de olefinas  $C_3$ 's,  $C_4$ 's,  $C_5$ 's o de estireno, ya que si dichos compuestos se encuentran en muy baja cantidad, no es redituable separarlos de la Gasolina de Pirólisis.

### **2.2.1 Separación de los cortes $C_3$ y $C_4$ .**

Como se ha mencionado anteriormente, los compuestos de 3 y 4 carbonos regularmente no se encuentran presentes en la Gasolina de Pirólisis, sin embargo, en el mundo existen algunas plantas de etileno en las cuales no se efectúa un fraccionamiento completo de los

productos provenientes de los hornos pirólisis (solo se lleva cabo la separación de los hidrocarburos  $C_2$ .), por lo que se obtienen corrientes de Gasolina de Pirólisis acompañadas por grandes cantidades de compuestos de 3 y 4 carbonos. Una gran cantidad de estos compuestos son olefinas, las cuales pueden ser removidas por el alto valor agregado que poseen, y por que son compuestos que fácilmente forman gomas indeseables a altas temperaturas. Dentro este tipo de compuestos de 3 y 4 carbonos, destacan por su importancia en la industria petroquímica el propileno, el 1-buteno y el 1,3-butadieno, de los cuales se presentan a continuación sus principales aplicaciones:

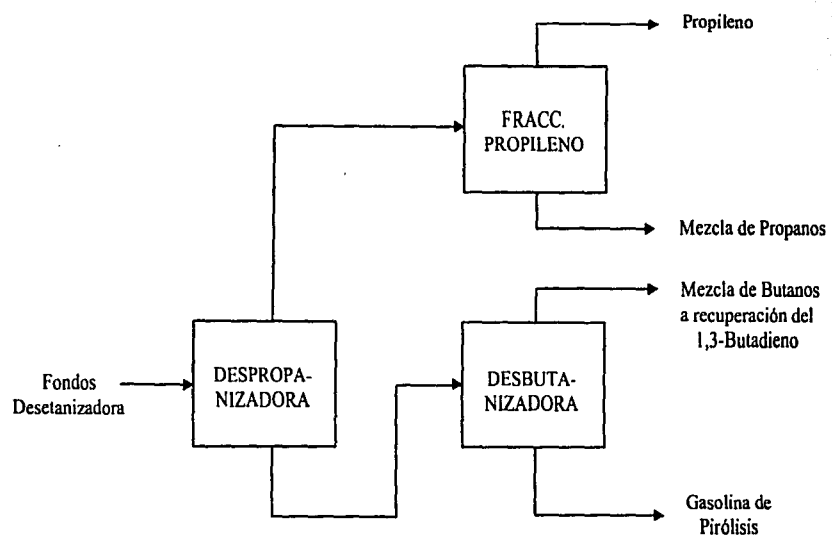
- Propileno: polipropileno, isopropanol, óxido de propileno, cumeno, glicerina y trímeros y tetrámeros para detergentes.
- 1-Buteno: butil resinas, polibutileno.
- 1.3-Butadieno: fabricación de caucho sintético, pinturas de látex y nilón.

Cabe señalar que, a pesar de su importancia en el mercado, la separación de dichos compuestos de la Gasolina de Pirólisis, solamente es redituable si éstos se encuentran en grandes cantidades. Para remover tales compuestos, se recomienda que la corriente de Gasolina de Pirólisis que los contiene sea enviada a un tren de separación conformado por una torre despropanizadora, una torre desbutanizadora, y uno o varios fraccionadores que separen los cortes de propanos y/o butanos, a fin de completar el fraccionamiento de tales corrientes. En la figura 2.3 se muestra un diagrama de bloques del tren de separación antes descrito.

La finalidad de emplear una torre despropanizadora es la de separar un corte de compuestos  $C_3$  del resto de hidrocarburos más pesados, a fin de obtener una mezcla rica en propano – propileno, la cual puede ser enviada posteriormente a un fraccionador para obtener a su vez, propileno de alta pureza y una mezcla rica en propano. Si los fondos de la torre despropanizadora poseen una gran cantidad de butanos, éstos pueden ser enviados a una torre desbutanizadora con la finalidad de obtener por los domos de dicha torre, un corte rico en compuestos  $C_4$ 's, el cual puede ser enviado a otro proceso de recuperación del butileno y del 1,3-butadieno para su aprovechamiento. Vale la pena señalar que los productos que se obtienen del tren de destilación antes descrito, no salen contaminados por los compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno que normalmente trae la alimentación a dicho tren, debido a que estos compuestos son arrastrados por la corriente de hidrocarburos  $C_{5+}$  que sale por los fondos de la torre desbutanizadora (Gasolina de Pirólisis).

Esta última corriente, puede seguirse fraccionando (como se detallará mas adelante) o enviarse directamente a un proceso de hidrotreamiento, si es que esta corriente posee una gran cantidad de compuestos indeseables y no se justifica la separación posterior de alguno de los cortes de compuestos  $C_5$ 's,  $C_6 - C_7$  o  $C_8$ 's que posee.

*Figura 2.3 Fraccionamiento de ligeros de la Gasolina de Pirólisis*





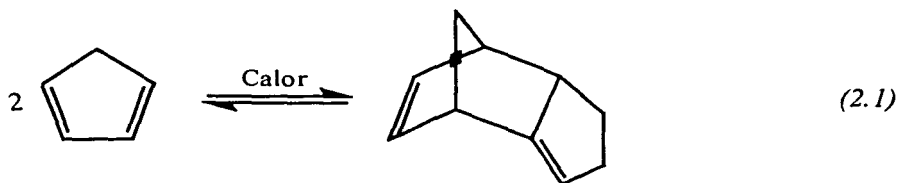
### 2.2.2 Separación del corte C<sub>5</sub>.

Este corte es separado de la Gasolina de Pirólisis con la finalidad de obtener a partir de él, varios compuestos que pueden servir como materia prima para la generación de resinas de diferentes tipos y otros productos de mayor valor agregado. El corte C<sub>5</sub> incluye sustancias como el isopreno, el piperileno (cis y trans 1,3-pentadieno), el ciclopentadieno, 2-metil-2-buteno, 1-penteno, ciclopentano, n-pentano, etc., que poseen una gran cantidad de aplicaciones y derivados, los cuales se citan a continuación:

- *Isopreno*: poliisopreno sintético, elastómeros termoplásticos, goma de isobutileno-isopreno.
- *Ciclopentadieno*: dicitopentadieno, resinas alifáticas.
- *Piperileno*: resinas alifáticas.
- *2-Metil-2-Buteno*: resinas, intermediarios de sabor y fragancias, antioxidantes, químicos finos.
- *1-Penteno*: químicos finos.
- *n-pentano/i-Pentano*: agente expansor en la producción de espuma de poliuretano y poliestireno expandido.

Para lograr separar este corte, la Gasolina de Pirólisis cruda se envía como alimentación a una torre despentanizadora, de la cual se obtiene un corte rico en compuestos C<sub>5</sub> por los domos y una corriente rica en hidrocarburos C<sub>6+</sub> por los fondos. Una vez obtenido el corte libre de compuestos más pesados, éste es enviado a un proceso en donde se separara el ciclopentadieno presente dependiendo de que se encuentre en suficiente cantidad. La razón

de separar primeramente este compuesto, se debe a que el ciclopentadieno es un compuesto que dimeriza fácilmente al suministrarle calor, dando lugar a la generación de dicitriclopentadieno (DCPD). La reacción química que representa lo anterior, es la siguiente:



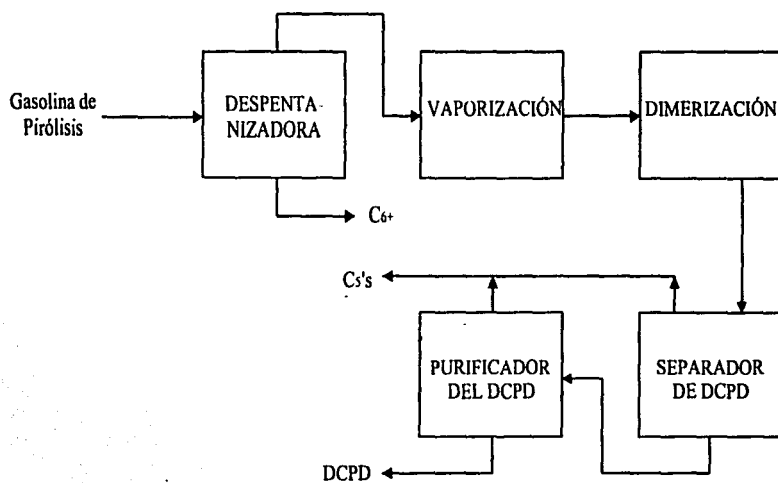
El ciclopentadieno no puede ser separado del corte por destilación simple, ya que posee un punto de ebullición muy cercano al del isopreno, sin embargo, al dimerizarse y generar el DCPD, el peso molecular y punto de ebullición de éste aumenta, razón por la cual es posible separarlo de la mezcla de hidrocarburos C<sub>5</sub>. Para llevar a cabo la dimerización del ciclopentadieno, el corte de hidrocarburos C<sub>5</sub> procedente de la torre Despentanizadora es calentado y vaporizado, para ser enviado como alimentación a la etapa de dimerización. Para dimerizar el ciclopentadieno, se utilizan reactores de tipo tubular en serie, los cuales no utilizan catalizador y operan a una presión de 1 – 2 atm y a una temperatura de 220 – 300 °C; estos reactores cuentan con un adecuado control de la temperatura de operación mediante enfriamientos entre las etapas de reacción, debido a que la reacción es altamente exotérmica y podría propiciar reacciones no deseadas de polimerización. El efluente del reactor es separado en una torre de destilación simple, de la que se obtiene por domos una corriente de C<sub>5</sub>'s desciclopentadienizada y por fondos una corriente rica en dicitriclopentadieno, la cual se envía a una torre purificadora a fin de recuperar Dicitriclopentadieno de alta pureza por los fondos de ésta. La importancia de separar este

compuesto radica en que no solo permite retirar el ciclopentadieno del corte  $C_5$ , sino que también, a partir de él se generan resinas poliéster insaturadas (usadas en la fabricación de muebles de baño y en instalaciones eléctricas), resinas de hidrocarburos (usadas en pinturas y tintas), elastómeros (como el norboneno etilideno), pesticidas, retardantes de flama, etc. En la figura 2.4 se muestra un diagrama del proceso del DCPD a partir del ciclopentadieno.

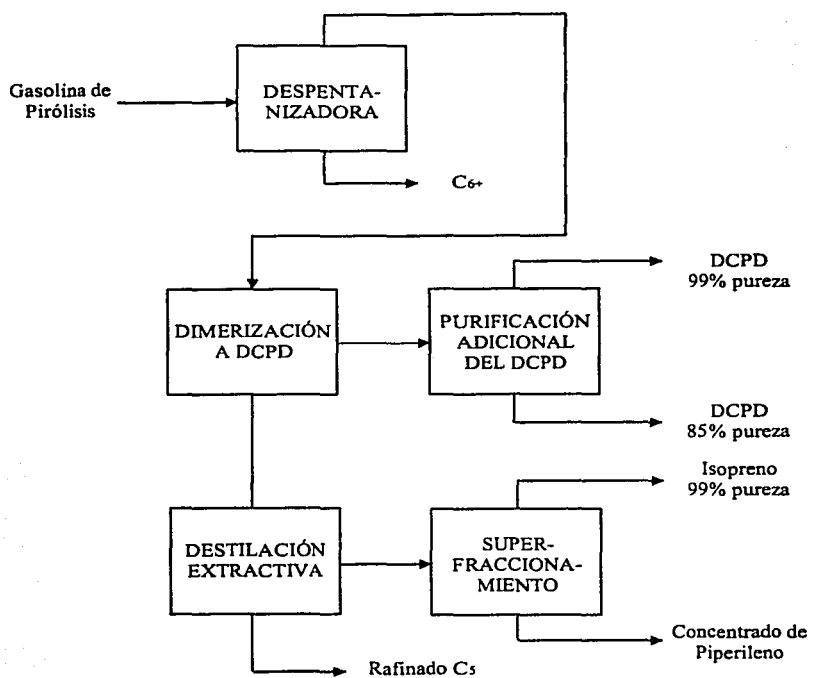
Después de la dimerización del ciclopentadieno, si el remanente del corte  $C_5$  es rico en isopreno y pentadieno, puede ser enviado a una planta de destilación extractiva semejante a la usada en la extracción del 1,3-butadieno, en donde se separa una corriente rica en isopreno – pentadieno del resto de las olefinas y parafinas  $C_5$  (rafinado  $C_5$ ). Posteriormente, la corriente rica en isopreno – pentadieno, es enviada a un superfraccionamiento, en donde se separa una mezcla rica de isopreno del pentadieno.

En caso de que la cantidad de isopreno y pentadieno no sea muy alta, la mezcla de hidrocarburos procedente de la dimerización del ciclopentadieno puede ser alimentada a una torre de destilación simple con la finalidad de obtener un concentrado de pentadienos de baja pureza y una corriente de refinados. A los refinados obtenidos en las separaciones antes descritas. se le pueden extraer el 2-metil-2-buteno y/o el n/i-pentano, siempre y cuándo estos se encuentren en cantidades apreciables; si lo anterior no ocurre, los refinados deberá de ser enviados a un hidrotratamiento, con el objetivo de eliminarles las olefinas y sulfuros que puedan traer y utilizarlos como combustible tratado. En la figura 2.5 se muestra un diagrama de bloques del fraccionamiento del corte de hidrocarburos  $C_5$ .

Figura 2.4 Obtención del DCPD



**Figura 2.5 Fraccionamiento del corte C<sub>5</sub>**



### 2.2.3 Separación del corte C<sub>6</sub>-C<sub>7</sub>.

Este corte es el que se obtiene en mayor cantidad en la Gasolina de Pirólisis y es rico en compuestos aromáticos tales como el benceno y el tolueno. A pesar de ello, este corte puede contener algunas olefinas C<sub>6</sub> que poseen puntos de ebullición cercanos al benceno, además de que también puede contener algunos compuestos con azufre y nitrógeno presentes en la Gasolina de Pirólisis cruda. Este corte es susceptible de ser empleado como alimentación en plantas de recuperación de benceno, siempre y cuándo lleve muy poca cantidad de compuestos de azufre y nitrógeno, así como también de olefinas. Para lograr reducir los niveles de compuestos de azufre y nitrógeno y de olefinas, el corte completo es enviado a un hidrotreamiento de 2 etapas (como el descrito al inicio de este capítulo) para saturar las olefinas presentes e hidrosulfurar los compuestos de azufre y nitrógeno, sin que los aromáticos sufran algún cambio. Después de ello, la corriente que en condiciones aceptables para ser enviada a una planta de extracción de aromáticos.

Cabe señalar que si la Gasolina de Pirólisis no se encuentran compuestos C<sub>8+</sub> en cantidades apreciables, estos compuestos no son separados y por lo tanto permanecen junto con los compuestos C<sub>6</sub>-C<sub>7</sub> de este corte. De la misma forma, la corriente completa es sometida a un hidrotreamiento, para al final obtener en este caso, una corriente rica en aromáticos C<sub>6+</sub> que se puede mezclar con la alimentación de una planta recuperadora de benceno y xilenos.

#### 2.2.4 Separación del corte C<sub>8</sub>.

La finalidad de separar este corte es la de obtener, a partir de él, el estireno presente en la Gasolina de Pirólisis, el cual puede representar una ganancia adicional al ser vendido para producir poliestireno. Además, al separar el estireno, se logra reducir significativamente la cantidad de compuestos capaces de generar gomas. Pero como se ha mencionado anteriormente, este corte solo se separa si el estireno presente está en grandes cantidades en la Gasolina de Pirólisis.

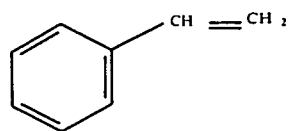
Anteriormente, la Gasolina de Pirólisis o la fracción C<sub>6+</sub> de ésta, eran enviadas en su totalidad a un hidrotratamiento en el cual, al hidrogenarse todas las olefinas presentes, se hidrogenaban muchos compuestos valiosos, entre los que se encontraba el estireno que se convertía en etilbenceno. Posteriormente, la Gasolina o la fracción C<sub>6+</sub> ya tratadas, se enviaban a una planta de recuperación de aromáticos, en donde mediante un proceso de hidrodealquilación, el etilbenceno formado y los xilenos eran transformados en benceno y algo de gas combustible. Parte del benceno obtenido, podía ser sometido a un proceso de alquilación posterior, con la finalidad de obtener etilbenceno, el cual era sometido a un proceso de deshidrogenación para obtener de ahí estireno nuevamente. De esta manera se tenía un proceso global de obtención de estireno muy complejo y con un costo total alto.

Al investigarse en las plantas de etileno nuevas rutas de procesamiento de los subproductos que dejaran mayores ganancias, se encontró que el estireno presente en la Gasolina de Pirólisis podía ser separado de ésta antes de que se llevara a cabo el hidrotratamiento. Para ello, el corte C<sub>6+</sub> o la Gasolina de Pirólisis completa es enviada a una torre

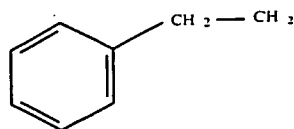
desheptanizadora para separar los compuestos  $C_7$ . (los cuales son enviados a hidrotratamiento) y obtener por los fondos el corte  $C_{8+}$ . Dicho corte a su vez, es enviado a una torre de destilación simple en donde se separan los hidrocarburos  $C_8$  de los hidrocarburos  $C_{9+}$ . El corte  $C_8$  está compuesto por una serie de compuestos aromáticos que tienen puntos de ebullición muy cercanos entre sí (ver figura 2.6), por lo que no se puede emplear un proceso de destilación simple para separar de ellos al estireno. El estireno es una molécula alquénil aromática insaturada y por ello presenta una gran afinidad con los solventes polares, lo que se puede utilizar para llevar a cabo la separación de este compuesto. De esta manera si se emplea un proceso de destilación extractiva con un solvente polar selectivo, es posible extraer y purificar el estireno de la Gasolina de Pirólisis. Dicho proceso consiste en enviar el corte  $C_8$  a una torre de destilación extractiva, junto con el solvente polar selectivo para llevar a cabo la extracción del estireno. Por el domo de esta torre se obtienen los xilenos e hidrocarburos con puntos de ebullición similares (los cuales se pueden mezclar con el corte  $C_7$ . y ser enviados a un hidrotratamiento), mientras que el estireno y el solvente salen por el fondo. La mezcla anterior, rica en solvente, es enviada a una torre de recuperación de solvente, en la que el estireno es destilado por el domo de la torre, y el solvente que sale por los fondos de ésta, es recirculado a la torre de extracción. El concentrado rico en estireno de la torre anterior, es posteriormente purificado. En algunas ocasiones, el estireno producido en el sistema de destilación extractiva, viene acompañado por fenil acetileno que también fue extraído por el solvente polar, pero éste puede ser eliminado si se somete a la corriente a una hidrogenación selectiva con la finalidad de convertir el fenil acetileno en estireno. En la figura 2.7 se presenta el esquema de proceso para recuperar estireno a partir de la Gasolina de Pirólisis.



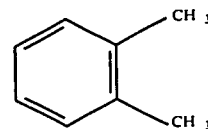
Figura 2.6 Compuestos aromáticos con puntos de ebullición cercanos del corte C<sub>8</sub>.



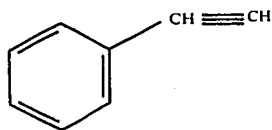
Estireno  
PE 145 °C



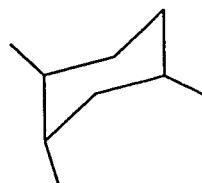
Etilbenceno  
PE 136 °C



o-Xileno  
PE 144 °C

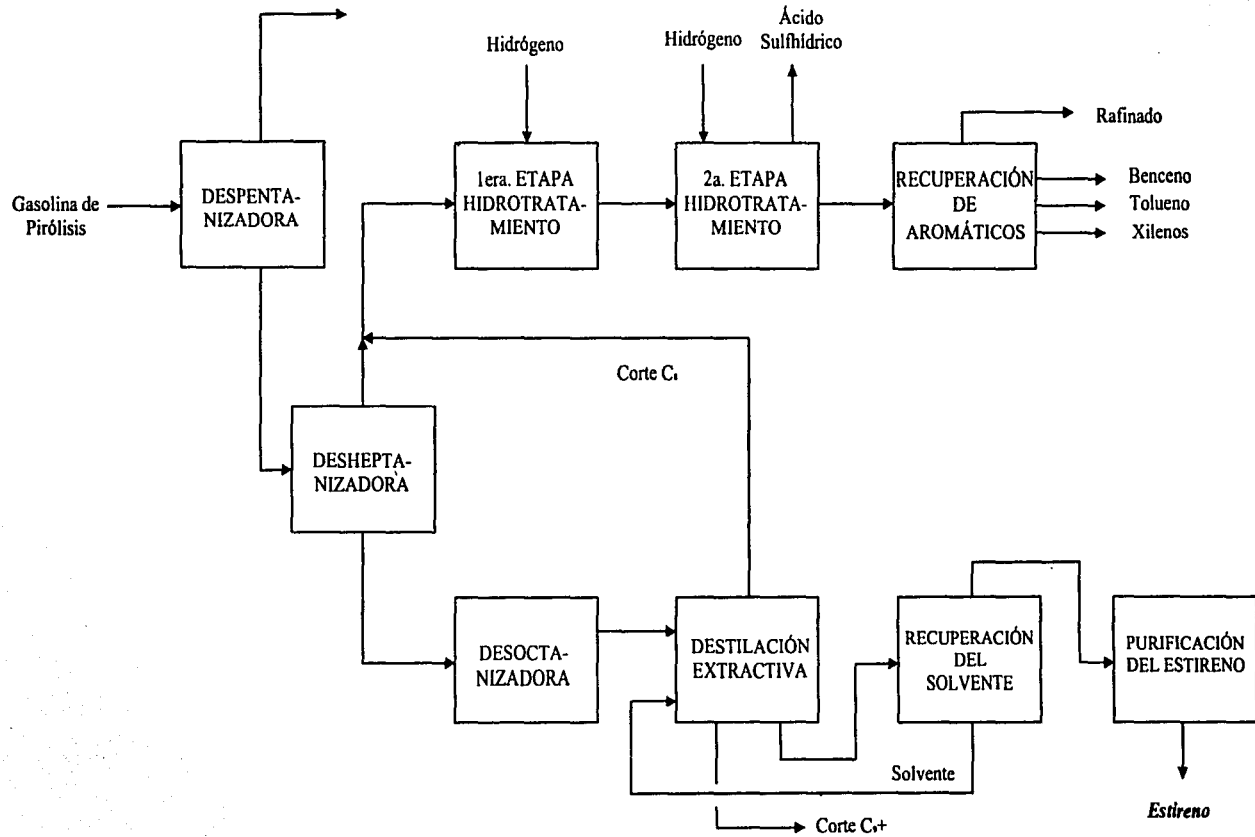


Fenil Acetileno  
PE 142 °C



1,2,4-Trimetilciclohexano PE 147 °C

Figura 2.7 Recuperación del estireno a partir de la Gasolina de Pirólisis



### ***SELECCIÓN DEL ESQUEMA GENERAL DE TRATAMIENTO.***

Para llevar a cabo la selección del mejor esquema de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis que se genera en nuestro país, se deben de considerar los siguientes dos aspectos:

- Composición de la corriente de Gasolina de Pirólisis a procesar.
- Cantidad de la corriente de Gasolina de Pirólisis a procesar.

#### **3.1 ANÁLISIS DE LA COMPOSICIÓN DE LAS GASOLINAS DE PIRÓLISIS A PROCESAR.**

La composición es un factor importante, ya que si la corriente posee un mayor porcentaje de compuestos indeseables que de compuestos valiosos, puede ser mejor opción hidrotatar la corriente; por el contrario, si la corriente contiene un mayor porcentaje de compuestos de alto valor agregado, sería mejor opción prefraccionar la corriente antes de hidrotatarla. Como se mencionó en el capítulo de Generalidades, en México existen 2 tipos de Gasolina de Pirólisis con composición diferente:

- La Gasolina de Pirólisis rica en olefinas  $C_5$  y compuestos aromáticos, que se genera en los complejos de “La Cangrejera” y “Morelos”, y
- La Gasolina de Pirólisis rica en olefinas  $C_3$  y  $C_4$ , que se genera en el complejo de “Pajaritos”.

Esto obliga que a cada tipo de Gasolina de Pirólisis, se le deba de seleccionar un esquema de tratamiento diferente. Sin embargo, de acuerdo a lo presentado en la Tabla 1.3 del mismo capítulo I, para las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis se considero la siguiente característica en común: que cada una de ellas poseen 1485.104 ppm en peso de compuestos sulfurosos ó (equivalentes a 517 ppm en peso de azufre puro), 28 ppm en peso de alcoholes y 3 ppm en peso de nitrógeno. Esto significa que las tres corrientes contienen una cantidad de compuestos contaminantes significativa, que deben de ser eliminados mediante un hidrotatamiento para poder utilizar dichas corrientes.

Por lo tanto, se puede inferir que las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis requieren de un hidrotatamiento en el cual se eliminen los alcoholes y compuestos sulfurosos y nitrogenados que poseen. Ahora bien, en el hidrotatamiento no solo se eliminarían los compuestos indeseables antes mencionados, sino que también se eliminarían todas las olefinas que contiene estas corrientes, sean valiosas o indeseables. En la tabla 3.1 se muestra el porcentaje en peso en peso de diolefinas y monoolefinas que poseen las Gasolinas de Pirólisis de cada complejo.

**Tabla 3.1 Porcentaje en peso de las diolefinas y monoolefinas de las Gasolinas de Pirólisis de México.**

<i>% en peso</i>	<i>La Cangrejera</i>	<i>Pajaritos</i>	<i>Morelos</i>
Diolefinas	21.48	22.24	21.48
Monoolefinas	18.07	53.78	18.07
Total de Olefinas	39.55	76.02	39.55

Como se observa, las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis poseen altos porcentajes de olefinas, pero la Gasolina del complejo Pajaritos sobresale al tener un contenido de olefinas

equivalente al 76.02% en peso de la corriente total. Sin embargo, cabe mencionar que no todas las olefinas que poseen estas corrientes son precursoras de gomas o indeseables, sino que también en esas corrientes hay una gran cantidad de olefinas valiosas que puede ser redituable separarlas (como se mencionó en el capítulo de Posibles Esquemas de Tratamiento). Debido a lo anterior, antes de enviar a las corrientes de Gasolina de Pirólisis a un hidrot ratamiento, se debe de revisar el porcentaje de olefinas valiosas e indeseables que estas corrientes poseen. Por un lado, si el porcentaje de olefinas valiosas es alto, conviene prefraccionar la corriente para recuperar tales compuestos que se pueden perder en el hidrot ratamiento, y a su vez, disminuir el hidrógeno necesario en dicho proceso para saturar las olefinas que traiga la corriente. Por otro lado, si el porcentaje de olefinas indeseables es alto y el de valiosas bajo, lo más recomendable es enviar directamente toda la corriente de Gasolina de Pirólisis a un proceso de hidrot ratamiento para eliminar este tipo de compuestos. En las siguientes tablas se presenta información acerca del contenido de olefinas valiosas y no deseables que posee cada corriente de Gasolina de Pirólisis que se considera en este estudio. En la tabla 3.2 se muestra el porcentaje de las olefinas totales que representan las olefinas valiosas.

**Tabla 3.2 Porcentaje de olefinas valiosas del total de olefinas que poseen las Gasolinas de Pirólisis de México.**

<i>% en peso</i>	<i>La Cangrejera</i>	<i>Pajaritos</i>	<i>Morelos</i>
Olefinas valiosas	20.50	98.42	20.50
Olefinas indeseables	79.50	1.58	79.50

Cabe mencionar que las olefinas que se consideran valiosas en este estudio, son las siguientes:

- Propileno
- 1-Buteno
- 1,3-Butadieno
- 1,3-Pentadieno
- Isopreno
- Ciclopentadieno
- Estireno

En la tabla 3.3, se muestra el porcentaje que representan cada una de las olefinas valiosas, del total de olefinas de cada corriente.

Tabla 3.3 *Porcentaje de cada una de las olefinas valiosas del total de olefinas que poseen las Gasolinas de Pirólisis de México.*

%	<i>La Cangrejera</i>	<i>Pajaritos</i>	<i>Morelos</i>
Propileno	0.05	37.80	0.05
1-Buteno	0.21	21.71	0.21
1,3-Butadieno	0.00	14.81	0.00
1,3-Pentadieno	15.17	0.00	15.17
Isopreno	3.10	0.12	3.10
Ciclopentadieno	0.00	7.43	0.00
Estireno	0.00	0.04	0.00

Como se puede ver en las tablas 3.2 y 3.3, el porcentaje de olefinas no deseables en la Gasolina de Pirólisis procedente de los complejos "Morelos" y "La Cangrejera" es muy alto (79.5%), y sólo contiene un 20.5% de olefinas valiosas, de las cuales, el 1,3-pentadieno es la olefina de mayor abundancia con un 15.17%. Prácticamente se podría decir que esta corriente no contiene olefinas valiosas que pudieran ser recuperadas. Es por ello que, para estas dos corrientes, se recomienda que se seleccione el esquema de hidrotreamiento total, para hidrogenar todas las olefinas y compuestos indeseables de la corriente.

El caso de la Gasolina de Pirólisis procedente del complejo "Pajaritos", es totalmente distinto, debido a que esta corriente posee una gran cantidad de olefinas y casi la totalidad de éstas (98.47%), son olefinas de alto valor agregado. Destacan el propileno, el 1-buteno y el 1,3-butadieno como las olefinas valiosas de mayor abundancia en dicha corriente (su suma representa el 74.31% del total de olefinas de la corriente). Es por ello que se recomienda que, esta corriente se envíe a un prefraccionamiento en el cual se recuperen todas estas olefinas valiosas. Al resto de las olefinas no deseables de esta corriente, se les puede enviar a un hidrotratamiento posterior al fraccionamiento para eliminar los compuestos indeseables.

### **3.2 ANÁLISIS DE LA CANTIDAD DE GASOLINA DE PIRÓLISIS A PROCESAR.**

La cantidad de Gasolina de Pirólisis a procesar es el otro factor que se debe de considerar, debido a que si no se maneja una cantidad suficiente de esta corriente, se pueden tener las siguientes consecuencias:

- 1) Que los equipos involucrados en el procesamiento pueden ser de un tamaño tan pequeño que no caigan dentro de los parámetros comerciales, y por ello pueden tener un costo de fabricación mayor y un funcionamiento mecánico y termodinámico inadecuado.
- 2) Que la cantidad de compuestos valiosos no sea la suficiente como para justificar su separación y venta.

- 3) Que sea imposible la operación continúa del proceso. En este caso, la operación por lotes puede ser una buena alternativa en caso de que la cantidad de Gasolina de Pirólisis a procesar sea muy baja.

En la tabla 3.4, se muestra el flujo volumétrico, másico y molar que cada complejo petroquímico genera de Gasolina de Pirólisis.

**Tabla 3.4 Flujos volumétricos, másicos y molares de las Gasolinas de Pirólisis de México.**

<i>Complejo</i>	<i>(bbl/a)</i>	<i>(ton/a)</i>	<i>(lbmol/a)</i>
La Cangrejera	192,108.74	24,102.73	634,780.03
Morelos	192,108.74	24,102.73	634,780.03
Pajaritos	237,093.24	22,801.21	981,474.86

Como se puede observar, a comparación de los flujos que manejan otras plantas de PEMEX, estos son flujos muy pequeños. Por ejemplo, una planta de hidrotreatmento de naftas procesa alrededor de 28,000 bbl/d, es decir 9,240,000 bbl/a. Sin embargo, como se ha planteado en la justificación de este estudio, la Gasolina de Pirólisis generada, no se puede seguir usando como combustible por la cantidad de compuestos altamente tóxicos que liberaría esta corriente durante su combustión, ni tampoco se pueden desperdiciar los compuestos valiosos que esta posee.

Una solución a esta problemática, sería que la Gasolina de Pirólisis generada en uno de los complejos, se tenga que mezclar con la Gasolina de los otros complejo, para obtener una corriente de mayor flujo que haga más redituable su procesamiento. Esta opción es viable, dada la cercanía que tienen los tres complejos entre sí y a la red de ductos que los



comunican. Sin embargo, antes de efectuar dicho mezclado, deberán de tomarse en cuenta los siguientes aspectos:

- Las características propias de cada corriente, a fin de mezclar corrientes con propiedades físicas semejantes para no complicar el tratamiento que escogido.
- Que la mezcla deberá de procesarse en solo uno de los complejos antes citados para disminuir los costos de transportación y logística.
- Que el complejo en el que se procesará la mezcla, será aquel en el que se genere mayor flujo de Gasolina de Pirólisis, que posea mayor facilidad para que él lleguen las Gasolinas de Pirólisis de los otros dos complejos, y/o que tenga la infraestructura suficiente para el aprovechamiento de los productos de dicho procesamiento.

Cabe aclarar que, como se ha presentado en páginas anteriores, no se pueden mezclar directamente las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis. Lo anterior se debe a que la corriente procedente del complejo de “Pajaritos” tiene una gran cantidad de olefinas de bajo peso molecular cuya separación es factible, por lo que conviene mezclar estas corrientes una vez que se haya prefraccionado a la corriente de “Pajaritos”. El prefraccionamiento consistiría en remover de la corriente del complejo Pajaritos, a los compuestos  $C_3$  y  $C_4$ , dentro de los cuales estarían los compuestos señalados como valiosos (el propileno, el 1-buteno y el 1,3-butadieno), para que se genere una corriente de Gasolina de Pirólisis ya estabilizada, que se pueda mezclar con las corrientes de los complejos de “Morelos” y “La Cangrejera”, para obtener una corriente de mayor flujo que se envíe a un hidrotratamiento.

### 3.3 ESQUEMA DE TRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.

De esta manera, el esquema que se selecciona para el tratamiento de las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis es el siguiente:

*Tratamiento de la Gasolina de Pirólisis generada en el complejo de "Pajaritos":* Como se mencionó anteriormente, el tratamiento de esta corriente consistirá primeramente, en un prefraccionamiento que se llevaría a cabo en el propio complejo de Pajaritos; en dicho prefraccionamiento, que completará la separación de los productos principales de la pirólisis del etano, se removerán dos cortes de compuestos, el corte de C<sub>3</sub>'s y el corte de C<sub>4</sub>'s, los cuales contienen a los compuestos valiosos antes citados. Para efectuar tales separaciones, se recurre al siguiente esquema de separación, basado en reglas heurísticas y a que éste es a su vez, el esquema mas empleado en la separación de este tipo de mezclas:

- Torre Despropanizadora, para separar el corte C<sub>3</sub>.
- Torre Desbutanizadora, para separar el corte C<sub>4</sub>.

El corte C<sub>3</sub>, a su vez puede ser objeto de un fraccionamiento posterior con la finalidad de separarle el propileno que contenga, a través de un fraccionador de propileno en el que se obtendría propileno grado químico o polímero. El corte C<sub>4</sub> obtenido, debido a que no posee cantidades suficientes de 1-buteno y 1,3-butadieno y a la cercanía de puntos de ebullición de dichos compuestos, no amerita un fraccionamiento posterior dentro de los límites de batería del tratamiento de este estudio. Este corte puede ser enviado a límites de batería para que se mezcle con otra corriente similar de otro proceso y se le separen el 1-buteno y

el 1,3-butadieno que contiene, o bien para que se aproveche, junto con los demás butanos del corte, como una mezcla de butanos. La razón principal de la separación del corte C<sub>4</sub>, es que como corte representa una gran cantidad de olefinas que disminuirían el hidrógeno necesario para saturarlas en un hidrot ratamiento.

Posteriormente, el resto de la corriente ya estabilizada (libre de C<sub>3</sub>'s y C<sub>4</sub>'s), será enviada a un hidrot ratamiento para su mejoramiento, debido a que ésta corriente posee compuestos sulfurosos (los cuales salen con esta corriente por su similitud en los puntos de ebullición) y diversos compuestos de 5 y 6 carbonos insaturados capaces de formar gomas. Tal tratamiento se efectuaría en conjunto con las Gasolinas de Pirólisis de los complejos "Morelos" y "La Cangrejera", como antes se mencionó, para que la mezcla de estas corrientes genere una de mayor flujo.

*Tratamiento de la Gasolina de Pirólisis generada en los complejos de "Morelos" y "La Cangrejera"*: Como se mencionó anteriormente, estas corrientes se mezclarán directamente con la Gasolina estabilizada del complejo "Pajaritos" y se enviarán a un hidrot ratamiento, debido a que no poseen alguna olefina en cantidad suficiente que justifique su separación. La mezcla de las tres corrientes y el hidrot ratamiento de dicha mezcla se llevarán a cabo en el complejo de "La Cangrejera", principalmente, debido a que este complejo es el que posee la infraestructura necesaria para el aprovechamiento de los productos del hidrot ratamiento.

En dicho proceso de hidrot ratamiento, se hidrogenarán las olefinas remanentes de la mezcla de las tres corrientes y se eliminarán los alcoholes y los compuestos de azufre y nitrógeno,

que la mezcla contiene. Una vez obtenida la corriente hidrogenada y desulfurada, esta puede ser fraccionada para obtener de ella una corriente de gases ligeros amargos, una corriente de gas LP (mezcla de propano y butanos), una corriente rica en hidrocarburos  $C_5$ 's y algunos  $C_6$ 's como el i-hexano que se puede vender como combustible y finalmente, una corriente de  $C_6+$  rica en aromáticos que se enviará a una planta recuperadora de aromáticos.

## CAPÍTULO IV

### *ESQUEMAS ESPECÍFICOS DE TRATAMIENTO, DERIVADOS DEL ESQUEMA GENERAL.*

Como se mencionó en el capítulo anterior, el esquema general propuesto de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis básicamente está compuesto por el prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”, a través del cual se separan los compuestos  $C_3$ 's y  $C_4$ 's valiosos que posee la corriente. Los compuestos más pesados obtenidos de dicho prefraccionamiento, son mezclados con las Gasolinas de Pirólisis de los complejos “Morelos” y “La Cangrejera”, a fin de obtener una sola corriente que se alimenta a un proceso de hidrogenación – hidrodesulfuración para eliminar los compuestos indeseados. Los productos del tratamiento son fraccionados para separar los gases amargos que contienen y obtener una corriente de gas LP, una corriente desolefinizada y desulfurada de hidrocarburos  $C_5$ 's y  $C_6$ 's y una corriente desolefinizada y desulfurada de hidrocarburos  $C_{6+}$  rica en aromáticos, como productos. El corte  $C_4$  separado en el prefraccionamiento, es enviado a límites de batería como mezcla de butanos, mientras que el corte  $C_3$  es enviado a una fraccionadora en donde se extrae propileno de alta pureza.

Desafortunadamente, el fraccionamiento del propileno del corte  $C_3$ , es una separación muy difícil de llevar a cabo, pues en dicho corte, se encuentran compuestos con pesos moleculares y puntos de ebullición muy cercanos al del propileno (como es el caso del propano), que en conjunto forman una mezcla azeotrópica.

Para lograr la separación del propileno de la mezcla de  $C_3$ 's a través de una destilación simple, es necesario emplear una torre fraccionadora con un gran número de etapas, la cual opera a una presión, temperatura y reflujo molar altos. Lo anterior provoca que éste sea un sistema en el que se requiere de una gran cantidad de servicios de enfriamiento y calentamiento para lograr tal separación, lo que a su vez incrementa el costo total del producto.

Una manera de disminuir los requerimientos de servicios en este sistema de separación, consiste en llevar a cabo el fraccionamiento del propileno a una presión baja, de manera que mediante el empleo de una bomba de calor, se logre disminuir la temperatura del domo de la torre y de esta manera, aumentar la volatilidad relativa del propileno con respecto a los demás integrantes de la mezcla y reducir el número de platos de la torre de destilación. De esta forma, se logra evitar o disminuir notablemente el consumo energético necesario en la destilación a alta presión. Si bien los sistemas con bomba de calor involucran una serie de equipos que aumentan la inversión estimada, no se debe de olvidar que estos sistemas permiten obtener un menor costo de producto.

#### **4.1 ALTERNATIVAS DE FRACCIONAMIENTO DEL PROPILENO.**

Como se mencionó anteriormente, las alternativas que existen para fraccionar el propileno del corte de compuestos  $C_3$  a través de una destilación simple, son las siguientes:

- Destilación simple a alta presión.
- Destilación simple, usando bomba de calor.

A su vez, la destilación con bomba de calor, presenta tres variantes, las cuales son:

- Destilación simple, usando bomba de calor con refrigerante externo.
- Destilación simple, usando bomba de calor con compresión del vapor de los domos.
- Destilación simple, usando bomba de calor con expansión del líquido del rehervidor.

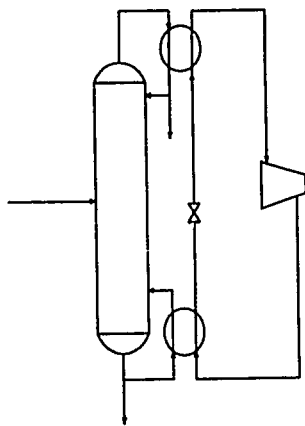
En la figura 4.1 se muestran los esquemas de las tres variantes de destilación con bomba de calor.

#### **4.1.1 Destilación usando bomba de calor con refrigerante externo.**

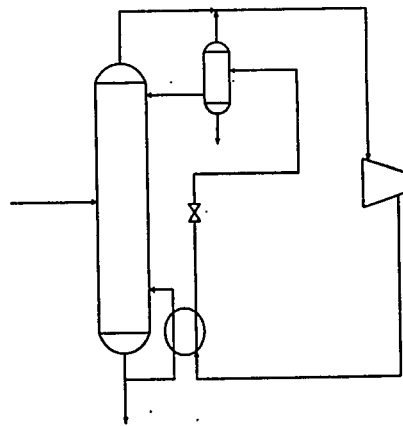
En esta variante, la condensación de los domos y el calentamiento de los fondos de una torre, se logra a través de un circuito cerrado en el cual un refrigerante se vaporiza con el calor de los vapores del domo, se comprime e intercambia calor con el rehervidor, para después regresar hacia el condensador y cerrar el ciclo. El fluido de trabajo se selecciona considerando la temperatura y presión de operación. Este sistema es usado cuando el producto de domos es corrosivo, o para aplicaciones donde la presión del domo de la torre es baja y al utilizar cualquier otra alternativa se requerirían de equipos muy grandes para realizar la compresión.

*Figura 4.1 Sistemas de Bomba de Calor para una torre de destilación*

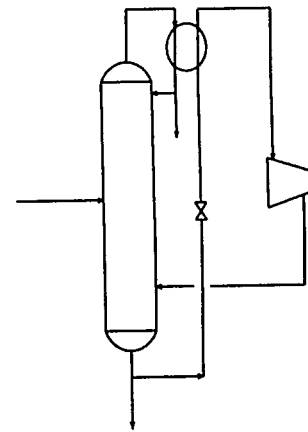
68



Bomba de Calor con refrigerante externo



Bomba de Calor con compresión del vapor de los domos



Bomba de Calor con expansión del líquido del rehervidor



#### **4.1.2 Destilación usando bomba de calor con compresión del vapor de los domos.**

En esta otra variante, los domos de la torre se comprimen hasta una presión donde poseen una temperatura de condensación mayor que la temperatura de ebullición de los fondos. Los vapores comprimidos son enviados al rehervidor para que con el calor liberado en la condensación, calienten a los fondos de la torre; posteriormente, los condensados obtenidos son expandidos hasta una presión ligeramente mayor que la presión del domo de la torre y se dividen para generar la corriente de reflujo y la del producto destilado. Esta alternativa es recomendable para mezclas donde el destilado es un buen refrigerante.

#### **4.1.3 Destilación usando bomba de calor con expansión del líquido del rehervidor.**

En esta última variante, los fondos de la torre son expandidos súbitamente en una válvula, para que la corriente resultante se caliente con el calor cedido por los domos de la torre, los cuales se condensan. Los fondos vaporizados son comprimidos a una presión ligeramente mayor que la presión del fondo de la torre antes de entrar a la torre. Este ciclo de bomba de calor es apropiado para sistemas en los que el producto de los domos no puede ser comprimido, por ejemplo, cuando está cerca de su punto crítico, y cuando el producto de los fondos es un buen refrigerante.

Cabe señalar que en cada una de las alternativas antes presentadas, puede ser necesario el empleo de servicios auxiliares, cuando el calor de la condensación no es igual al calor del rehervidor.

#### **4.1.4 Selección de la mejor alternativa de fraccionamiento del propileno.**

Como se mencionó anteriormente, existen dos alternativas para fraccionar el propileno, y una de estas alternativas presenta tres variantes. Debido a que la selección de la mejor alternativa depende del costo de producto e inversión que presente cada alternativa, se debe de evaluar económicamente ambas alternativas para determinar cual es la que deja mayores ganancias. En esta sección sólo se escogerá cual de las tres variantes de la destilación simple con bomba de calor es la que se considerará para compararse con la destilación a alta presión.

En este sentido, la variante de bomba de calor que se escogió para el fraccionamiento del propileno con integración de calor, es el arreglo de bomba de calor con compresión del vapor de los domos. Esto se debe a las siguientes razones:

- 1) Es la alternativa que se recomienda para el sistema propano – propileno.
- 2) No requiere de un refrigerante externo, lo que podría ocasionar un aumento del costo de producto.
- 3) En caso de requerir algún servicio auxiliar, en esta opción se requeriría agua de enfriamiento, la cual es mucho más barata que el vapor de calentamiento.
- 4) Y por último, que los cambiadores de calor que empleen tales servicios auxiliares, serán equipos más chicos, más baratos y menos complejos para el caso de la bomba de calor con compresión del vapor de los domos.

De esta manera, de ahora en adelante se considerarán las siguientes dos opciones para la torre fraccionadora de propano – propileno:

- Torre Fraccionadora a alta presión, con un condensador para los domos y rehervidor para los fondos.
- Torre Fraccionadora que emplea bomba de calor con compresión del vapor.

#### **4.2 ASPECTOS SOBRE LA SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.**

Para efectuar la simulación del proceso de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis, se disponía de los siguientes programas de simulación: ASPEN PLUS, PRO II y el simulador que el I.M.P. actualmente utiliza en la simulación de las plantas de hidrosulfuración, SIMPROC.

El programa que se escogió para llevar a cabo las simulaciones, fue el programa ASPEN PLUS 10.1. Las razones por las que se escogió este programa, fueron las siguientes:

- 1) Que este programa, junto con el PRO II, permite correr el programa bajo un ambiente WINDOWS, a diferencia del programa SIMPROC que lo hace bajo el ambiente MS DOS. Esto hace más amigable el empleo de dichos simuladores.
- 2) Que los programas PRO II y ASPEN PLUS, permiten efectuar la simulación de los reactores de hidrogenación - hidrosulfuración a través del módulo "Reactor

Estequiométrico”, a diferencia del simulador SIMPROC, el cual posee un módulo de reacción que simula solamente el proceso de hidrodesulfuración.

- 3) Que ASPEN PLUS posee una mayor variedad y rigurosidad de módulos de simulación que los programas SIMPROC y PRO II.
- 4) Y finalmente, el factor que tuvo mayor importancia, fue que en lugar donde se realizó el presente estudio, se tenía una mayor disponibilidad del programa ASPEN PLUS que de los otros dos simuladores.

Una vez que se determinó cual simulador se utilizaría en este estudio, lo siguiente fue caracterizar la carga que se iba a introducir como dato en el simulador. En este sentido es importante señalar que para lograr que la simulación se apegará lo más posible a la realidad, es decir, que en el simulador se calculará la cantidad real de calor que se liberaba en las reacciones de hidrogenación e hidrodesulfuración, en este estudio se utilizaron todos los compuestos que se citaban tanto en el análisis PIONA de la Gasolina de Pirólisis que se obtuvo del complejo “La Cangrejera”, como en las simulaciones previas de la planta de etileno de “Pajaritos” efectuadas en el I.M.P. Sin embargo, por razones de manejo de datos y simplicidad, en esta parte escrita del estudio solo presentaron 30 compuestos o grupos de compuestos de los más de 90 compuestos que normalmente se encuentran en las Gasolinas de Pirólisis crudas de los complejos de “La Cangrejera”, “Morelos” y “Pajaritos”. En este sentido, no se tuvieron muchos problemas al considerar una cantidad grande de compuestos en la caracterización de la carga, debido a que la mayoría de los compuestos se encontraban en el banco de datos del que dispone el programa ASPEN PLUS; solo algunos compuestos no fueron encontrados en dicho de banco, pero en la literatura se disponía de información suficiente como para alimentar datos de temperatura de ebullición y densidad de dichos

compuestos (pseudocomponentes), para que el simulador calculara por diversas correlaciones y métodos sus propiedades.

Posteriormente, una vez caracterizada la carga que se iba a dar de dato al simulador, se debía de seleccionar la ecuación de estado y los métodos termodinámicos que se emplearían para calcular las propiedades físicas de cada una de las corrientes del proceso. De manera general, había dos ecuaciones de estado que podían utilizarse para calcular las propiedades del sistema: la de Peng – Robinson y la de Redlich – Kwong. Aunque en la literatura se recomendaba el empleo de la ecuación de Peng - Robinson para mezclas altamente no polares, se efectuaron algunas simulaciones con ambas ecuaciones a fin de determinar cual sería la mejor opción. Lo que se observó fue que la ecuación de Redlich – Kwong presentó algunos problemas en el cálculo de ciertas propiedades de algunos de los componentes del sistema cuando se trabajaba altas presiones y temperaturas. La ecuación de Peng – Robinson tenía un comportamiento similar, pero al adicionarle a esta ecuación la regla de mezclado de Boston – Mathias se lograron evitar dichos problemas. También se probó la adición de alguna regla de mezclado a la ecuación de Redlich – Kwong, pero se tenía aún el problema de que para algunos componentes no se calculaban todas sus propiedades. Por esta razón, la ecuación de estado empleada para simular tanto el prefraccionamiento, como la planta hidrotreatadora de Gasolina de Pirólisis fue la ecuación de Peng – Robinson, complementada con las reglas de mezclado de Boston – Mathias.

### 4.3 DESCRIPCIÓN DEL TRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.

#### 4.3.1 Prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos” (ver figura 4.2).

Esta corriente que procede de los fondos de la torre desetanizadora de la planta de etileno, se alimenta directamente a la torre despropanizadora DA-701, con la finalidad de obtener una corriente líquida rica en propileno y propano como destilado y una corriente líquida de hidrocarburos  $C_{4+}$  por los fondos. Esta torre posee 42 etapas de separación que operan con una eficiencia del 75%. La corriente de domos de esta torre, que tiene una temperatura de 55.5 °F y una presión de 116.7 psia, es condensada totalmente y dividida a su vez en dos corrientes, una que se usa como reflujo de la torre y otra que constituye el destilado líquido de la torre. Cabe mencionar, que la razón de reflujo que posee esta torre es de 1.8.

Al destilado líquido de esta torre, que posee la composición que se especifica en la tabla 4.1, se le eleva su presión para poderla alimentar a la torre fraccionadora de propano – propileno (a la torre.

**Tabla 4.1 Composición del producto de los domos de la torre Despropanizadora DA-701.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>% en mol</i>
Etano	0.46	0.65
Propileno	75.09	75.74
Propano	23.58	22.70
Propadieno	0.28	0.30
Metil Acetileno	0.56	0.60
1-Buteno	0.01	0.01

Como se mencionó anteriormente, para la fraccionadora propano - propileno se consideraron 2 opciones, fraccionadora a alta presión con y con bomba de calor. Más adelante se describirá cada una de las opciones para esta torre.

Por los fondos de la torre DA-701, se obtiene una corriente de hidrocarburos  $C_{4+}$ , la cual se envía a una válvula de expansión de donde la corriente sale con una presión de 84 psia. La corriente resultante se alimenta a una torre desbutanizadora DA-702, con la finalidad de separar por el destilado, una corriente rica en  $C_4$ 's. Dicha torre posee 44 etapas de separación, que operan con una eficiencia del 75%. Los domos de esta torre, que tienen una temperatura de 119 °F y una presión de 79.7 psia, son condensados totalmente y divididos en dos corrientes: una que servirá de reflujo a la torre y otra que será el producto líquido destilado. La torre opera con una razón de reflujo de 0.9 para garantizar la separación efectiva del corte  $C_4$ 's.

Como productos de la torre desbutanizadora, se obtienen una mezcla de butanos por los domos (cuya composición se muestra en la tabla 4.2) y una corriente de hidrocarburos  $C_{5+}$  rica en aromáticos por los fondos, la cual arrastra la totalidad de los compuestos sulfurados que contenía la corriente inicial, que se alimentó a la torre despropanizadora.

**Tabla 4.2 Composición del producto de los domos de la torre Desbutanizadora DA-702.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>% en mol</i>
$C_3$ 's	0.01	0.01
1-Buteno	52.67	52.18
1,3-Butadieno	35.93	36.92
n-Butano	11.36	10.86
$C_5$ 's	0.02	0.01

Como se puede observar en la tabla anterior, la corriente de C<sub>4</sub>'s cumple con la pureza que se ha especificado para esta corriente, la cual es de un 2% en peso máximo de hidrocarburos C<sub>3</sub>'s y de un 2 – 2.5 % en peso de hidrocarburos C<sub>5</sub>'s.

Por su parte, la corriente de hidrocarburos C<sub>5</sub>+, que tiene la composición que se muestra en la tabla 4.3, cumple también con la especificación de pureza, la cual es de 3% en mol máximo de C<sub>4</sub>'s y ligeros. Esta corriente se enfría hasta 100 °F, para mezclarse posteriormente con las Gasolinas de Pirólisis que provienen de los complejos de “Morelos” y “La Cangrejera”.

**Tabla 4.3 Composición del producto de los fondos de la torre Desbutanizadora DA-702.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>% en mol</i>
C <sub>3</sub> -	0.00	0.00
C <sub>4</sub> 's	0.03	0.04
1-Penteno	4.66	4.82
2-Metil-1,3 Butadieno	0.50	0.54
1-Pentino	8.64	9.19
Ciclopentadieno	30.41	33.35
Ciclopenteno	5.95	6.33
1-Hexeno	0.37	0.32
1-Hexino	0.52	0.46
Metil Ciclopentadieno	3.08	2.79
Benceno	43.10	40.00
Ciclohexeno	0.42	0.37
Tolueno	1.95	1.54
Aromáticos C <sub>8</sub> +	0.21	0.14
Compuestos Sulfurosos	0.15	0.12

#### **4.3.2 Fraccionadora Propano – Propileno.**

Como se presentó anteriormente, en este estudio se manejan dos esquemas diferentes para el fraccionamiento del propileno del corte C<sub>3</sub> obtenido en la torre despropanizadora antes



descrita. Los dos esquemas son: el fraccionamiento a alta presión y el fraccionamiento con bomba de calor. A continuación se describirán ambos esquemas.

#### 4.3.2.1 Fraccionadora a alta presión (ver figura 4.3).

La mezcla de hidrocarburos  $C_3$  procedente de los domos de la torre despropanizadora DA-701, se envía a la bomba GA-708 en donde se eleva su presión hasta llegar a 287 psia. La corriente resultante se alimenta a la torre fraccionadora DA-704. Esta torre se caracteriza por tener un número alto de etapas de separación y operar a relaciones de reflujo altas, debido a que el propano y el propileno poseen puntos de ebullición muy cercanos. En la tabla 4.4 se muestra la composición, puntos normales de ebullición y pesos moleculares de los componentes del corte  $C_3$  obtenido en la torre despropanizadora:

**Tabla 4.4 Composición, puntos normales de ebullición y pesos moleculares del producto de los domos de la torre Despropanizadora DA-701.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>PNE (°F)</i>	<i>PM</i>
Etano	0.46	-127.48	30.07
Propeno	75.09	-54.40	42.08
Propano	23.58	-43.96	44.09
Propadieno	0.28	-30.10	40.06
Metil Acetileno	0.56	-9.76	40.06
1-Buteno	0.01	23.00	56.10

La fraccionadora a alta presión posee 119 etapas de separación (con una eficiencia del 70%) y opera a 116 °F y 279.7 psia en los domos. Los domos se condensan totalmente para dividirse en dos corrientes: la de reflujo y la del producto destilado. Esta torre posee una razón de reflujo de 18, para obtener por los domos una corriente rica en propileno grado químico (> 96% mol de pureza), la cual se envía límites de batería. Cabe señalar,

que en este estudio se probó aumentar la razón de reflujo y el número de etapas de esta torre para lograr propileno de grado polímero (99.5% mol de pureza) , sin embargo se observó que no era posible técnica ni económicamente obtener una mayor pureza en los domos pues se corría el riesgo de contaminar los fondos de esta torre con propileno. En la tabla 4.5 se muestra la composición del producto de los domos.

**Tabla 4.5 Composición del producto de los domos de la torre Fraccionadora propano – propileno a alta presión DA-704.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>% en mol</i>
Etano	0.61	0.85
Propileno	97.27	97.12
Propano	2.13	2.03
Propadieno	0.00	0.00
Metil Acetileno	0.00	0.00
Butanos	0.00	0.00

En los fondos de esta torre, se obtiene una corriente rica en propano que se envía a límites de batería. Esta corriente debe de satisfacer la pureza recomendada para esta corriente, la cual es que debe de tener una contaminación de propileno entre el 2 – 5 % mol. Esto, como anteriormente se señaló, limita la pureza que se puede obtener en los domos de la torre. El diseño que se obtuvo para esta torre, logró satisfacer la pureza tanto del propileno grado químico como la de la corriente rica en propano. En la tabla 4.6, se muestra la composición de los fondos ricos en propano.

**Tabla 4.6 Composición del producto de los fondos de la torre Fraccionadora propano – propileno a alta presión DA-704.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en peso</i>	<i>% en mol</i>
C <sub>2</sub> 's	0.00	0.00
Propileno	3.84	4.00
Propano	92.53	92.04
Propadieno	1.20	1.31
Metil Acetileno	2.37	2.59
C <sub>4</sub> 's	0.07	0.06

#### **4.3.2.2 Fraccionadora con bomba de calor (ver figura 4.4).**

Como se mencionó anteriormente, el tipo de integración de calor que se escogió para esta torre es la bomba de calor con compresión del vapor de los domos. En este esquema, la torre fraccionadora trabaja a una presión mucho menor en los domos (194.7 psia) que en el caso de la fraccionadora a alta presión (279.7 psia). Esto trae como consecuencia, que la temperatura de los domos baje (87.8 °F para el caso con integración de calor, 116 °F para la torre a alta presión), lo que a su vez origina que la volatilidad relativa del propileno con respecto a los demás componentes, sea mayor que en otro caso.

Pero esto no solo ayuda en la separación de la mezcla, sino que puede utilizarse para comprimir los vapores del domo, a fin de que su temperatura se eleve por encima de la temperatura de ebullición de los fondos, para que al condensarse, los vapores del domo cedan el calor necesario al rehervidor. Para lograr esto, la mezcla propano-propileno procedente de la torre despropanizadora DA-701, es alimentada a la torre fraccionadora DA-703. Los vapores del domo de esta torre, son enviados al tanque de succión al compresor FA-703 y de ahí al compresor centrífugo GB-701, el cual eleva la presión de la

corriente hasta 330 psia, provocando también que la temperatura de la corriente se eleve a 149.2 °F (la cual es mayor que la temperatura de ebullición de los fondos, 107.6 °F). Cabe señalar que la presión final de compresión se escogió con ese valor para que a esas condiciones la corriente tuviera la carga térmica suficiente para calentar los fondos de la torre.

Los domos comprimidos, se dividen en dos corrientes de manera tal que por una de ellas circule la cantidad de flujo requerida para transferir la carga térmica exacta en el rehervidor. Esta corriente se envía al cambiador rehervidor – condensador EA-707, donde cede calor a los fondos de la torre para condensarse. La otra parte de los domos, se condensa en el cambiador de calor EA-708 con agua de enfriamiento. Una vez que ambas corrientes han sido condensadas y subenfriadas hasta 120 °F, se mezclan de nuevo y a la corriente resultante se le baja la presión para obtener una corriente líquida saturada. Posteriormente, la mezcla es enviada al tanque de separador FA-704, en donde se remueven los compuestos que no condensaron. El efluente líquido del tanque es enviado al enfriador EA-709, en el cual la corriente cede calor al agua de enfriamiento empleada para llegar a una temperatura de 110 °F. Finalmente la corriente fría rica en propileno, es dividida en dos corrientes, una que servirá de reflujo y otra que constituirá la corriente de producto. Cabe señalar que la razón de reflujo que se consideró en este estudio para esta torre fue de 18, la misma que la de torre de alta presión. En la tabla 4.7, se muestra la composición de la corriente de destilado que posee propileno grado químico.

**Tabla 4.7 Composición del producto de los domos de la torre Fraccionadora propano – propileno con Bomba de Calor DA-703.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
Etano	0.85	0.61
Propileno	97.06	97.19
Propano	2.09	2.20

En los fondos de la torre, se obtiene una corriente rica en propano que se envía a límites de batería; esta corriente cumple también con la pureza requerida antes citada. En la tabla 4.8, se muestra la composición de esta corriente.

**Tabla 4.8 Composición del producto de los fondos de la torre Fraccionadora propano – propileno con Bomba de Calor DA-703.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
Propileno	4.22	4.05
Propano	91.82	92.31
Propadieno	1.31	1.20
Metil Acetileno	2.59	2.37
C <sub>4</sub> 's	0.06	0.07

#### **4.3.3 Mezclado de las corrientes de Gasolina de Pirólisis.**

Una vez que se ha estabilizado la corriente de Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”, ésta se mezclará con las corrientes de Gasolina de Pirólisis procedentes de los complejos “La Cangrejera” y “Morelos”, para que la mezcla resultante se envíe a la planta hidrogenadora e hidrodesulfuradora de Gasolina de Pirólisis que se ubicará, como antes se mencionó, en el complejo de “Pajaritos”.

Las corrientes procedentes de los complejos “La Cangrejera” y “Morelos”, son enviadas al complejo de “Pajaritos” a través de una serie de ductos que conectan a los tres complejos

entre sí. La mezcla resultante se acondiciona para que se alimente a la planta de hidrotratamiento con una temperatura de 100 °F y 114 psia, condiciones de suministro recomendadas para este tipo de plantas. En la tabla 4.9, se muestra la composición de la mezcla de las tres Gasolinas de Pirólisis, que se alimenta al hidrotratamiento.

Como se mencionó antes, las corrientes se mezclaron con la finalidad de obtener un volumen mayor a procesar. De esta manera se pretende que los equipos involucrados en el hidrotratamiento no sean muy pequeños y caigan dentro de dimensiones comerciales, para que se evite su encarecimiento y el riesgo de un mal funcionamiento técnico y/o termodinámico. En la tabla 4.10, se presenta el flujo global que se alimentará a la planta de hidrotratamiento.

**Tabla 4.9 Composición de la mezcla de las Gasolinas de Pirólisis que se alimentan al hidrotratamiento.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
C <sub>3</sub> -	0.03	0.02
Butenos	2.08	1.41
Isobutano	1.42	1.24
n-Butano	1.01	0.71
Butadienos	0.44	0.29
i-Pentano	0.09	0.08
Pentadienos	8.29	6.84
Pentenos	6.55	5.57
n-Pentano	0.06	0.05
Ciclopenteno	6.27	5.17
Ciclopentadieno	3.44	2.76
Olefinas C <sub>6</sub>	6.41	6.22
n-Hexano	0.04	0.04
Benceno	44.55	42.16
Olefinas C <sub>7</sub>	0.30	0.35
Isoparafinas C <sub>7+</sub>	2.16	3.06
Tolueno	3.81	4.25
Naftenos C <sub>5+</sub>	2.48	2.67
Etilbenceno	0.37	0.48
Xilenos	0.15	0.20
Diciclopentadieno	7.43	11.90
1-Dequeno	0.04	0.07
Parafinas C <sub>8+</sub>	0.88	1.69
Aromáticos C <sub>9+</sub>	1.62	2.70
Compuestos sulfurados	0.07	0.08

**Tabla 4.10 Flujo volumétrico de la mezcla de Gasolinas de Pirólisis que se alimentan al hidrotratamiento.**

<i>Complejo</i>	<i>Volumen (bbl/d)</i>
La Cangrejera	582.15
Pajaritos	718.46
Morelos	582.15
<b>Total</b>	<b>1882.76</b>

#### **4.3.4 Planta Hidrogenadora e Hidrodesulfuradora de Gasolina de Pirólisis.**

##### **4.3.4.1 Sección de reacción (ver figura 4.5).**

Una vez mezcladas las tres corrientes de Gasolina de Pirólisis y llevadas a las condiciones de alimentación (100 °F y 114 psia) de la planta hidrogenadora e hidrodesulfuradora, la mezcla se alimenta al tanque FA-709, el cual asegura una succión correcta de la bomba GA-718; mediante esta bomba, la presión de la corriente se eleva a 727 psia (presión necesaria para llevar a cabo la saturación de las diolefinas). La alimentación presurizada es mezclada con parte del efluente desdiolefinizado del primer reactor ya enfriado, cuya temperatura es de 163 °F y con el cual la carga se precalienta sin necesidad de usar un cambiador de calor; esto permite evitar los problemas de obstrucción por formación de gomas que se presentan en los cambiadores de precalentadores de carga, cuando se precalienta la Gasolina de Pirólisis en dichos equipos por arriba de 175 °F.

La corriente resultante a su vez, es mezclada con una corriente caliente rica en hidrógeno procedente de la sección de compresión de hidrógeno, lo que provoca que finalmente la mezcla llegue a la temperatura de entrada del reactor desdiolefinizador DC-701 (175 °F). Esta corriente lleva la cantidad de hidrógeno exacta que garantiza la conversión total de las diolefinas a monoolefinas en el primer reactor. La cantidad de hidrógeno que se suministra, se mide en pies cúbicos estándar de H<sub>2</sub> suministrados por barril de carga (scf H<sub>2</sub>/ bbl<sub>carga</sub>), y en general para la primera etapa, se recomienda que esta relación tenga un valor superior al consumo de H<sub>2</sub> por la reacción, medido también en scf H<sub>2</sub> / bbl<sub>carga</sub>, para garantizar que la



hidrogenación se lleve a cabo en su totalidad. En este estudio el valor utilizado para esta variable es de 600 scf H<sub>2</sub>/ bbl<sub>carga</sub>, ya que el consumo de H<sub>2</sub> para el reactor DC-701 es de 380 scf H<sub>2</sub>/ bbl<sub>carga</sub>. Después del mezclado con H<sub>2</sub>, la corriente que se encuentra en dos fases es alimentada al reactor de saturación de diolefinas DC-701, y pasa a través del lecho del catalizador selectivo de Ni / Mo sobre alúmina, en donde se llevan a cabo las reacciones de hidrogenación de todas las diolefinas conjugadas y no conjugadas, de los alquinos y de los compuestos alquénil aromáticos como el estireno y el indeno.

El efluente del reactor, que se encuentra a 225 °F y 706 psia, es enviado al tanque de separación a alta presión FA-710, en el cual se separan los gases que no se han absorbido en la mezcla líquida de hidrocarburos, para posteriormente mezclarse con la corriente rica de hidrógeno que se alimentará al segundo reactor. A la corriente líquida del separador FA-710 se le aumenta la presión a 727 psia en la bomba GA-719 y se divide en dos: una corriente que será la alimentación del segundo reactor y otra que se recircula al primer reactor.

La corriente de recirculación al reactor es enfriada en el aerofriador EC-701 hasta una temperatura de 163 °F. Posteriormente, la corriente se mezcla con la alimentación de la planta, precalentando la mezcla como ya se había mencionado. Además de lo anterior, la corriente de recirculación también provoca que la carga másica del primer reactor aumente, lo que a su vez propiciará que la diferencia de temperatura en la cama catalítica no sea muy grande, pues el calor generado por las reacciones de hidrogenación se absorberá en una mayor cantidad de masa, a diferencia de que no existiera dicha recirculación. La cantidad de efluente que se recircula, depende de la diferencia de temperatura que se desee obtener

en la cama catalítica; se recomienda que para este tipo de gasolina con alto contenido de diolefinas, la diferencia de temperatura en la cama catalítica debe de estar entre los 50 y 80 °F. Para este estudio, se consideró que el 78% del efluente del reactor DC-701 se recirculaba, para de esta manera obtener una diferencia de temperatura en el reactor de 50 °F.

La corriente de gasolina de la primera etapa que se enviará al segundo reactor, está libre en un 99% o más de compuestos diolefinicos y de algunas olefinas como el estireno, el indeno y  $\alpha$ -metil estireno. Pero aún esta corriente posee el contenido inicial de alcoholes y compuestos de azufre y nitrógeno, debido a que durante la primera etapa de reacción solo se llevan a cabo las reacciones de saturación de diolefinas y de compuestos alquénil aromáticos, mientras que las reacciones de saturación de olefinas y remoción de los alcoholes y de los compuestos de azufre y nitrógeno, se llevarán a cabo en la segunda etapa de reacción.

La corriente de gasolina desdiolefinizada que se envía a la segunda etapa de reacción, intercambia calor con el efluente del segundo reactor en el cambiador de calor EA-721 para que alcance una temperatura de 350 °F. Esta corriente no puede ser calentada a una temperatura mayor, por que se corre el riesgo de favorecer la polimerización de las olefinas que aún contiene dicha corriente. Sin embargo esta corriente debe de calentarse aún más, para vaporizarse y llegar a la temperatura de entrada del segundo reactor. La solución para vaporizar esta corriente sin que se corra el riesgo de formación de gomas, es que la corriente sea mezclada súbitamente con la corriente caliente rica en  $H_2$  que se requiere para

el reactor de hidrosulfuración. Para ello, la corriente rica en  $H_2$  procedente de la zona de compresión se mezcla con los incondensables del tanque FA-710 y la mezcla resultante es precalentada con el efluente del segundo reactor en el cambiador de calor EA-722 hasta que la primera alcanza una temperatura de 500 °F, para después ser enviada al horno de calentamiento BA-701, en donde se termina de elevar su temperatura hasta alrededor de 1000 °F. Efectuado lo anterior, la carga precalentada del segundo reactor, se mezcla con la corriente rica en  $H_2$  a 1000 °F para llevar a cabo una vaporización rápida de la mezcla y así evitar la posible formación de gomas. Al contrario de la primera etapa de reacción, la cantidad de hidrógeno necesaria para la segunda etapa es la que se requiere para lograr tanto la vaporización de la mezcla, como la completa hidrosulfuración de los compuestos de azufre e hidrogenación de las olefinas, y la parcial remoción de los alcoholes y compuestos de nitrógeno de la carga que se alimenta al segundo reactor. De acuerdo a la cantidad de olefinas que poseía la carga, se determinó que para llevar a cabo las reacciones del segundo reactor antes mencionadas, se requerían 640.5 scf  $H_2$ / bbl<sub>carga</sub> estequiométricos, a los cuales había que añadir una cierta cantidad de scf  $H_2$  extra para lograr la vaporización. De esta manera, se determinó que la cantidad de  $H_2$  necesario para lograr la vaporización de la carga al segundo reactor y al mismo tiempo satisfacer la demanda de  $H_2$  para las reacciones de dicho reactor, era de 1200 scf  $H_2$ / bbl<sub>carga</sub>.

Una vez vaporizada, la mezcla alcanza una temperatura de 549 °F, la cual aún es menor que la temperatura deseada de entrada del segundo reactor (600°F). Por esta razón, la mezcla vaporizada es calentada por el efluente del segundo reactor en el cambiador EA-723, para llegar a la temperatura de entrada del segundo reactor.

La mezcla de vapores caliente entra al reactor de hidrodesulfuración DC-702, el cual tiene un diseño especial de remoción de calor, para lograr controlar la gran exotermicidad originada por las reacciones de hidrodesulfuración e hidrogenación que ahí se realizan.

El reactor DC-702 está conformado por tres lechos catalíticos de un catalizador de Co / Mo sobre alúmina, especial para llevar a cabo la hidrodesulfuración de la corriente, y entre cada lecho se inyecta una corriente líquida de Gasolina de Pirólisis fría, desulfurada y desolefinizada para controlar el aumento de temperatura en cada lecho. Cada lecho catalítico tiene la cantidad de catalizador necesaria para que, junto con la inyección de la corriente líquida, se logre mantener una diferencia de temperatura entre cada lecho de 67 °F en promedio.

De esta manera, los vapores provenientes del primer lecho catalítico que poseen una temperatura de 667 °F, son mezclados con una determinada cantidad de gasolina líquida desulfurada y desolefinizada a 377 °F, lo que provoca la vaporización de ésta última corriente. Esto a su vez, provoca que la temperatura de la mezcla disminuya de (600 °F), y que, por lo tanto, se detengan temporalmente las reacciones que ocurrían en ese momento. La mezcla ya vaporizada en su totalidad pasa a través del segundo lecho catalítico, en donde por acción del catalizador, continúan llevándose a cabo las reacciones antes citadas. Nuevamente el efluente del segundo lecho, cuya temperatura es de 667 °F, es enfriado con una corriente líquida a 377 °F, causando los mismos efectos ya antes descritos. Por último, la mezcla resultante pasa por el tercer y último lecho catalítico, terminando de desolefinizar e hidrodesulfurar a la Gasolina de Pirólisis.

El efluente del tercer lecho catalítico es enviado a un tren de recuperación de calor, en donde se le bajará su temperatura. Primeramente, el efluente baja su temperatura a 632 °F, intercambiando calor con la carga del segundo reactor en el cambiador EA-723; luego, el efluente baja más su temperatura hasta 598 °F, intercambiando calor con la corriente rica de H<sub>2</sub> procedente del área de compresión en el cambiador EA-722. Posteriormente, el efluente intercambia calor con la corriente de gasolina desdiolfinizada del primer reactor en el cambiador EA-721, llegando a una temperatura de 547 °F y finalmente, intercambia calor con la corriente del rehervidor EA-724 de la torre desisohexanizadora FA-706 de la zona de fraccionamiento, para llegar a una temperatura final de 425 °F, a fin de aprovechar el calor de la corriente; cabe señalar que después del último intercambio, la corriente de gasolina desulfurada fría, posee aún carga térmica suficiente como para suministrar más calor al rehervidor si éste último lo requiere. Al final del tren, la corriente de gasolina desulfurada es enviada al aeroenfriador EC-702, con la finalidad de condensar los vapores remanentes y bajar la temperatura de la mezcla líquida hasta 375 °F. La mezcla resultante se envía al tanque separador FA-711 que opera a una presión de 534.4 psia, en donde se separa de los hidrocarburos condensados, el gas rico en H<sub>2</sub> que no reaccionó y no se absorbió. Al gas rico en H<sub>2</sub> se le extrae una corriente de purga que representa el 2% en peso del gas rico en H<sub>2</sub>, la cual se envía a límites de batería con la finalidad de evitar la acumulación de gases de hidrocarburos ligeros inertes en el sistema; el resto de la corriente rica en H<sub>2</sub> se mezcla con una corriente fresca de H<sub>2</sub> y se envía al tanque de succión del compresor FA-712, para retirarle el líquido que ha condensado. La corriente resultante se envía al compresor GB-702, en donde se comprime el gas hasta una presión de 748.5 psia. Finalmente, el gas comprimido se divide en dos corrientes, según los requerimientos de H<sub>2</sub> de cada etapa de reacción: una que se recircula al reactor DC-701 y otra que se recircula al reactor DC-702.

Los condensados de Gasolina de Pirólisis desulfurada son divididos en dos corrientes, una que constituye el producto de la sección de reacción y que se envía a la sección de fraccionamiento, y otra que se recircula al segundo reactor para efectuar el apagado entre los lechos del reactor (representando esta corriente el 47% en peso de la corriente de condensados). Para lograr lo anterior, a la corriente de recirculación se le eleva la presión hasta 629.5 psia en la bomba GA-720 y se divide a su vez en dos corrientes, una que entrará entre el primer y segundo lecho catalítico y otra corriente que lo hará entre el segundo y tercer lecho catalítico. La cantidad de gasolina de apagado que se envía como recirculación al reactor, es aquella que garantiza una diferencia de temperatura en cada uno de los lechos catalíticos de 67 °F (el valor recomendado es de 20 a 100 °F), necesitándose 6000 lb/h de líquido frío para el apagado entre el primer y segundo lecho, y 7000 lb/h para el apagado entre el segundo y tercer lecho.

#### **4.3.4.2 Sección de fraccionamiento (ver figura 4.6).**

La corriente producida en la sección de reacción se envía al aerofriador EC-703, donde se enfría hasta una temperatura de 118 °F. Posteriormente, a la corriente fría se expande en una válvula hasta una presión 260 psia, con la finalidad de retirar en el tanque separador de baja presión FA-706, alrededor del 38 % mol de los compuestos ligeros como H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y CH<sub>4</sub> que trae la corriente. La corriente resultante es precalentada en el cambiador EA-716 con los fondos de la torre desbutanizadora a fin de que alcance una temperatura de 337.5 °F. Una vez calentada, la corriente entra a la torre desbutanizadora DA-705 en la que se obtiene por destilación, gas amargo como destilado vapor (donde se retiran el H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S

y  $C_2H_6$  de la mezcla original), gas LP líquido como destilado líquido (rico en i y n - butano) y por fondos una corriente de hidrocarburos  $C_{5+}$  estabilizada.

La torre desbutanizadora DA-705 posee 38 etapas de separación que operan con una eficiencia del 70 %. En los domos de la torre se tiene una temperatura de 211°F y una presión de 239 psia, y se trabaja con una razón de reflujo igual a 32. Esto se debe a que la especificación que tiene como producto el gas LP, permite un contenido de pentanos máximo entre 1-2 % mol, por lo que es necesario garantizar la buena separación entre los cortes  $C_4 -$  y  $C_{5+}$ ; sin embargo, la separación entre el sistema n-butano, i-butano / n - pentano, i-pentano es muy difícil debido a la cercanía en los puntos de ebullición, por lo que se requiere manejar un reflujo alto para llevar a cabo la separación entre los cortes. Los domos calientes de la torre se envían al condensador EA-717, en el cual se condensa tan solo el 64 % mol de la corriente de entrada, para formar el destilado líquido (Gas LP) y el destilado vapor (gases amargos); el gas LP obtenido se envía a límites de batería con un bajo contenido de  $H_2S$ , como se muestra en la tabla 4.11, donde se muestra también la composición de dicha corriente.

**Tabla 4.11 Composición del producto líquido de los domos de la torre Desbutanizadora DA-705.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
Hidrógeno	0.85	0.03
Metano	2.24	0.63
Etano	4.89	2.57
Propano	5.77	4.44
n-Butano	64.32	65.32
i-Butano	20.63	25.90
$C_5$ 's	0.55	0.69
Acido Sulfhídrico	0.64	0.38
Agua	0.12	0.04

El resto del destilado es vapor y está conformado por una corriente rica en gases amargos, cuya composición se presenta en la tabla 4.12.

**Tabla 4.12 Composición del producto vapor de los domos de la torre Desbutanizadora DA-705.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
Hidrógeno	37.15	3.17
Metano	24.04	16.35
Etano	11.57	14.74
Propano	4.58	8.56
n-Butano	17.29	42.59
i-Butano	4.25	12.90
C <sub>5</sub> 's	0.06	0.18
Acido Sulfhídrico	1.03	1.49
Agua	0.03	0.02

Como se observa, en la corriente de gases amargos hay una gran cantidad de n-butano. Esto se debe al bajo porcentaje de condensación que tuvieron los domos de la torre, porcentaje necesario para evitar que el Gas LP tuviera una alta contaminación de H<sub>2</sub>S. Los gases amargos obtenidos de la desbutanizadora DA-705 se mezclan con los gases amargos obtenidos en el separador de baja presión FA-706 y la mezcla resultante se envía a límites de batería con la siguiente composición que se especifica en la tabla 4.13.

**Tabla 4.13 Composición de la corriente de gases amargos.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
Hidrógeno	52.89	5.91
Metano	19.62	17.44
Etano	7.89	13.14
Propano	3.03	7.40
n-Butano	11.29	36.38
i-Butano	2.81	11.15
C <sub>5</sub> 's	1.30	5.12
C <sub>6+</sub>	0.49	2.17
Acido Sulfhídrico	0.68	1.29
Agua	0.02	0.02



Por los fondos de la torre se obtiene una corriente de hidrocarburos  $C_{5+}$ , la cual se enfría intercambiando calor con la carga de la torre desbutanizadora en el cambiador EA-716, para llegar a una temperatura de 130 °F. Esta corriente prácticamente no contiene  $H_2S$  y posee un bajo contenido de  $C_{4-}$ , como se muestra en la tabla 4.14.

**Tabla 4.14 Composición del producto de los fondos de la torre Desbutanizadora DA-705.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
$C_{4-}$	0.26	0.24
$C_{5}'s$	41.03	36.95
$C_{6+}$	58.71	62.81
Acido Sulhídrico (ppm)	1.52E-05	6.55E-06

La corriente de  $C_{5+}$  enfriada, se expande en una válvula para que su presión baje hasta 27 psia y poderla alimentar a la torre desisohexanizadora DA-706. El objetivo de esta torre es obtener por sus fondos una corriente de hidrocarburos  $C_{6+}$  rica en benceno y tolueno, libre de  $H_2S$ , isohexano, pentanos y más ligeros (como lo muestra la tabla 4.16), de manera tal que esta corriente pueda ser enviada a límites de batería para que se mezcle con la carga de una planta recuperadora de aromáticos. Por los domos se obtiene una corriente rica en isohexano y pentanos con casi nada de contaminación de  $H_2S$  (ver tabla 4.15). Esta corriente es enviada a límites de batería para su empleo como mezcla de pentanos o como gasolina.

La torre desisohexanizadora posee 32 etapas de separación y opera con una eficiencia del 70%. En sus domos, esta torre posee una temperatura de 141°F y una presión de 25 psia, y trabaja con una razón de reflujo de 2.8. Los vapores del domo de la torre se condensan totalmente, para obtener el destilado líquido compuesto por hidrocarburos  $C_5$  y por iso-

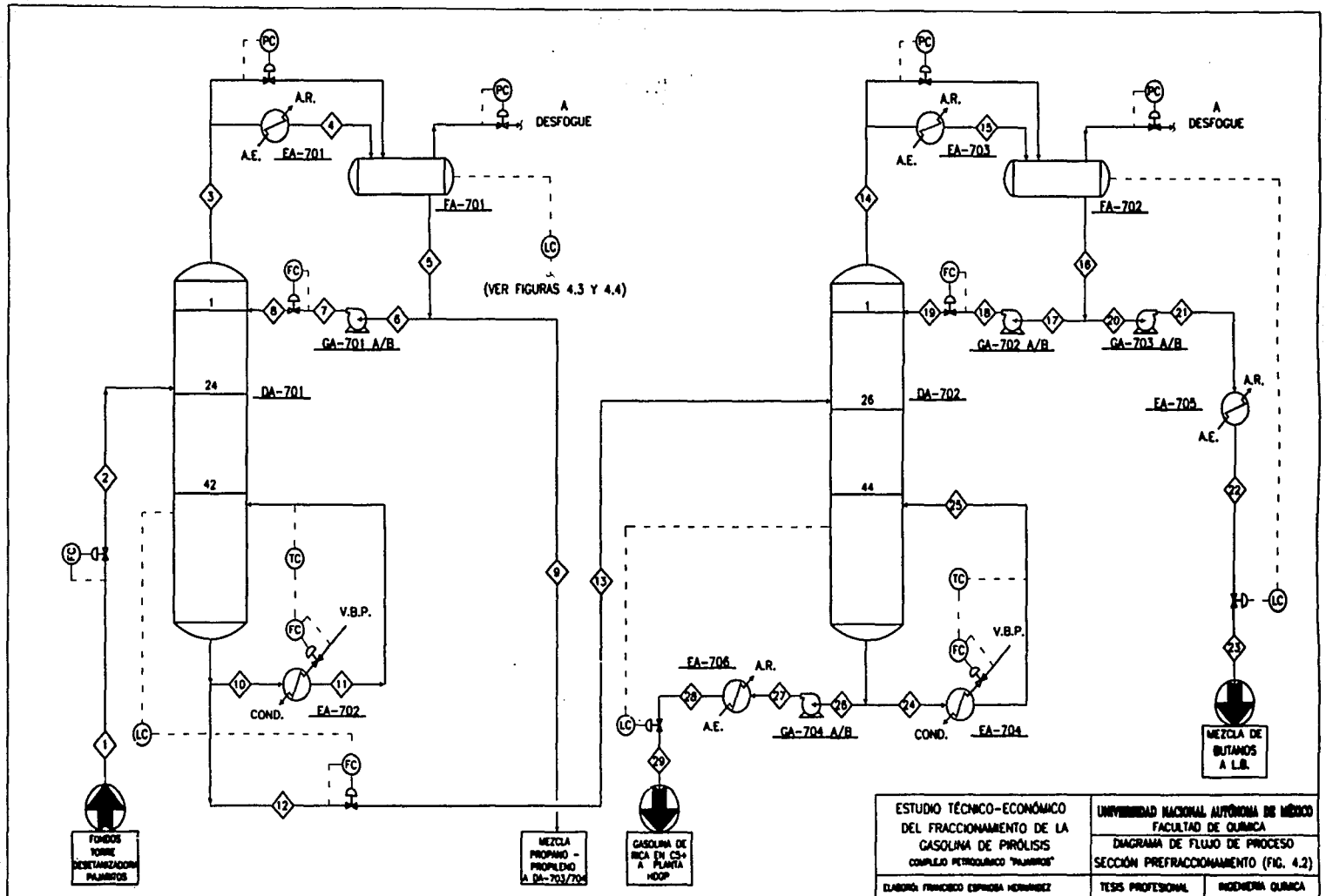
hexano y por los fondos de la torre, se obtiene la corriente de hidrocarburos C<sub>6+</sub> rica en aromáticos.

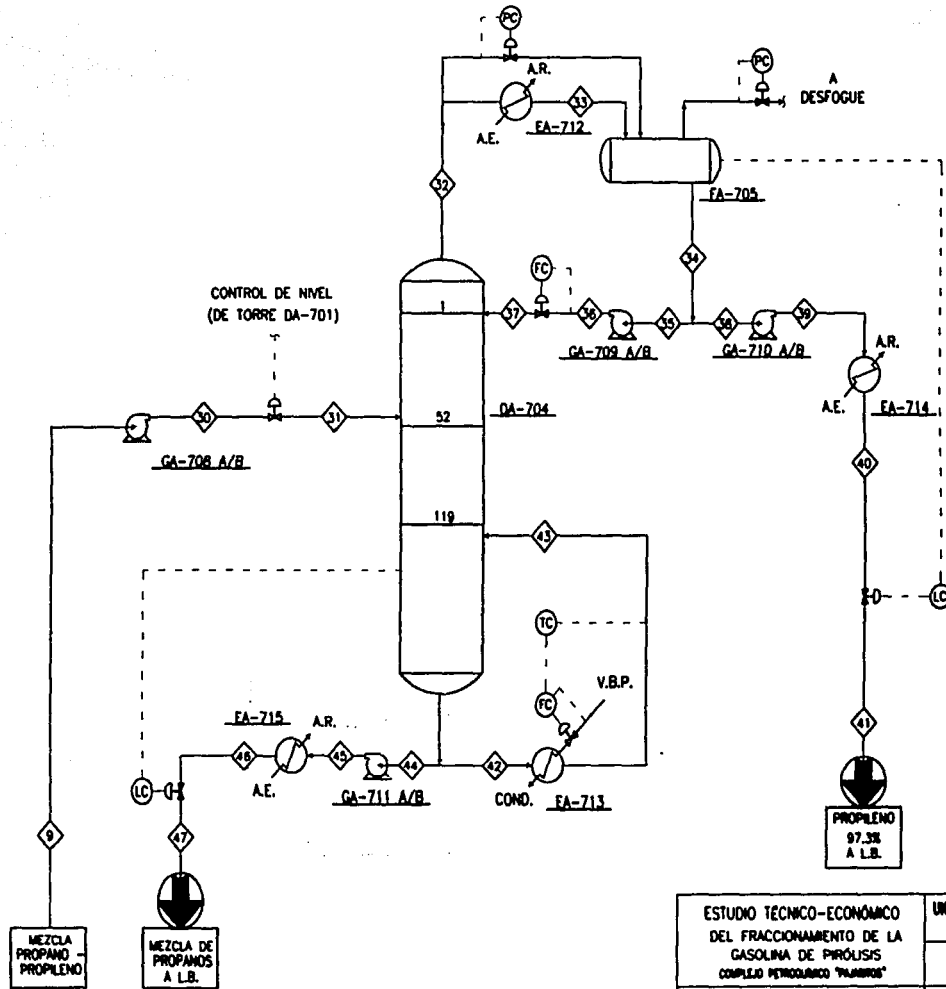
**Tabla 4.15 Composición del producto de los domos de la torre Desisohexanizadora DA-706.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
C <sub>4</sub> .	0.63	0.63
i-Pentano	5.28	5.34
n-Pentano	35.22	35.67
Ciclopentano	57.00	56.11
n-Hexano	0.64	0.77
Benceno	0.17	0.19
2,2-Dimetil Butano	0.06	0.07
3-Metil Pentano	0.77	0.93
i-Hexano	0.19	0.23
Metil Ciclopentano	0.03	0.04
Acido Sulfhídrico (ppm)	3.62E-05	1.73E-05

**Tabla 4.16 Composición del producto de los fondos de la torre Desisohexanizadora DA-706.**

<i>Compuesto</i>	<i>% en mol</i>	<i>% en peso</i>
C <sub>5</sub> 's	0.38	0.32
n-Hexano	2.90	2.97
Benceno	75.13	69.67
Isoparafinas C <sub>6+</sub>	3.90	5.15
Tolueno	6.47	7.08
Naftenos C <sub>6+</sub>	5.91	6.19
Etilbenceno	0.66	0.83
Xilenos	0.26	0.33
Parafinas C <sub>7+</sub>	1.62	2.97
Aromáticos C <sub>9+</sub>	2.75	4.50
Acido Sulfhídrico (ppm)	1.04E-23	4.22E-24





ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO  
DEL FRACCIONAMIENTO DE LA  
GASOLINA DE PIROLISIS  
COMPLEJO PETROLÍFICO "MADRIS"

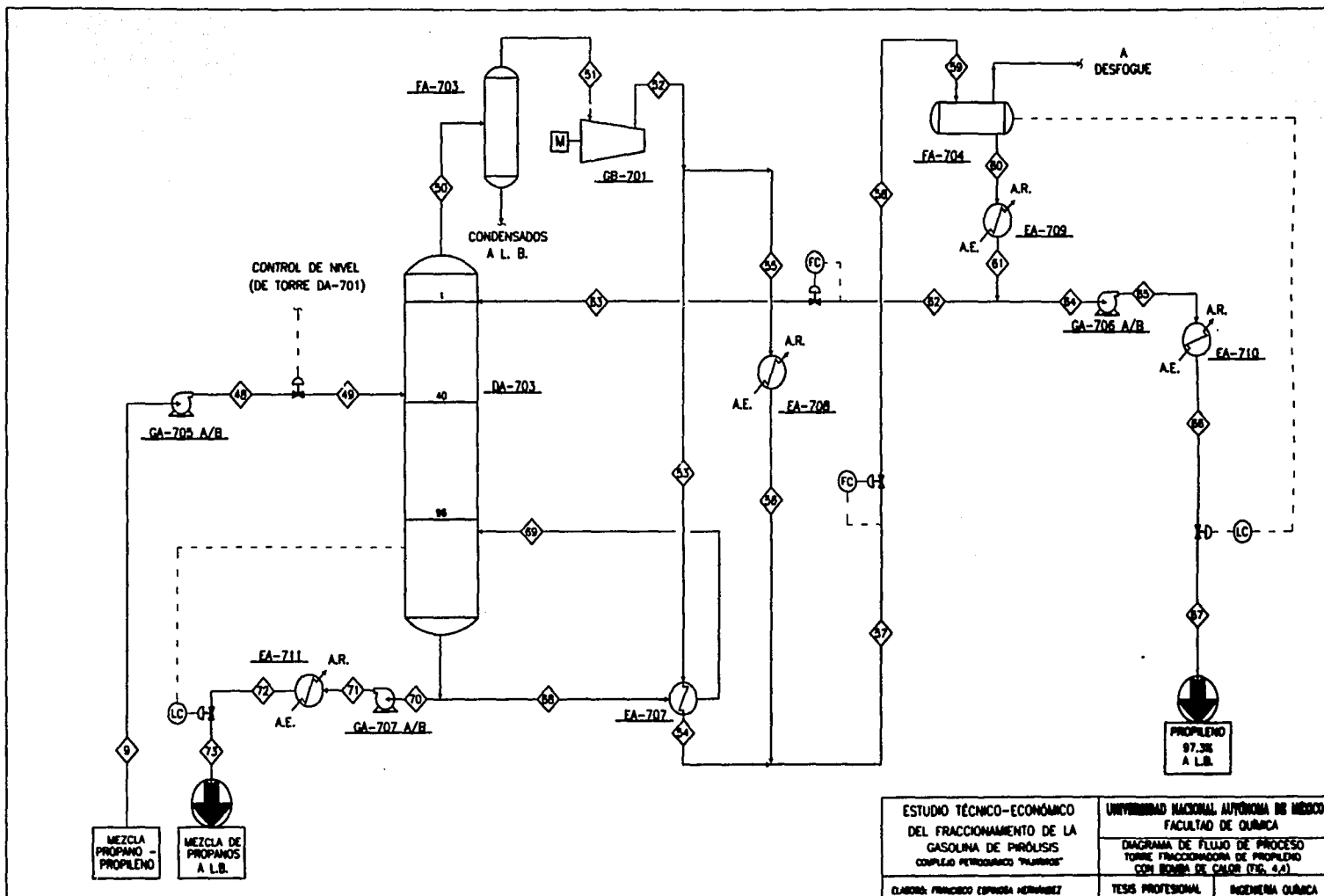
ELABORÓ: FRANCISCO ESPINOSA HERNÁNDEZ

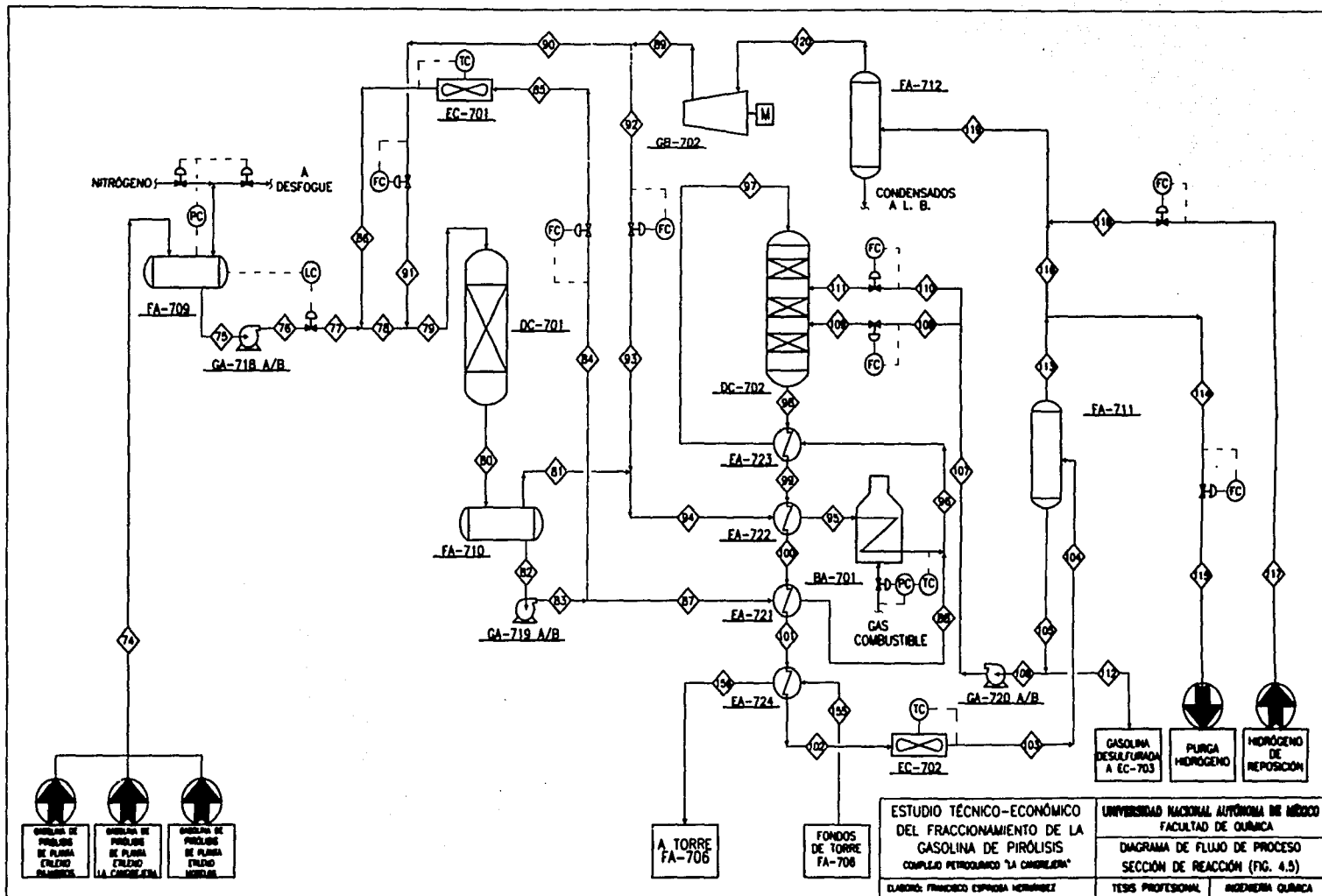
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

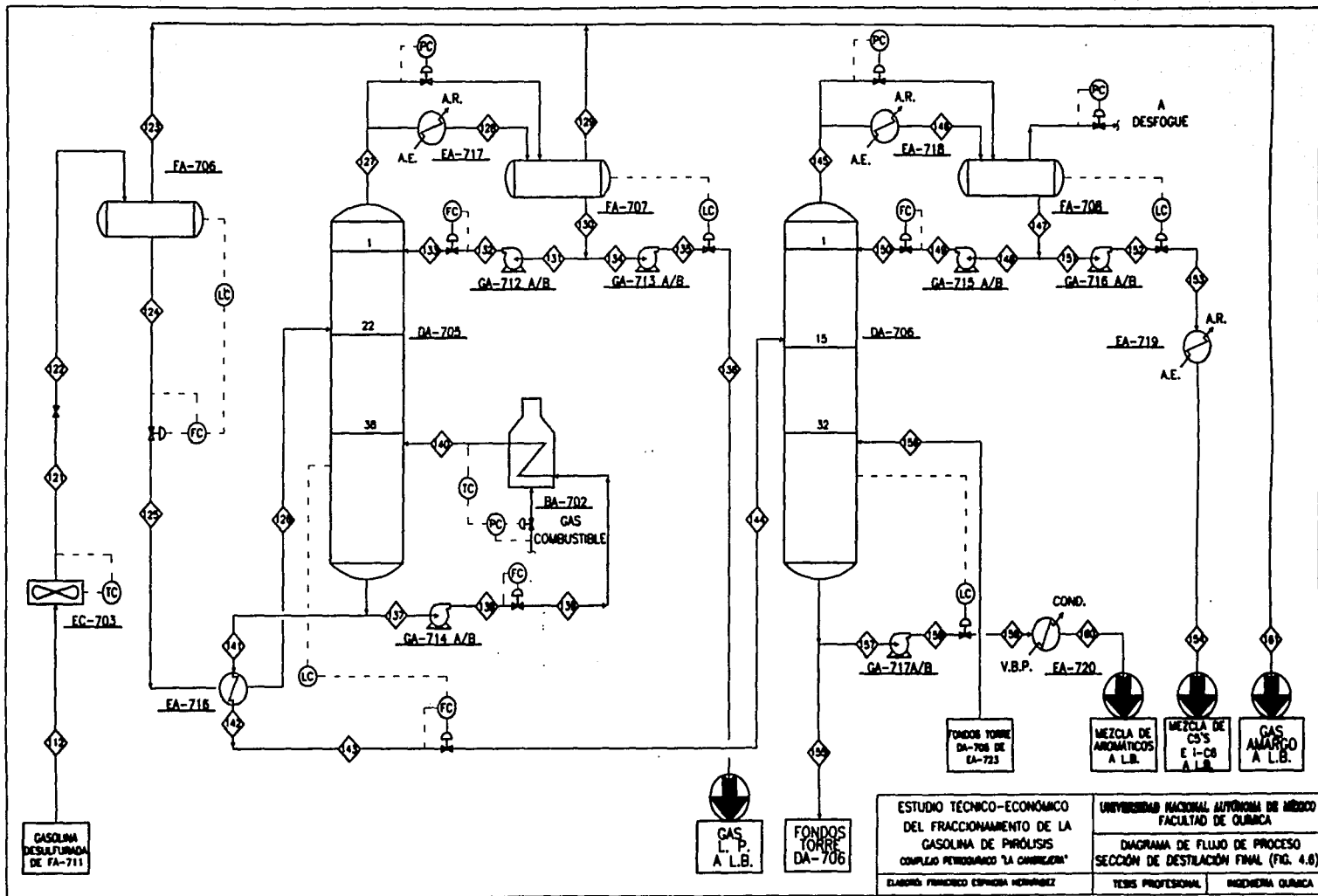
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
TORRE FRACCIONADORA DE PROPILENO  
A ALTA PRESIÓN (FIG. 4.3)

TIPO DE TRABAJO: TESIS PROFESIONAL

INGENIERÍA QUÍMICA







#### 4.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Tabla 4.17 Balance de Materia y Energía (Prefraccionamiento en "Pajaritos")

Corriente No.	1	9	24	30	42	48	67	73
Compuesto	Carga P refracc.	Propanos	Butanos	C <sub>5+</sub>	Propileno sbc	Propanos sbc	Propileno cbc	Propano cbc
H <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>2</sub> 's	0.42	0.42	0.00	0.00	0.42	0.00	0.42	0.00
Propileno	49.16	49.16	0.00	0.00	48.56	0.60	48.53	0.63
C <sub>3</sub> 's	15.32	15.31	0.01	0.00	1.01	14.30	1.05	14.27
Butenos	21.17	0.01	21.17	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01
i-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Butano	4.41	0.00	4.41	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Butadienos	14.98	0.00	14.98	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Pentano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Pentadienos	1.70	0.00	0.00	1.70	0.00	0.00	0.00	0.00
Pentenos	0.90	0.00	0.01	0.89	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Pentano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ciclopenteno	1.17	0.00	0.00	1.17	0.00	0.00	0.00	0.00
Ciclopentadieno	6.15	0.00	0.00	6.15	0.00	0.00	0.00	0.00
Olefinas C <sub>6</sub>	0.82	0.00	0.00	0.82	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Hexano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Benceno	7.38	0.00	0.00	7.38	0.00	0.00	0.00	0.00
Olefinas C <sub>7</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C <sub>6+</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Tolueno	0.28	0.00	0.00	0.28	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftenos C <sub>5+</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etilbenceno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Xilenos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Diciclopentadieno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
l-Dequeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Parafinas C <sub>7+</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Aromáticos C <sub>9+</sub>	0.02	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00
Compuestos sulfurosos	2.24E-02	0.00	0.00	2.24E-02	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H <sub>2</sub> S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Compuestos nitrogenados	5.06E-05	0.00	0.00	5.06E-05	0.00	0.00	0.00	0.00
NH <sub>3</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Alcoholes	1.17E-03	0.00	0.00	1.17E-03	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo (lbmol/h)	123.92	64.91	40.57	18.45	50.00	14.91	50.00	14.91
Flujo (lb/h)	6,346.98	2,754.80	2,254.66	1,337.49	2,100.97	653.86	2,101.05	653.79
Flujo (ft <sup>3</sup> /h)	168.07	80.12	59.41	25.74	67.75	21.25	67.76	21.25
Temperatura (°F)	100.00	55.25	100.08	100.23	99.73	99.81	99.73	99.81
Presión (psia)	299.70	201.00	300.00	130.00	300.00	300.00	300.00	300.00
Fase	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Entalpía (BTU/lb)	5.26	-250.64	53.29	398.04	23.46	-1,008.59	22.60	-1,005.95
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	37.76	34.38	37.95	51.96	31.01	30.77	31.01	30.77
Gravedad Específica	0.61	0.55	0.61	0.83	0.50	0.49	0.50	0.49
Viscosidad (cP)	0.131	0.105	0.145	0.340	0.081	0.083	0.081	0.083
Peso molecular	51.22	42.44	55.58	72.48	42.02	43.87	42.02	43.86



**Tabla 4.18 Balance de Materia y Energía (Hidrotratamiento en "La Cangrejera")**

Corriente No.	74	113	158	134	152	156
Compuesto	Carga Hidrotrat.	Salida Hidrotrat.	Gases amargos	Gas LP	C <sub>3</sub> 's e i-C <sub>6</sub>	Aromáticos
H <sub>2</sub>	0.00	4.24	4.17	0.07	0.00	0.00
CH <sub>4</sub>	0.00	1.74	1.55	0.20	0.00	0.00
C <sub>2</sub> 's	0.00	1.05	0.62	0.43	0.00	0.00
Propileno	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>3</sub> 's	0.00	0.75	0.24	0.51	0.00	0.00
Butenos	3.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Butano	2.53	2.48	0.22	1.82	0.44	0.00
n-Butano	1.81	6.59	0.89	5.67	0.03	0.00
Butadienos	0.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Pentano	0.17	4.00	0.01	0.03	3.95	0.00
Pentadienos	14.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Pentenos	11.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Pentano	0.10	26.45	0.05	0.02	26.38	0.00
Ciclopenteno	11.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ciclopentadieno	6.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Olefinas C <sub>6</sub>	11.46	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Hexano	0.07	3.50	0.00	0.00	0.48	3.02
Benceno	79.64	78.36	0.03	0.00	0.13	78.20
Olefinas C <sub>7</sub>	0.54	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Isoparafinas C <sub>6+</sub>	3.85	4.83	0.00	0.00	0.77	4.06
Tolueno	6.81	6.73	0.00	0.00	0.00	6.73
Naftenos C <sub>5+</sub>	4.44	49.33	0.05	0.00	42.73	6.55
Etilbenceno	0.67	0.68	0.00	0.00	0.00	0.68
Xilenos	0.28	0.27	0.00	0.00	0.00	0.27
Diciclopentadieno	13.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
l-Dequeno	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Parafinas C <sub>7+</sub>	1.58	1.69	0.00	0.00	0.00	1.69
Aromáticos C <sub>9+</sub>	2.90	2.87	0.00	0.00	0.00	2.87
Compuestos sulfurosos	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	1.25E-02	1.34E-03	1.07E-02	4.19E-04	4.52E-10
H <sub>2</sub> S	0.00	1.10E-01	5.38E-02	5.64E-02	2.71E-09	1.09E-27
Compuestos nitrogenados	5.60E-04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NH <sub>3</sub>	0.00	5.16E-04	2.20E-04	2.95E-04	2.40E-11	1.62E-28
Alcoholes	1.29E-02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo (lbmol/h)	178.75	195.70	7.88	8.82	74.92	104.08
Flujo (lb/h)	14,756.02	14,752.23	142.28	504.78	5,337.87	8,767.30
Flujo (ft <sup>3</sup> /h)	298.16	436.03	196.00	14.14	121.28	167.65
Temperatura (°F)	99.80	374.44	102.27	101.07	100.00	100.00
Presión (psia)	114.00	528.69	233.95	300.00	92.50	71.00
Fase	LIQ	LIQ	VAP	LIQ	LIQ	LIQ
Entalpía (BTU/lb)	108.25	-164.06	-1,058.70	-1,102.45	-802.76	40.08
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	49.49	33.83	0.73	35.70	44.01	52.29
Gravedad Específica	0.79	0.54	0.01	0.57	0.71	0.84
Viscosidad (cP)	0.383	0.105	0.012	0.142	0.273	0.486
Peso molecular	82.55	75.38	18.05	57.23	71.24	84.24

#### **4.5 REACCIONES DEL HIDROTRATAMIENTO DE LA GASOLINA DE PIRÓLISIS.**

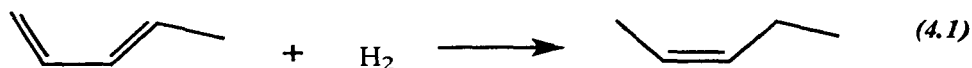
Como se ha descrito anteriormente, en el proceso de hidrotratamiento en dos etapas de la Gasolina de Pirólisis, se llevan a cabo reacciones de hidrogenación y de hidrodesulfuración, en las que se busca saturar las diolefinas y olefinas que posee la corriente, así como también eliminar los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno que ésta posee.

En la primera etapa, sólo ocurren las reacciones de saturación de las diolefinas y compuestos alquénil aromáticos que son los más reactivos, mientras que en la segunda etapa, se llevan a cabo las reacciones de hidrogenación de las monoolefinas remanentes y la eliminación de los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno. Todas estas reacciones son muy exotérmicas, sin embargo las reacciones de hidrogenación de diolefinas y de compuestos de nitrógeno son las que liberan más calor. Ésta es una de las razones por las cuales el proceso se efectúa en dos etapas, por que si fuese solo una, se correría el riesgo de no poder controlar la temperatura en el reactor. La otra razón de tener dos etapas es, que de esta manera se pueden hidrogenar por separado las diolefinas y compuestos más reactivos de la corriente, los cuales muy probablemente polimerizarían a las condiciones de alta temperatura y presión que se requieren en la hidrogenación de monoolefinas e hidrodesulfuración.

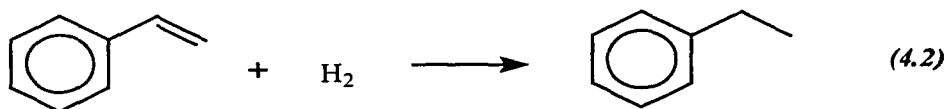
#### 4.5.1 Saturación de diolefinas y compuestos alquenil aromáticos.

La finalidad de estas reacciones es convertir las diolefinas (conjugadas y no conjugadas), los alquinos y los compuestos alquenil aromáticos presentes, en monoolefinas y compuestos alcanil aromáticos, respectivamente, a través de reacciones de hidrogenación a temperaturas que oscilan entre 150 °F y 425 °F, y son llevadas a cabo sobre un catalizador de Ni / Co preferentemente. Todas éstas reacciones son altamente exotérmicas pero en este sentido sobresalen las reacciones de saturación de diolefinas, debido a que éstas liberan en promedio 52,200 BTU / lbmol cuando se hidrogena uno de sus dos dobles enlaces. Por lo tanto, es de esperarse que en el reactor de la primera etapa se tenga un gran aumento de temperatura. Ejemplos de las reacciones que se llevan a cabo en esta primera etapa de reacción son:

*Hidrogenación de las diolefinas conjugadas y no conjugadas.*



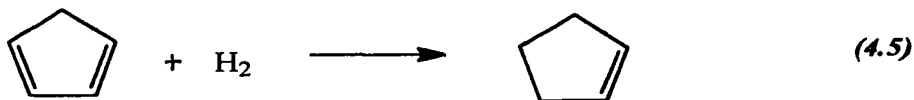
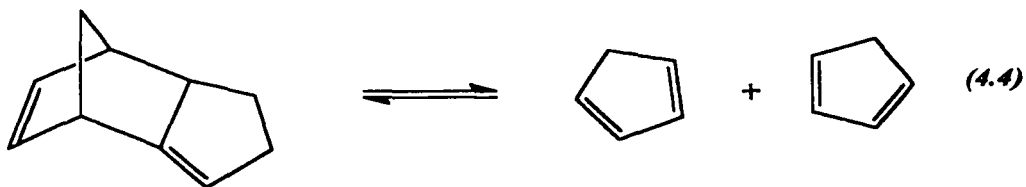
*Hidrogenación de los compuestos alquenil aromáticos.*



*Hidrogenación de los alquinos.*



Un caso especial es la reacción de hidrogenación del dicitropentadieno, pues este componente primeramente se descompone en su dímero, el ciclopentadieno, y posteriormente este último reacciona con el para generar el ciclopenteno, tal como lo muestra la siguiente figura:



#### 4.5.2 Saturación de monoolefinas y eliminación de compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno.

A través de estas reacciones, se logran eliminar todos los compuestos de la Gasolina desdiolefinizada que en un procesamiento posterior, pueden representar problemas de contaminación y formación de gomas. De esta manera, en esta etapa se hidrogenan sobre un catalizador de Co / Mo, todas las monoolefinas que se generaron en el primer reactor junto con las que venían inicialmente en la corriente, y se eliminan todos los compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno que ésta posee.

Una característica que comparten todas estas reacciones es la gran dependencia que tienen con respecto a la temperaturas, debido a que todas ellas requieren de altas temperaturas

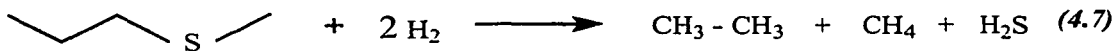
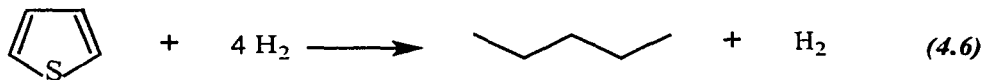
para llevarse a cabo. Por ejemplo, algunos compuestos de azufre requieren de temperaturas del orden de 500 °F para descomponerse.

A su vez, el grado y la rapidez de las reacciones de hidrodesulfuración se incrementan marcadamente cuando aumenta la temperatura, siempre y cuando no se alcance el valor de 700°F, temperatura a la cual cesa la desulfuración. En el caso de la saturación de las monoolefinas se tiene un comportamiento similar, con la excepción de que el incremento de la velocidad de reacción se mantiene a mayores temperaturas (800 °F es la temperatura donde se limita la saturación).

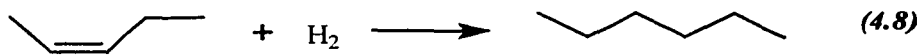
Por el contrario, la descomposición de los compuestos de nitrógeno y oxígeno requieren de temperaturas un poco mayores que las de la desulfuración y saturación de monoolefinas. Sin embargo, cabe señalar que se debe de mantener una temperatura no mayor de 750°F en esta segunda etapa, para evitar el hidrocracking de los compuestos de mayor peso molecular.

A continuación se presentan ejemplos de las reacciones que se llevan a cabo en el segundo reactor:

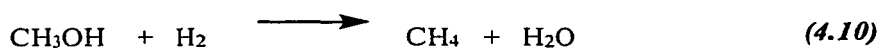
*Hidrodesulfuración.*



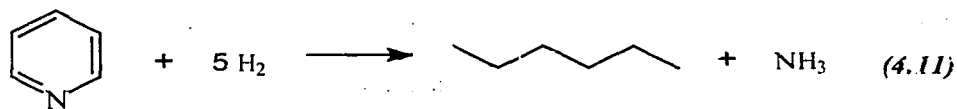
*Hidrogenación de las olefinas.*



*Hidrodesoxidación.*



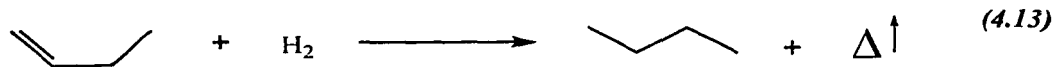
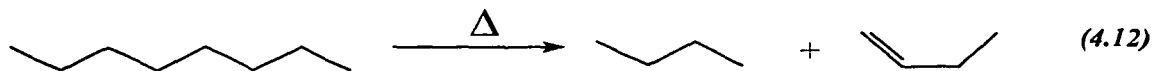
*Hidrodesnitrogenación.*



Todas las reacciones anteriores son exotérmicas, pero el gran aumento de temperatura que se observa en el reactor se debe principalmente a la gran cantidad de olefinas y compuestos sulfurosos que contiene la alimentación. Cabe señalar que, a las condiciones de temperatura, presión y con la cantidad de hidrógeno que se especificaron para la segunda etapa de reacción, se garantiza la total hidrogenación de las olefinas e hidrodesulfuración de los compuestos sulfurosos, más no la total eliminación de los compuestos de nitrógeno y oxígeno, los cuales requieren de condiciones de operación más energéticas que las de la hidrogenación e hidrodesulfuración.

### 4.5.3 Hidrocrqueo.

Debido a las altas temperaturas que se alcanzan en el reactor de hidrodesulfuración, a la par de las reacciones de hidrodesulfuración y de hidrogenación, se llevan a cabo otras reacciones secundarias no deseadas, las cuales son las reacciones de hidrocracking ó craqueo con hidrógeno. Estas reacciones son exotérmicas y dan lugar a la producción de líquidos más ligeros y productos gaseosos mediante el rompimiento de moléculas de mayor peso molecular. Aunque en el craqueo con hidrógeno ocurren cientos de reacciones químicas simultáneas, se cree que el proceso de craqueo con hidrógeno es un craqueo catalítico con una hidrogenación superpuesta. El craqueo catalítico es la escisión de un enlace sencillo carbono – carbono, y la hidrogenación es la adición de hidrógeno a un doble enlace carbono – carbono; en las ecuaciones 4.12 y 4.13, se muestra un ejemplo de la escisión de un enlace sencillo carbono – carbono seguido por una hidrogenación:



Lo anterior muestra que el craqueo y la hidrogenación son complementarios: el craqueo da olefinas para su hidrogenación, mientras que la hidrogenación a su vez proporciona calor para el craqueo. La reacción de craqueo es endotérmica, mientras que la reacción de hidrogenación es exotérmica. El conjunto proporciona un exceso de calor pues la cantidad

de calor cedida por las reacciones exotérmicas de hidrogenación es mucho mayor que la cantidad de calor consumida por las reacciones endotérmicas de craqueo.

Para representar en la simulación las reacciones de hidrocracking que se llevan a cabo en el reactor de hidrodesulfuración por la alta temperatura de operación de éste, era necesario alimentar al programa los datos de las reacciones de hidrocracking y las conversiones de éstas que ocurren en el caso de la Gasolina de Pirólisis. Para ello se recurrió al planteamiento de un modelo químico - matemático, en el cual se proponían una cierta cantidad de reacciones químicas que representaban el efecto de todas las reacciones de hidrocracking que se llevan en la realidad en dicho reactor. A través de distintas pruebas en plantas pilotos, el I.M.P. ha determinado que en las reacciones de hidrocracking, reaccionan los hidrocarburos parafínicos de 6 carbonos o más para generar los siguientes compuestos ligeros: metano, etano, propano, *i/n*-butano e *i/n*-pentano. Además, se ha observado que en el hidrocracking de una nafta como la Gasolina de Pirólisis, se forman alrededor de 0.03 lbmol de ligeros por cada lbmol de carga a la planta. Si se suman todas las lbmol de ligeros recién formados y se dividen cada una de éstas entre la suma de ellas, se obtienen las fracciones que se presentan en la tabla 4.19.

**Tabla 4.19 Fracciones experimentales de cada ligero formado en el hidrocracking de una nafta semejante a la Gasolina de Pirólisis.**

<b>Compuesto</b>	<b>Fracción</b>
Metano	0.29
Etano	0.18
Propano	0.1
<i>i</i> -Butano	0.032
<i>n</i> -Butano	0.096
<i>i</i> -Pentano	0.032
<i>n</i> -Pentano	0.27

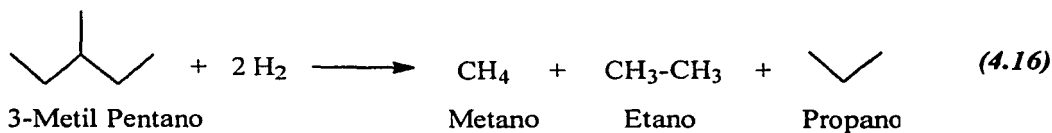
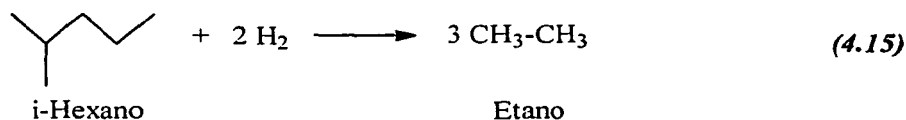
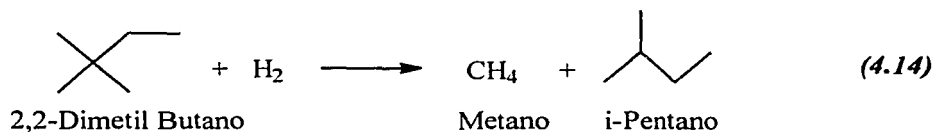


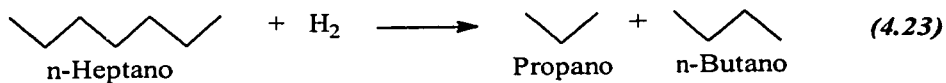
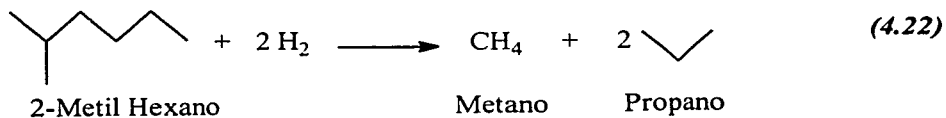
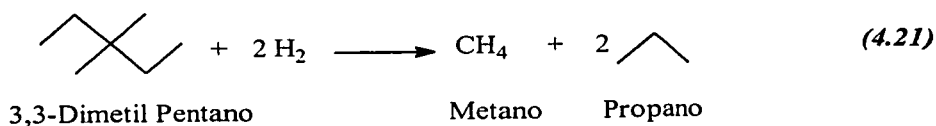
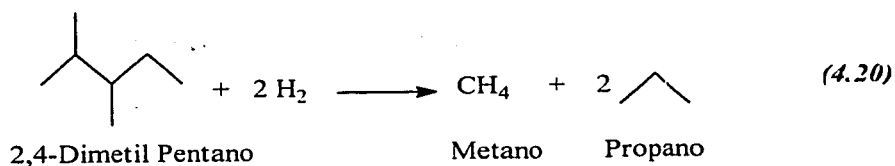
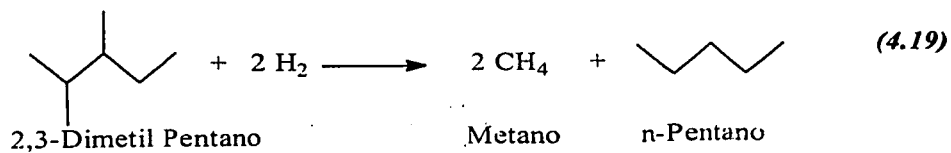
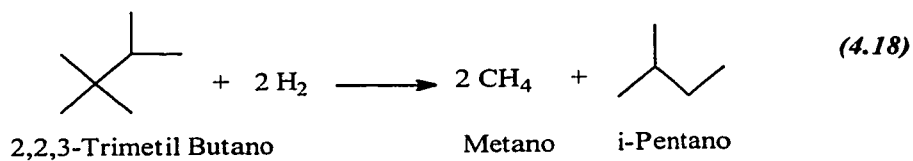
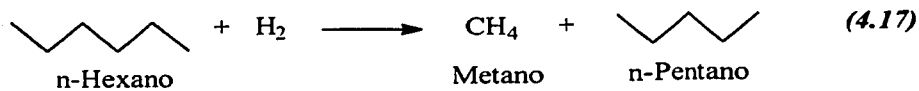
Lo anterior significa que de cada 100 lbmol de ligeros que se forma en el hidrocrqueo, 29 lbmol son de metano, mientras que 9.6 lbmol son de n-butano. Para cada reacción se determinó por prueba y error, la conversión de los compuestos pesados en ligeros que permitiera cumplir con las fracciones de ligeros presentados en la tabla anterior, y con el valor de  $0.03 \text{ lbmol ligeros/lbmol carga}$ , tomando en cuenta la cantidad y características estructurales propias de cada hidrocarburo pesado que reaccionaba. Es decir, a través de diversas pruebas y experimentos, se ha observado que en el proceso de hidrocrqueo, los hidrocarburos del mismo peso molecular que poseen mas ramificaciones en su estructura, presentan un mayor craqueo que aquellos que poseen una estructura más lineal. Y por otro lado, también se ha observado que los hidrocarburos de alto peso molecular de cadenas largas, son más susceptibles de sufrir craqueo a comparación de los hidrocarburos de bajo peso molecular con cadena corta. Con estas consideraciones se plantearon diferentes conversiones para cada hidrocarburo, a fin de encontrar aquellos valores de conversión que permitiesen obtener la cantidad y composición de ligeros ya presentados. Los hidrocarburos pesados que se consideraron que principalmente participaban en las reacciones de hidrocracking de la Gasolina de Pirólisis y las conversiones que se determinaron por prueba y error para cada uno de estos, se presentan en la tabla 4.20.

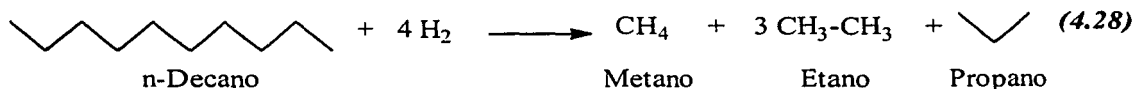
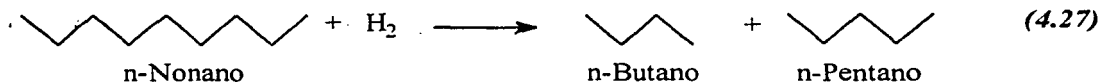
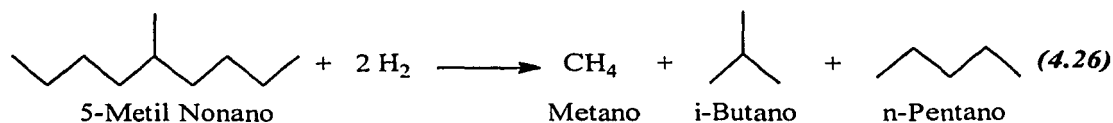
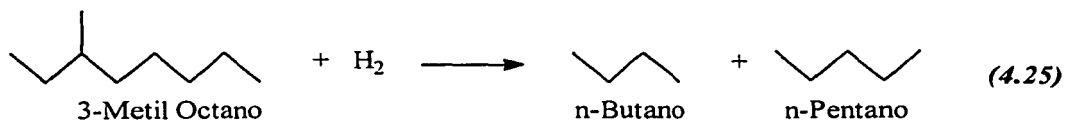
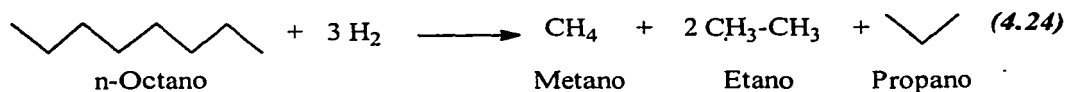
**Tabla 4.20 Conversiones estimadas de los hidrocarburos pesados en el hidro craqueo de la Gasolina de Pirólisis.**

<i>Compuesto</i>	<i>% Conversión Determinada</i>
2,2-Dimetil Butano	5.46
i-Hexano	13.73
3-Metil Pentano	14.01
n-Hexano	7.61
2,2,3-Trimetil Butano	5.46
3,3-Dimetil Pentano	5.46
2,3-Dimetil Pentano	17.48
2,4-Dimetil Pentano	14.01
2-Metil Hexano	13.73
n-Heptano	7.61
n-Octano	6.98
3-Metil Octano	12.60
n-Nonano	17.91
5-Metil Nonano	32.31
n-Decano	31.34

Como se ha mencionado, las reacciones del hidro craqueo son muchas y muy variadas, pero en el modelo planteado se consideraron solo 15 reacciones que representarían el mismo efecto que todas las reacciones del caso real. Las reacciones del modelo que se planteó son las siguientes:







Con este modelo de reacciones y con los flujos molares y conversiones de los hidrocarburos pesados que craquearon, se obtuvieron los flujos molares de los ligeros que se formaron; sumando dichos flujos de ligeros y dividiendo cada flujo entre la suma de ellos, se obtuvieron las fracciones que se presentan en la tabla 4.21, las cuales se compararon con los valores reales obtenidos en plantas pilotos.

**Tabla 4.21 Fracciones calculadas y reales de cada uno de los compuestos ligeros formados en el hidrocraqueo de la Gasolina de Pirólisis.**

<b>Compuesto</b>	<b>Fracción Calculada</b>	<b>Fracción Real</b>	<b>% de Error</b>
Metano	0.30	0.29	2.91
Etano	0.17	0.18	4.68
Propano	0.12	0.10	23.18
n-Butano	0.11	0.10	15.12
i-Butano	0.01	0.03	64.65
n-Pentano	0.28	0.27	2.29
i-Pentano	0.01	0.03	72.52

Como se observa el modelo planteado es satisfactorio para determinar la formación y cantidad de los principales compuestos ligeros (metano, etano, propano, n-butano y n-pentano), y es aceptable para el caso del i-butano e i-pentano, pues aunque el modelo plantea fracciones diferentes para estos compuestos que en el caso real, los flujos molares y fracciones que se obtienen de estos compuestos, son tan pequeños que carecen de importancia.

Los valores de conversión y las reacciones planteadas, se alimentaron como dato en la simulación del reactor de hidrodesulfuración para considerar el efecto de craqueo de los compuestos parafinicos de alto peso molecular, por altas temperaturas.

#### **4.6 LISTA Y PREDIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO.**

Una vez que se realizó el balance de masa y energía del proceso, se recabaron los datos de equipos y de diversas propiedades físicas de cada corriente calculadas por el simulador, para poder efectuar el predimensionamiento de los equipos involucrados en todo el proceso, necesario para determinar la inversión de dicho proceso.

En el caso de los cambiadores de calor, bombas, compresores, torres de destilación, y hornos, el predimensionamiento se obtuvo directamente del diseño preliminar que el simulador mostraba de estos equipos, mientras que para el caso del predimensionamiento de los reactores, tanques y aerofriadores, se efectuaron algunos cálculos adicionales (basados en las propiedades que el simulador proporcionó de cada corriente) para diseñar estos equipos.

A continuación en las tablas siguientes se presentan la lista y el predimensionamiento de los equipos de las tres partes del tratamiento de la Gasolina de Pirólisis (prefraccionamiento, hidrogenación - hidrosulfuración y fraccionamiento final), en las cuales se destacan los equipos que pertenecen al proceso de fraccionamiento del propileno en sus dos alternativas: caso de bomba de calor y caso de alta presión.

**Tabla 4.22 Hornos y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Carga Térmica (BTU/h)</i>
BA - 701	Calentador de la carga de H <sub>2</sub> al reactor de desulfuración	4.1343 * 1.2
BA - 702	Horno de la Torre desbutanizadora	4.7094 * 1.2

**Tabla 4.23 Torres de Destilación y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Diámetro (ft)</i>	<i>Longitud T-T (ft)</i>	<i>No. de Platos</i>
DA - 701	Torre Despropanizadora	1.5	108.5	42
DA - 702	Torre Desbutanizadora	1	124.5	44
DA - 705	Torre Desbutanizadora	3.5	89.5	38
DA - 706	Torre Desisohexanizadora	3	89.5	32
<i>Torre fraccionadora de propileno con bomba de calor</i>				
DA - 703	Torre Fraccionadora de propileno	3.5	223.5	96
<i>Torre fraccionadora de propileno a alta presión</i>				
DA - 704	Torre Fraccionadora de propileno	3.5	282	119

**Tabla 4.24 Reactores y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Diámetro (ft)</i>	<i>Longitud T-T (ft)</i>
DC - 701	Reactor de saturación de diolefinas	5	11.58
DC - 702	Reactor de Hidrogenación – Hidrodesulfuración	5	22.21

**Tabla 4.25 Cambiadores de Calor y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Carga Térmica (BTU/h)</i>	<i>Area (ft<sup>2</sup>)</i>
EA - 701	Condensador (Torre Despropanizadora)	1,212,153.77 * 1.2	1376.00
EA - 702	Rehervidor (Torre Despropanizadora)	1,279,564.83 * 1.2	97.58
EA - 703	Condensador (torre Desbutanizadora)	650,395.94 * 1.2	513.30
EA - 704	Rehervidor (Torre Desbutanizadora)	617,058.14 * 1.2	106.66
EA - 705	Enfriador de la mezcla de butanos	28,888.38 * 1.1	36.37
EA - 706	Enfriador de la gasolina estabilizada	95,630.00 * 1.1	13.85
EA - 716	Precalentador de carga de la Desbutanizadora	1,860,754.53 * 1.1	938.83
EA - 717	Condensador (Torre Desbutanizadora)	4,640,850.90 * 1.2	1,775.71
EA - 718	Condensador (Torre Desisohexanizadora)	3,360,541.90 * 1.2	1,547.98
EA - 719	Enfriador de la gasolina estabilizada	71,088.04 * 1.1	68.35
EA - 720	Enfriador de la corriente de C <sub>6</sub> +	490,043.07 * 1.1	138.32
EA - 721	Precalentador de la gasolina desdiolefinada	1,349,983.97 * 1.1	58.34
EA - 722	Precalentador de la corriente de H <sub>2</sub>	895,611.49 * 1.1	113.27
EA - 723	Evaporador de la mezcla gasolina – hidrógeno	946,387.98 * 1.1	232.10
EA - 724	Rehervidor Torre Desisohexanizadora	3,710,162.89 * 1.2	159.18

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Carga Térmica (BTU/h)</i>	<i>Area (ft<sup>2</sup>)</i>
<i>Cambiadores de la fraccionadora de propileno con bomba de calor</i>			
EA - 707	Condensador - rehervidor	5,050,671.14 * 1.2	2,452.94
EA - 708	Condensador auxiliar #1 (fracc. de propileno)	219,475.27 * 1.2	55.98
EA - 709	Condensador auxiliar #2 (fracc. de propileno)	297,603.92 * 1.2	174.58
EA - 710	Enfriador del propileno	18,732.83 * 1.1	38.91
EA - 711	Enfriador de la mezcla de propanos	5,961.78 * 1.1	11.93
<i>Cambiadores de la fraccionadora de propileno a alta presión</i>			
EA - 712	Condensador (fraccionadora de propileno)	4,983,631.22 * 1.2	4,279.19
EA - 713	Rehervidor (fraccionadora de propileno)	5,100,943.40 * 1.2	221.07
EA - 714	Enfriador del propileno	26,189.32 * 1.1	29.61
EA - 715	Enfriador de la mezcla de propanos	19,574.46 * 1.1	9.35

**Tabla 4.26 Aeroenfriadores y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Carga Térmica (BTU/h)</i>	<i>Area (ft<sup>2</sup>)</i>
EC - 701	Aeroenfriador de la gasolina desdielefinizada	2,077,248.63 * 1.1	8,784.57
EC - 702	Aeroenfriador de la gasolina desulfurada	2,935,950.53 * 1.1	2,930.56
EC - 703	Aeroenfriador de la carga al fraccionamiento final	2,098,539.06 * 1.1	7,618.13

**Tabla 4.27 Tanques y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Diámetro (ft)</i>	<i>Longitud T-T (ft)</i>
FA - 701	Acumulador de reflujo (Torre Despropanizadora)	2.5	6
FA - 702	Acumulador de reflujo (Torre Desbutanizadora)	2	6
FA - 706	Separador de gases amargos a baja presión	2.5	10
FA - 707	Acumulador de reflujo (Torre Desbutanizadora)	3	14
FA - 708	Acumulador de reflujo (Torre Desisohexanizadora)	3	8
FA - 709	Tanque de succión de la bomba GA-718	4	10
FA - 710	Tanque separador de gases	4	20
FA - 711	Tanque separador de incondensables	3.5	16
FA - 712	Tanque de succión del compresor	2.5	8
<i>Tanques de la fraccionadora de propileno con bomba de calor</i>			
FA - 703	Tanque de succión del compresor	2.5	8
FA - 704	Separador de incondensables	3.5	14
<i>Tanques de la fraccionadora de propileno a alta presión</i>			
FA - 705	Acumulador de reflujo	3.5	14



**Tabla 4.28 Bombas y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Flujo (gpm)</i>	<i>ΔP (psi)</i>
GA - 701 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Despropanizadora)	17.91 * 1.1	48
GA - 702 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desbutanizadora)	6.87 * 1.1	48
GA - 703 A/B	Bomba de producto (mezcla de butanos)	7.64 * 1.1	278.3
GA - 704 A/B	Bomba de producto (Gasolina de Pirólisis estabilizada)	3.68 * 1.1	96.7
GA - 712 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desbutanizadora)	87.97 * 1.1	55
GA - 713 A/B	Bomba de producto (Gas LP)	1.76 * 1.1	109.05
GA - 714 A/B	Bomba de Reboileo (Torre Desbutanizadora)	475.18 * 1.1	99.8
GA - 715 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desisohexanizadora)	44.28 * 1.1	50
GA - 716 A/B	Bomba de producto (gasolina estabilizada)	15.47 * 1.1	125.5
GA - 717 A/B	Bomba de Producto (corriente C <sub>6</sub> -)	22.83 * 1.1	94.6
GA - 718 A/B	Bomba de carga a la planta de Hidrotratamiento	37.18 * 1.1	704.1
GA - 719 A/B	Bomba de recirculación al reactor desdiolfinizador	243.45 * 1.1	58.45
GA - 720 A/B	Bomba de recirculación al reactor desulfurador	47.91 * 1.1	100.81
<i>Bombas de la fraccionadora de propileno con bomba de calor</i>			
GA - 705 A/B	Bomba de carga a la Fraccionadora de propileno	9.95 * 1.1	132.3
GA - 706 A/B	Bomba de producto (propileno)	8.76 * 1.1	63.7
GA - 707 A/B	Bomba de producto (mezcla de propanos)	2.74 * 1.1	144.9
<i>Bombas de la fraccionadora de propileno a alta presión</i>			
GA - 708 A/B	Bomba de carga a la Fraccionadora de propileno	9.95 * 1.1	218.3
GA - 709 A/B	Bomba de Reflujo (Fraccionadora de propileno)	160.44 * 1.1	48.304
GA - 710 A/B	Bomba de producto (propileno)	8.91 * 1.1	78.304
GA - 711 A/B	Bomba de producto (mezcla de propanos)	3.02 * 1.1	56.704

**Tabla 4.29 Compresores y dimensiones.**

<i>Clave</i>	<i>Equipo</i>	<i>Flujo (acfm)</i>	<i>ΔP (psi)</i>
GB - 702	Compresor centrífugo (planta Hidrotratadora)	107.60 * 1.1	219.71
<i>Compresor de la fraccionadora de propileno con bomba de calor</i>			
GB - 701	Compresor centrífugo (Fraccionadora de propileno)	373.94 * 1.1	135.3

## **CAPÍTULO V**

### ***EVALUACIÓN ECONÓMICA***

En este capítulo del estudio se presenta la inversión, los insumos y costos, el costo de producción y las ganancias finales que se obtienen en cada uno de los dos esquemas de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis que se han presentado: caso fraccionadora de propileno con bomba de calor y caso fraccionadora de propileno a alta presión.

#### **5.1 INVERSIÓN.**

Para determinar la inversión total requerida de cada uno de los dos esquemas de tratamiento de Gasolina de Pirólisis que se han presentado, se calculó primeramente para ambos esquemas, la inversión de capital fijo de manufactura (costos directos), es decir, el capital necesario para comprar e instalar todo el equipo de proceso y los auxiliares que éste requiere para su funcionamiento (tales como tubería, instrumentación, aislamiento, preparación de terreno, etc.).

Posteriormente, se determinó la inversión de capital fijo de no-manufactura (costos indirectos), es decir, el capital fijo requerido para la construcción de una planta el cual no está directamente relacionado con la operación del proceso (tales como gastos de supervisión y de ingeniería, costos de construcción, honorarios del contratista y contingencias). Con la suma de ambos tipos de costos (directos e indirectos), se obtiene como resultado el capital fijo de inversión, el cual a su vez es sumado con el capital de trabajo para así obtener la inversión total para ambos esquemas de procesamiento.

### **5.1.1 Costos directos.**

Para poder determinar el total de costos directos, en primer lugar se determinó el costo de cada uno de los equipos involucrados en ambos esquemas de procesamiento. Esto se logró a través del empleo de correlaciones matemáticas, que aparecen en<sup>2</sup>, las cuales permiten calcular el costo detallado de una gran variedad de equipos de proceso. Es importante señalar que todos los costos que se calcularon eran costos de equipo, a excepción del costo calculado para los hornos y calentadores a fuego directo, el cual era el costo del equipo ya instalado.

Los costos de equipo que se determinaron con estas ecuaciones eran costos de finales del año de 1985, por lo que tuvieron que ser actualizados a costos de finales del 2001. Dicha actualización se llevó a cabo a través del método de índices de costo; el índice de Enero de 1985 fue tomado del mismo libro en donde aparecían las correlaciones de los costos de los equipos antes mencionadas, mientras que el índice de Noviembre de 2001, fue tomado directamente de la revista<sup>3</sup>. Los índices que se emplearon para efectuar dicha actualización aparecen en la tabla 5.1.

**Tabla 5.1 Índices de actualización de costos empleados en este estudio.**

<i>Indice</i>	<i>Valor</i>
Octubre de 1985	347.5
Noviembre de 2001	433.8

<sup>2</sup> Walas, S. M., (1990) *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, E.U.A.: Butterworth – Heinemann.

<sup>3</sup> Chemical Engineering, (2002) "ECONOMIC INDICATOR, CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX", Chemical Engineering, Volumen 109, Número 3.

Cabe señalar que el índice de Noviembre del 2001 es un índice preliminar ya que en el momento en que se termino este estudio, aún no habían llegado a México los últimos números de la revista Chemical Engineering que contenían los valores de índice correspondientes a enero del 2002 o a un mes mas reciente. En la tabla 5.2, se presentan los costos de cada uno de los equipos de cada esquema de tratamiento; en el caso de los equipos que pertenecen a la fraccionadora propano propileno con bomba de calor, éstos serán identificados como equipos del “caso 1”, por lo que los equipos de la fraccionadora a alta presión se identificarán como “caso 2”.

**Tabla 5.2 Costos de los equipos de ambos esquemas de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.**

Clave	Descripción	Cant.	Costo (\$)	Costo Total (\$)
BA - 701	Calentador de H <sub>2</sub> al reactor de desulfuración	1	213,416.25	213,416.25
BA - 702	Horno rehervidor (Torre desbutanizadora final)	1	206,497.14	206,497.14
DA - 701	Torre Despropanizadora	1	86,122.80	86,122.80
DA - 702	Torre Desbutanizadora	1	56,794.38	56,794.38
DA - 705	Torre Desbutanizadora	1	228,647.88	228,647.88
DA - 706	Torre Desisohexanizadora	1	109,583.23	109,583.23
DA - 703	Torre Fraccionadora de propileno (caso1)	1	432,933.33	432,933.33
DA - 704	Torre Fraccionadora de propileno (caso 2)	1	583,155.82	583,155.82
DC - 701	Reactor de saturación de diolefinas	1	172,702.72	172,702.72
DC - 702	Reactor de Hidrogenación - Hidrodesulfuración	1	250,582.53	250,582.53
EA - 701	Condensador (Torre Despropanizadora)	1	22,724.77	22,724.77
EA - 702	Rehervidor (Torre Despropanizadora)	1	4,260.27	4,260.27
EA - 703	Condensador (torre Desbutanizadora)	1	10,912.46	10,912.46
EA - 704	Rehervidor (Torre Desbutanizadora)	1	4,438.86	4,438.86
EA - 705	Enfriador de la mezcla de butanos	1	2,900.76	2,900.76
EA - 706	Enfriador de la gasolina estabilizada	1	2,258.68	2,258.68
EA - 716	Precalentador de carga de la Desbutanizadora final	1	31,989.89	31,989.89
EA - 717	Condensador (Torre Desbutanizadora final)	1	53,317.36	53,317.36
EA - 718	Condensador (Torre Desisohexanizadora)	1	25,022.77	25,022.77
EA - 719	Enfriador de la gasolina estabilizada	1	3,653.53	3,653.53
EA - 720	Enfriador de la corriente de C <sub>6</sub> +	1	5,034.83	5,034.83
EA - 721	Precalentador de la gasolina desdiolefinizada	1	10,856.47	10,856.47
EA - 722	Precalentador de la corriente de H <sub>2</sub>	1	14,665.36	14,665.36
EA - 723	Evaporador de la mezcla gasolina - hidrógeno	1	21,664.98	21,664.98
EA - 724	Rehervidor Torre Desisohexanizadora	1	17,498.88	17,498.88
EA - 707	Condensador - rehervidor (caso 1)	1	37,122.15	37,122.15

<i>Clave</i>	<i>Descripción</i>	<i>Cant.</i>	<i>Costo (\$)</i>	<i>Costo Total (\$)</i>
EA - 708	Condensador auxiliar #1 (caso 1)	1	4,552.37	4,552.37
EA - 709	Condensador auxiliar #2 (caso 1)	1	7,683.51	7,683.51
EA - 710	Enfriador del propileno (caso 1)	1	3,993.53	3,993.53
EA - 711	Enfriador de la mezcla de propanos (caso 1)	1	2,946.15	2,946.15
EA - 712	Condensador (caso 2)	1	84,700.40	84,700.40
EA - 713	Rehervidor (caso 2)	1	8,752.69	8,752.69
EA - 714	Enfriador del propileno (caso 2)	1	3,661.45	3,661.45
EA - 715	Enfriador de la mezcla de propanos (caso 2)	1	2,831.51	2,831.51
EC - 701	Aeroenfriador de la gasolina desdielefinizada	1	1,154.38	1,154.38
EC - 702	Aeroenfriador de la gasolina desulfurada	1	744.12	744.12
EC - 703	Aeroenfriador de la carga al fraccionamiento final	1	1,090.43	1,090.43
FA - 701	Acumulador de reflujo (Torre Despropanizadora)	1	16,988.77	16,988.77
FA - 702	Acumulador de reflujo (Torre Desbutanizadora)	1	14,617.74	14,617.74
FA - 706	Separador de gases amargos a baja presión	1	23,293.76	23,293.76
FA - 707	Acumulador de reflujo (Torre Desbutanizadora)	1	30,273.44	30,273.44
FA - 708	Acumulador de reflujo (Torre Desisohexanizadora)	1	17,624.69	17,624.69
FA - 709	Tanque de succión de la bomba GA-718	1	27,445.68	27,445.68
FA - 710	Tanque separador de gases	1	78,717.89	78,717.89
FA - 711	Tanque separador de incondensables	1	19,603.91	19,603.91
FA - 712	Tanque de succión del compresor GB-702	1	14,593.00	14,593.00
FA - 703	Tanque de succión del compresor GB-701 (caso 1)	1	13,057.53	13,057.53
FA - 704	Separador de incondensables (caso 1)	1	37,962.28	37,962.28
FA - 705	Acumulador de reflujo (caso 2)	1	37,962.28	37,962.28
GA - 701 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Despropanizadora)	2	7,061.87	14,123.74
GA - 702 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desbutanizadora)	2	11,183.35	22,366.69
GA - 703 A/B	Bomba de producto (mezcla de butanos)	2	52,323.73	104,647.46
GA - 704 A/B	Bomba de producto (Gasol. de Pir. estabilizada)	2	12,670.95	25,341.89
GA - 712 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desbutanizadora)	2	9,564.33	19,128.66
GA - 713 A/B	Bomba de producto (Gas LP)	2	15,339.83	30,679.66
GA - 714 A/B	Bomba de Reboileo (Torre Desbutanizadora)	2	16,682.40	33,364.80
GA - 715 A/B	Bomba de Reflujo (Torre Desisohexanizadora)	2	6,160.75	12,321.50
GA - 716 A/B	Bomba de producto (gasolina estabilizada)	2	9,657.17	19,314.34
GA - 717 A/B	Bomba de Producto (corriente C <sub>6</sub> -)	2	9,475.34	18,950.68
GA - 718 A/B	Bomba de carga a la planta Hidrotratadora	2	48,292.94	96,585.89
GA - 719 A/B	Bomba de la gasolina de apagado (reactor 1)	2	7,675.12	15,350.24
GA - 720 A/B	Bomba de la gasolina de apagado (reactor 2)	2	9,485.95	18,971.91
GA - 705 A/B	Bomba de carga a la Fraccionadora (caso 1)	2	9,755.28	19,510.56
GA - 706 A/B	Bomba de producto (propileno) caso 1	2	10,335.39	20,670.78
GA - 707 A/B	Bomba de producto (mezcla de propanos) caso 1	2	313,570.71	627,141.43
GA - 708 A/B	Bomba de carga a la Fraccionadora (caso 2)	2	7,099.21	14,198.42
GA - 709 A/B	Bomba de Reflujo (caso 2)	2	10,308.10	20,616.19
GA - 710 A/B	Bomba de producto (propileno) caso 2	2	10,083.66	20,167.33
GA - 711 A/B	Bomba de producto (mezcla de propanos) caso 2	2	13,539.29	27,078.59
GB - 702	Compresor centrifugo (planta Hidrotratadora)	1	193,745.65	193,745.65
GB - 701	Compresor centrifugo (caso 1)	1	283,874.40	283,874.40

Una vez que se calculó y actualizó cada uno de los costos de los equipos, se determinaron, como un porcentaje del costo total de los equipos, los costos de los auxiliares del equipo de proceso, los cuales son: instalación, aislamiento, instrumentación y control, tubería, equipo eléctrico y materiales, edificios con servicios, mejoras de terreno y servicios de planta; tales porcentajes fueron tomados de los rangos de valores recomendados para un proceso que maneja fluidos (como es el caso de este estudio), presentados en<sup>4</sup>. En la tabla 5.3 se muestran los porcentajes del costo total de equipo que se consideraron para determinar los costos de los auxiliares del equipo de proceso.

**Tabla 5.3 Porcentajes del costo total de los equipos de cada costo auxiliar considerado.**

<i>Costo</i>	<i>Porcentaje del Costo Total de Equipo</i>
Instalación	25 %
Aislamiento	8.2 %
Instrumentación y Control	10 %
Tubería	53 %
Equipo eléctrico y materiales	12.5 %
Edificios con servicios	8.5 %
Mejoras de Terreno	10 %
Servicios de planta	32 %

### **5.1.2 Costos Indirectos.**

Los costos indirectos de cada esquema de tratamiento, fueron calculados de manera similar a la que fueron calculados los costos directos, es decir a través de un porcentaje de los costos totales directos de cada esquema. Tales porcentajes fueron tomados de la misma fuente que los porcentajes anteriores y son los que se presentan en la tabla 5.4.

<sup>4</sup> Peters, M. S., Timmerhaus K. D., (1991) *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, E.U.A. : McGraw-Hill.

**Tabla 5.4 Porcentajes considerados en la determinación de los costos indirectos.**

<b>Costo</b>	<b>Porcentaje</b>
Ingeniería y Supervisión	8 % de costos directos ( A )
Gastos de Construcción	10 % de costos directos ( B )
Honorarios del Contratista	4 % de costos directos ( C )
Contingencias	8 % de costos directos+A+B+C

### **5.1.3 Inversión Total.**

Finalmente para cada esquema, con la suma del total de los costos directos e indirectos calculados, se obtuvo el capital fijo de inversión, al cual se le suma el capital de trabajo para obtener la inversión total de cada esquema. Cabe mencionar que el capital de trabajo, el cual está conformado por las materias primas y productos terminados en almacén, las cuentas por cobrar, el efectivo en caja, las cuentas por pagar y los impuestos por pagar, fue estimado como un 15 % del capital fijo de inversión.

En las tablas 5.5, 5.6, 5.7 y 5.8 se muestra detalle cada uno de los valores de los rubros que conforman el estimado de la inversión total.

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.  
CAPACIDAD: 1800 bpd

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotratamiento de la Gasolina de Prólisis  
ALTERNATIVA: Caso fraccionadora de propileno con Bomba de Calor

TABLA: 5.5  
INVERSIÓN (Dólares)

CLAVE	EQUIPO DE PROCESO	COSTO EQUIPO	INSTALACIÓN	AISLAMIENTO	INSTRUMENTACIÓN	TUBERÍA	ELÉCTRICOS	EDIFICIOS	M. TERRENO	SERVICIOS
BA	Hornos (*)	419,913.39	-	34,432.90	41,991.34	222,554.10	52,489.17	35,692.64	41,991.34	134,372.29
DA	Torres	914,081.62	228,520.40	74,954.69	91,408.16	484,463.26	114,260.20	77,696.94	91,408.16	292,506.12
DC	Reactores	423,285.25	105,821.31	34,709.39	42,328.52	224,341.18	52,910.66	35,979.25	42,328.52	135,451.28
EA	Cambiadores de Calor	287,497.58	71,874.39	23,574.80	28,749.76	152,373.72	35,937.20	24,437.29	28,749.76	91,999.22
EC	Aerofriadores	2,988.93	747.23	245.09	298.89	1,584.13	373.62	254.06	298.89	956.46
FA	Tanques	294,178.59	73,544.67	24,122.65	29,417.87	155,914.71	36,772.34	25,005.19	29,417.87	94,137.18
GA	Bombas	1,098,470.23	274,617.56	90,074.56	109,847.02	582,189.22	137,308.78	93,369.97	109,847.02	351,510.47
GB	Compresores	477,620.05	119,405.01	39,164.84	47,762.01	253,138.63	59,702.51	40,597.70	47,762.01	152,838.42
	<b>TOTAL</b>	<b>3,918,035.73</b>	<b>874,530.59</b>	<b>321,278.93</b>	<b>391,803.57</b>	<b>2,076,558.94</b>	<b>489,754.47</b>	<b>333,033.04</b>	<b>391,803.57</b>	<b>1,253,771.43</b>

CLAVE	EQUIPO DE PROCESO	COSTOS DIRECTOS
BA	Hornos	983,437.16
DA	Torres	2,369,299.55
DC	Reactores	1,097,155.36
EA	Cambiadores de Calor	745,193.72
EC	Aerofriadores	7,747.31
FA	Tanques	762,511.18
GA	Bombas	2,847,234.83
GB	Compresores	1,237,991.17
	<b>TOTAL DIRECTOS</b>	<b>10,050,570.27</b>
	ING. Y SUP.	804,045.62
	CONSTRUCCIÓN	1,005,057.03
	HONOR. CONTRAT.	402,022.81
	CONTINGENCIA	980,935.66
	<b>TOTAL INDIRECTOS</b>	<b>3,192,061.12</b>
	INVERSIÓN	13,242,631.39
	CAP. DE TRABAJO	1,986,394.71
	<b>INVERSIÓN TOTAL</b>	<b>15,229,026.10</b>

\* Costo de los hornos ya instalados



LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.  
CAPACIDAD: 1800 bpd

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotratamiento de la Gasolina de Prolisis  
ALTERNATIVA: Caso fraccionadora de propileno a alta presión.

TABLA: 5.6  
INVERSIÓN (Dólares)

EQUIPO DE PROCESO	COSTO EQUIPO	INSTALACIÓN	AISLAMIENTO	INSTRUMENTACIÓN	TUBERÍA	ELÉCTRICOS	EDIFICIOS	M. TERRENO	SERVICIOS
CLAVE Hornos (*)	419,913.39	-	34,432.90	41,991.34	222,554.10	52,489.17	35,692.64	41,991.34	134,372.29
BA Torres	1,064,304.11	266,076.03	87,272.94	106,430.41	564,081.18	133,038.01	90,465.85	106,430.41	340,577.32
DA Reactores	423,285.25	105,821.31	34,709.39	42,328.52	224,341.18	52,910.66	35,979.25	42,328.52	135,451.28
DC Cambiadores de Calor	331,145.91	82,786.48	27,153.96	33,114.59	175,507.33	41,393.24	28,147.40	33,114.59	105,966.69
EA Acroenfriadores	2,988.93	747.23	245.09	298.89	1,584.13	373.62	254.06	298.89	956.46
EC Tanques	281,121.16	70,280.29	23,051.94	28,112.12	148,994.21	35,140.14	23,895.30	28,112.12	89,958.77
FA Bombas	513,207.99	128,302.00	42,083.05	51,320.80	272,000.23	64,151.00	43,622.68	51,320.80	164,226.56
GA Compresores	193,745.65	48,436.41	15,887.14	19,374.57	102,685.20	24,218.21	16,468.38	19,374.57	61,998.61
GB TOTAL	3,229,712.39	702,449.75	264,836.42	322,971.24	1,711,747.57	403,714.05	274,525.55	322,971.24	1,033,507.96

EQUIPO DE PROCESO	COSTOS DIRECTOS
CLAVE Hornos	983,437.16
BA Torres	2,758,676.26
DA Reactores	1,097,155.36
DC Cambiadores de Calor	858,330.20
EA Acroenfriadores	7,747.31
EC Tanques	728,666.05
FA Bombas	1,330,235.10
GA Compresores	502,188.73
GB TOTAL	8,266,436.16

\* Costo de los hornos ya instalados

ING. Y SUP.	661,314.89
CONSTRUCCIÓN	826,643.62
HONOR. CONTRAT.	330,657.45
CONTINGENCIA	806,804.17
TOTAL INDIRECTOS	2,625,420.13

INVERSIÓN	10,891,856.29
CAP. DE TRABAJO	1,633,778.44

INVERSIÓN TOTAL 12,525,634.73

*PLANTA:* Prefraccionamiento e Hidrotratamiento de la Gasolina de Pirólisis  
*ALTERNATIVA:* Caso fraccionadora de propileno con Bomba de Calor.  
*LOC.:* Pajaritos - La Cangrejera, Ver.  
*CAPACIDAD:* 1800 bpd  
*INVERSIÓN (USD)*

*TABLA: 5.7*

<b>DESCRIPCIÓN</b>	<b>ESTIMADO DE COSTO</b>
Equipo Instalado	4,792,566.32
<i>MATERIALES</i>	
Aislamiento	321,278.93
Instrumentación	391,803.57
Tubería	2,076,558.94
Eléctrico	489,754.47
Edificios	333,033.04
Mejoras de Terreno	391,803.57
Servicios	1,253,771.43
<i>ING. Y SUP.</i>	804,045.62
<i>CONSTRUCCIÓN</i>	1,005,057.03
<i>HONOR. CONTRAT.</i>	402,022.81
<i>CONTINGENCIA</i>	980,935.66
<i>INVERSIÓN</i>	13,242,631.39
<i>CAP. DE TRABAJO</i>	1,986,394.71
<b>TOTAL</b>	<b>15,229,026.10</b>

*PLANTA:* Prefraccionamiento e Hidrotratamiento de la Gasolina de Pirólisis  
*ALTERNATIVA:* Caso fraccionadora de propileno a alta presión.

*LOC.:* Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

*CAPACIDAD:* 1800 bpd

*TABLA:* 5.8

*INVERSIÓN (USD)*

<b>DESCRIPCIÓN</b>	<b>ESTIMADO DE COSTO</b>
Equipo Instalado	3,932,162.14
<i>MATERIALES</i>	
Aislamiento	264,836.42
Instrumentación	322,971.24
Tubería	1,711,747.57
Eléctrico	403,714.05
Edificios	274,525.55
Mejoras de Terreno	322,971.24
Servicios	1,033,507.96
<i>ING. Y SUP.</i>	661,314.89
<i>CONSTRUCCIÓN</i>	826,643.62
<i>HONOR. CONTRAT.</i>	806,804.17
<i>CONTINGENCIA</i>	2,625,420.13
<i>INVERSIÓN</i>	10,891,856.29
<i>CAP. DE TRABAJO</i>	1,633,778.44
<b>TOTAL</b>	<b>12,525,634.73</b>

## **5.2 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.**

El costo Total de Producción fue determinado con la suma de los costos de Manufactura y los Gastos Generales de esquema. Los costos de Manufactura son todos aquellos costos relacionados directamente con la operación o con los equipos del proceso, mientras que los gastos generales son aquellos gastos que no tienen que ver con la operación, como los gastos administrativos, de distribución y de ventas. A continuación se detallará más, como es que se determinaron tanto los costos de manufactura como los gastos generales. Cabe mencionar que este estudio económico se efectuó bajo una base anual y para un horizonte de planeación de 10 años

### ***5.2.1 Costos de manufactura.***

Dentro de esta clasificación de costos, se encuentran los costos directos de producción, los cargos fijos, y costos generales de planta. Los costos directos de producción están conformados por los costos de los siguientes rubros: materias primas, mano de obra, servicios auxiliares, mantenimiento y reparación, apoyos a la reparación, cargos por laboratorio, patentes y catalizadores.

Para poder determinar los costos de materias primas, catalizadores y servicios auxiliares de ambos esquemas de tratamiento, fue necesario determinar el consumo y precio de éstos. Los consumos de materias primas y servicios auxiliares se determinaron con los resultados del balance de masa y energía que se efectuó en el simulador, mientras que el consumo de catalizador se determinó con datos específicos de los reactores de hidrogenación e

hidrodesulfuración, como se detalla en sección 5.2.1.1. Los precios de las materias primas, catalizadores y servicios fueron tomados de otros estudios de procesos similares que se han realizado en el I.M.P. En las tablas 5.9 y 5.10, se muestran los consumos de materias primas, catalizadores y servicios que se calcularon para cada esquema de tratamiento. En estas tablas también se muestran la cantidad, precios e insumos que se obtienen por la venta de cada uno de los productos que se generan en ambos esquemas tratamiento.

Para calcular los costos por mano de obra (mano de obra y supervisión directa del proceso), se consideraron los costos unitarios y cantidades personal de operación que aparecen en la tabla 5.11. Los costos unitarios y cantidades de personal anteriores fueron estimados a partir de una planta de tamaño y funcionamiento semejante a la de los esquemas de tratamiento de este estudio. Cabe mencionar que para ambos esquemas de tratamiento, se consideraron los mismos costos de mano de obra.

**Tabla 5.11 Costos por Mano de obra directa.**

<i>Cantidad</i>	<i>Categoría</i>	<i>Costo Unitario (USD/año)</i>	<i>Total (USD/año)</i>
1	Encargado "A" de plantas	27,367.26	27,367.26
3.5	Operador especialista de plantas	13,398.41	46,894.42
1	Laboratorista	9,992.48	9,992.48
3.5	Operador de 2a. Plantas	9,641.86	33,746.50
3.5	Obrero general	7,426.59	25,993.06
<b>Total (USD/año)</b>			<b>143,993.72</b>

**Tabla 5.12 Costos por Supervisión directa.**

<i>Cantidad</i>	<i>Categoría</i>	<i>Costo Unitario (USD/año)</i>	<i>Total (USD/año)</i>
0.25	Jefe de sector mantenimiento	33,365.79	8,341.45
0.25	Ing. de mantenimiento mecánico	27,367.27	6,841.82
0.25	Ing. de mantenimiento eléctrico	27,367.27	6,841.82
0.25	Ing. de proceso	27,367.27	6,841.82
<b>Total (USD/año)</b>			<b>28,866.90</b>

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotatamiento de la Gasolina de Pirólisis  
ESQUEMA: Caso fraccionadora de propileno con Bomba de Calor

TABLA: 5.9

INSUMOS Y CONSUMOS

CONCEPTO	CONSUMO	PRECIO UNITARIO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
<b>MATERIA PRIMA</b>												
Hidrógeno (99%)	1,089.51 ton/a	900 USD/ton	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55
Gasolina Pirólisis Paj	237,093.24 bbl/a	24.98 USD/bbl	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16
Gasolina Pirólisis Cang	24,102.73 ton/a	130 USD/ton	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78
Gasolina Pirólisis Mor	24,102.73 ton/a	130 USD/ton	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78
<b>TOTAL</b>			<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>
<b>CATALIZADORES</b>												
Criterion 204	13,365.39 lb/a	18 USD/lb	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06
Criterion 444	8,767.53 lb/a	5.00 USD/lb	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67
<b>TOTAL</b>			<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>												
Electricidad	4,110,536.32 KwH/a	0.0586 USD/Kwh	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43	240,877.43
Agua de enfriamiento	1,678,476.58 m <sup>3</sup> /a	0.02986 USD/m <sup>3</sup>	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31	50,119.31
Gas Combustible	84,374.05 MMBTU	2.2758 USD/MMBTU	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46
Vapor de baja P.	7,507.29 Ton/a	6.92 USD/Ton	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45	51,950.45
<b>TOTAL</b>			<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>	<b>534,965.64</b>
<b>PRODUCTOS</b>												
Propileno Grado Químico (96%)	16,640,101.76 lb/a	0.155 USD/lb	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77	2,579,215.77
Propano	2,348.79 ton/a	237.53 USD/ton	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57	557,907.57
Butanos	8,099.75 ton/a	424.1 USD/ton	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60
Gas LPG	19,944.60 bbl/a	16.47 USD/bbl	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63
Mezcla de C's y i-C's	171,085.40 bbl/a	23.64 USD/bbl	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15
Mezcla de HC a reformación	31,496.11 ton/a	442.57 USD/ton	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90
<b>TOTAL</b>			<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>	<b>24,884,912.63</b>

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotatamiento de la Gasolina de Pirólisis  
ALTERNATIVA: Caso fraccionadora de propileno a alta presión

TABLA: 5.10

INSUMOS Y CONSUMOS

CONCEPTO	CONSUMO	PRECIO UNITARIO	AÑO									
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>MATERIA PRIMA</b>												
Hidrógeno (99%)	1,089.51 ton/a	900 USD/ton	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55	980,554.55
Gasolina Pirólisis Paj	237,093.24 bbl/a	24.98 USD/bbl	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16	5,922,589.16
Gasolina Pirólisis Cang	24,102.73 ton/a	130 USD/ton	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78
Gasolina Pirólisis Mor	24,102.73 ton/a	130 USD/ton	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78	3,133,354.78
<b>TOTAL</b>			<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>	<b>13,169,853.28</b>
<b>CATALIZADORES</b>												
Criterion 204	13,365.39 lb/a	18 USD/lb	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06	240,577.06
Criterion 444	8,767.53 lb/a	5 USD/lb	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67	43,837.67
<b>TOTAL</b>			<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>	<b>284,414.73</b>
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>												
Electricidad	2,397,812.85 KwH/a	0.0586 USD/Kwh	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83	140,511.83
Agua de enfriamiento	2,582,757.21 m <sup>3</sup> /a	0.02986 USD/m <sup>3</sup>	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13	77,121.13
Gas Combustible	84,374.05 MMBTU	2.2758 USD/MMBTU	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46	192,018.46
Vapor de baja P.	880,283.81 Ton/a	6.92 USD/Ton	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94	6,091,563.94
<b>TOTAL</b>			<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>	<b>6,501,215.37</b>
<b>PRODUCTOS</b>												
Propileno Grado Químico (96%)	16,639,713.05 lb/a	0.155 USD/lb	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52	2,579,155.52
Propano	2,348.95 ton/a	237.53 USD/ton	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74	557,945.74
Butanos	8,099.75 ton/a	424.1 USD/ton	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60	3,435,104.60
Gas LPG	19,944.60 bbl/a	16.47 USD/bbl	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63	328,487.63
Mezcla de C's y i-C's	171,085.40 bbl/a	23.421 USD/bbl	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15	4,044,818.15
Mezcla de HC a reformación	31,496.11 ton/a	442.575 USD/ton	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90	13,939,378.90
<b>TOTAL</b>			<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>	<b>24,884,890.55</b>

El costo de mantenimiento y reparación se calculó como un 6 % de la inversión total de cada esquema; los costos por apoyo de operación se calcularon como un 15% de los costos de mantenimiento y reparación. Los cargos por laboratorio se estimaron como el 10% de los costos por trabajo de operación, y finalmente los costos por patentes se calcularon considerando que, en una planta semejante a la de este estudio, se paga alrededor de 0.05 USD/bbl de carga procesada.

Los cargos fijos están conformados por aquellos gastos que permanecen constantes en el tiempo y que no varían con cambios en la producción. Dentro de estos cargos se encuentran la depreciación y los seguros. Para este estudio se consideró una razón de depreciación anual para equipo y maquinaria del 10% de la inversión de capital fijo, y de un 3% de su costo inicial para edificios; en cambio, los seguros se estimaron como el 1% de la inversión de capital fijo.

Dentro de los costos generales de planta, están contemplados los costos por comunicación y transportación intercomplejos, protección de la planta, alumbramiento, etc. Estos costos están calculados como el 50% de los costos de mano de obra, supervisión y mantenimiento del proceso.

#### **5.2.1.1 Determinación del consumo de catalizadores.**

Para determinar el consumo de catalizador, era necesario conocer el espacio velocidad recomendado para cada reactor del proceso así como también el flujo estándar de la carga a la planta de hidrot ratamiento (253.24 scfh). De acuerdo con datos de la literatura, se



consideró que el reactor de saturación de diolefinas opera con un espacio velocidad de 2  $\text{ft}^3_{\text{carga}}/\text{ft}^3_{\text{catalizador}}$ , y que el reactor de hidrodesulfuración lo hace con un espacio velocidad de 3  $\text{ft}^3_{\text{carga}}/\text{ft}^3_{\text{catalizador}}$ . El catalizador considerado para el primer reactor fue el catalizador de la marca CRITERION #204 (específico para la saturación de diolefinas); para el segundo reactor se consideró al catalizador de la misma marca #444 (específico para desulfuración moderada); las propiedades (como la densidad) y las características (como el tamaño y forma de partícula) de estos catalizadores aparecen en el anexo A de este estudio.

Con los datos antes presentados y considerando que se efectúan 2 cargas de catalizador en cada reactor por año (mas un 10% de pérdidas), se determinó el consumo anual de catalizadores.

### ***5.2.2 Gastos Generales.***

Por las características de este estudio, como gastos generales se consideraron solamente a los gastos administrativos y los gastos por investigación y desarrollo (al no tenerse gastos de marketing por el tipo de productos de este proceso). Los gastos administrativos se calcularon como el 25% del costo de mano de obra directa, mientras que los gastos por investigación y desarrollo se estimaron como el 2% de cada dólar obtenido en las ventas.

El Estado Proforma de los Costos de Producción anuales de cada esquema de tratamiento, se presentan en las tablas 5.13 y 5.14.

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotamiento de la Gasolina de Pirólisis  
 ESQUEMA: Caso fraccionadora de propileno con Bomba de Calor

TABLA: 5.13

ESTADO PROFORMA DE LOS COSTOS ANUALES  
 (USD)

CONCEPTO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Materia Prima	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28
Mano de Obra directa	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72
Supervisión Directa	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90
Servicios Auxiliares	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64	534,965.64
Mantenimiento y Reparación	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88	794,557.88
Apoyos a la Operación	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68	119,183.68
Cargos por Laboratorio	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37
Patentes	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54
Catalizadores	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73
<b>TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>	<b>15,121,300.74</b>
Depreciación	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13
Seguros	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31	132,426.31
<b>TOTAL DE CARGOS FIJOS</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>	<b>1,466,680.44</b>
<b>COSTOS GENERALES DE PLANTA</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>	<b>483,709.25</b>
<b>TOTAL DE COSTOS DE MANUFACTURA</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>	<b>17,071,690.43</b>
Gastos Administrativos	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43
G. Investigación y Desarrollo	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25	497,698.25
<b>TOTAL DE GASTOS GENERALES</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>	<b>533,696.68</b>
<b>COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>	<b>17,605,387.12</b>

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotratamiento de la Gasolina de Pirólisis  
ESQUEMA: Caso fraccionadora de propileno a alta presión.

TABLA: 5.14

ESTADO PROFORMA DE LOS COSTOS ANUALES  
(USD)

CONCEPTO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Materia Prima	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28	13,169,853.28
Trabajo de Operación	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72	143,993.72
Supervisión Directa	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90	28,866.90
Servicios Auxiliares	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37	6,501,215.37
Mantenimiento y Reparación	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38	653,511.38
Apoyos a la Operación	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71	98,026.71
Cargos por Laboratorio	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37	14,399.37
Patentes	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54	31,065.54
Catalizadores	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73	284,414.73
TOTAL COSTOS DIRECTOS	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98	20,925,346.98
Depreciación	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40
Seguros	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56	108,918.56
TOTAL DE CARGOS FIJOS	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96	1,206,339.96
COSTOS GENERALES DE PLANTA	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00	413,186.00
TOTAL DE COSTOS DE MANUFACTURA	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94	22,544,872.94
Costos Administrativos	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43	35,998.43
C. Investigación y Desarrollo	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81	497,697.81
TOTAL DE GASTOS GENERALES	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24	533,696.24
COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18	23,078,569.18

### **5.3 UTILIDAD NETA.**

Los insumos totales ó ventas brutas totales, menos los impuestos sobre ventas dan origen a las ventas netas del proceso (para este estudio no se consideraron impuestos sobre ventas). A su vez, estas ventas menos el total de costos de manufactura y el total de gastos generales mas la depreciación, generan la utilidad bruta. A esta utilidad se le descuenta un 2% por impuestos, un 35 % por concepto de Impuesto Sobre la Renta (I.S.R.) y un 10 % por reparto de utilidades para de esta manera, obtener finalmente la utilidad neta de cada esquema de tratamiento. En las tablas 5.15 y 5.16, se presentan los Estados Proforma de Resultados de cada esquema. Cabe señalar que los porcentajes que se presentaron para calcular el costo de producción, fueron obtenidos de los rangos que se proporcionan en <sup>4</sup>.

#### **5.3.1 Evaluación económica del mejor esquema de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.**

Para determinar cual de los dos esquemas de tratamiento antes planteados es la mejor opción para tratar la Gasolina de Pirólisis, se utilizaron dos de los métodos de evaluación económica más usados y precisos en la elección de proyectos: la tasa interna de retorno (TIR) y el valor presente neto (VPN).

Cabe señalar que para efectuar esta evaluación, se consideró que todos los flujos de efectivo utilizados eran constantes a lo largo del horizonte de planeación y que, para calcular el VPN de cada esquema, se considero un costo de oportunidad de 8.12%, que era

---

<sup>4</sup> Peters, M. S., Timmerhaus K. D., (1991) *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, E.U.A. : McGraw-Hill.

la tasa de interés de los CETES a 364 días, del día 11 de Junio de 2002. Para cada esquema se calculo la TIR y el VPN, y los resultados de esta evaluación se presentan en las tablas 5.15 y 5.16.

### ***5.3.2 Análisis de Sensibilidad.***

Con el fin de tener mayores herramientas para la toma de decisiones, se procedió a realizar un análisis de sensibilidad con la manipulación de las variables que aparecen en la tabla 5.17.

***Tabla 5.17 Variables del análisis de sensibilidad.***

<b><i>Variable</i></b>	<b><i>Variación</i></b>
Inversión	+ 30 a -30 %
Costo de Materias Primas	+ 30 a -30 %
Costo de Productos	+ 30 a -30 %

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotamiento de la Gasolina de Pirólisis  
 ESQUEMA: Caso fraccionadora de propileno con Bomba de Calor

TABLA: 5.15

ESTADO PROFORMA DE RESULTADOS  
 (USD)

CONCEPTO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ventas Brutas	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63
Impuestos sobre Ventas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ventas Netas	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63	24,884,912.63
Total Costos de Manufactura	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )	( 17,071,690.43 )
Total Gastos Generales	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )	( 533,696.68 )
Depreciación	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13	1,334,254.13
Utilidad Bruta	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64	8,613,779.64
Impuestos	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63	264,852.63
I.S.R.	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88	3,014,822.88
Reparto de Utilidades	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96	861,377.96
<b>UTILIDAD NETA</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>	<b>4,472,726.18</b>
<b>TASA INTERNA DE RETORNO</b>	<b>26.59%</b>									
Costo de Capital (CETES 364 días)	8.12%									
<b>VALOR PRESENTE NETO</b>	<b>14,621,562.50</b>									

LOC.: Pajaritos - La Cangrejera, Ver.

PLANTA: Prefraccionamiento e Hidrotatamiento de la Gasolina de Pirólisis  
ESQUEMA: Caso fraccionadora de propileno a alta presión.

TABLA: 5.16

ESTADO PROFORMA DE RESULTADOS  
(USD)

CONCEPTO	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ventas Brutas	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55
Impuestos sobre Ventas	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ventas Netas	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55	24,884,890.55
Total Costos de Manufactura	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )	( 22,544,872.94 )
Total Gastos Generales	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )	( 533,696.24 )
Depreciación	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40	1,097,421.40
Utilidad Bruta	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77	2,903,742.77
Impuestos	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13	217,837.13
I.S.R.	,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97	1,016,309.97
Reparto de Utilidades	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28	290,374.28
<b>UTILIDAD NETA</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>	<b>1,379,221.40</b>
<b>TASA INTERNA DE RETORNO</b>	<b>1.79%</b>									
Costo de Capital (CETES 364 días)	8.12%									
<b>VALOR PRESENTE NETO</b>	<b>-3,071,430.00</b>									

## 5.4 RESULTADOS.

De acuerdo con las tablas presentadas en el estudio económico, se presentan los siguientes resultados de la evaluación económica de los dos posibles esquemas de tratamiento de la Gasolina de Pirólisis.

*Tabla 5.18 Inversión de cada esquema.*

<i>Esquema de Tratamiento</i>	<i>Inversión (USD)</i>
Caso "Fraccionadora de propileno con bomba de calor"	15,229,026.10
Caso "Fraccionadora de propileno a alta presión"	12,525,634.73

*Tabla 5.19 Costo total de Producción de cada esquema.*

<i>Esquema de Tratamiento</i>	<i>Costo Total de Producción (USD)</i>
Caso "Fraccionadora de propileno con bomba de calor"	17,605,387.12
Caso "Fraccionadora de propileno a alta presión"	23,078,569.18

*Tabla 5.20 Tasa Interna de Recuperación y Valor Presente Neto de cada esquema.*

<i>Esquema de Tratamiento</i>	<i>TIR (%)</i>	<i>VPN (USD)</i>
Caso "Fraccionadora de propileno con bomba de calor"	26.59	14,621,562.50
Caso "Fraccionadora de propileno a alta presión"	1.79	-3,071,430.00

De esta manera, se puede ver que la opción que contiene la fraccionadora propano-propileno con bomba de calor es la opción que económicamente es más viable de los dos esquemas que se plantearon en este estudio, al tener un costo de producción menor que la otra opción. Esto a su vez originó, que el esquema con bomba de calor tuviera una TIR mayor que la otra opción y también mayor al costo de oportunidad considerado en este estudio. Por esta razón, se decidió efectuar el análisis de sensibilidad solo al caso que contiene la fraccionadora propano-propileno con bomba de calor, pues la otra opción bajo



cualquier circunstancia no era viable. Los resultados de dicho análisis se presentan en las tablas 5.21, 5.22 y 5.23, y en las gráficas de las figuras 5.1 y 5.2.

**Tabla 5.21 Análisis de Sensibilidad variando la Inversión.**

<b>Variación</b>	<b>TIR</b>	<b>VPN (USD)</b>
+ 30	18.43%	10,052,854.67
+ 20	20.77%	11,575,757.28
+ 10	23.45%	13,098,659.89
0	26.59%	14,621,562.50
- 10	30.32%	16,144,465.11
- 20	34.87%	17,667,367.72
- 30	40.56%	19,190,270.33

**Tabla 5.22 Análisis de Sensibilidad variando el Costo de las Materias Primas.**

<b>Variación</b>	<b>TIR</b>	<b>VPN (USD)</b>
+ 30	8.29%	118,975.86
+ 20	14.91%	4,953,171.41
+ 10	20.94%	9,787,366.96
0	26.59%	14,621,562.50
- 10	32.00%	19,455,758.05
- 20	37.24%	24,289,953.59
- 30	42.36%	29,124,149.14

**Tabla 5.23 Análisis de Sensibilidad variando el Precio de los Productos.**

<b>Variación</b>	<b>TIR</b>	<b>VPN (USD)</b>
+ 30	55.66%	42,024,722.88
+ 20	46.29%	32,890,336.08
+ 10	36.67%	23,755,949.29
0	26.59%	14,621,562.50
- 10	15.60%	5,487,175.71
- 20	2.45%	-3,647,211.08
- 30	-	-12,781,597.87

FIGURA 5.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

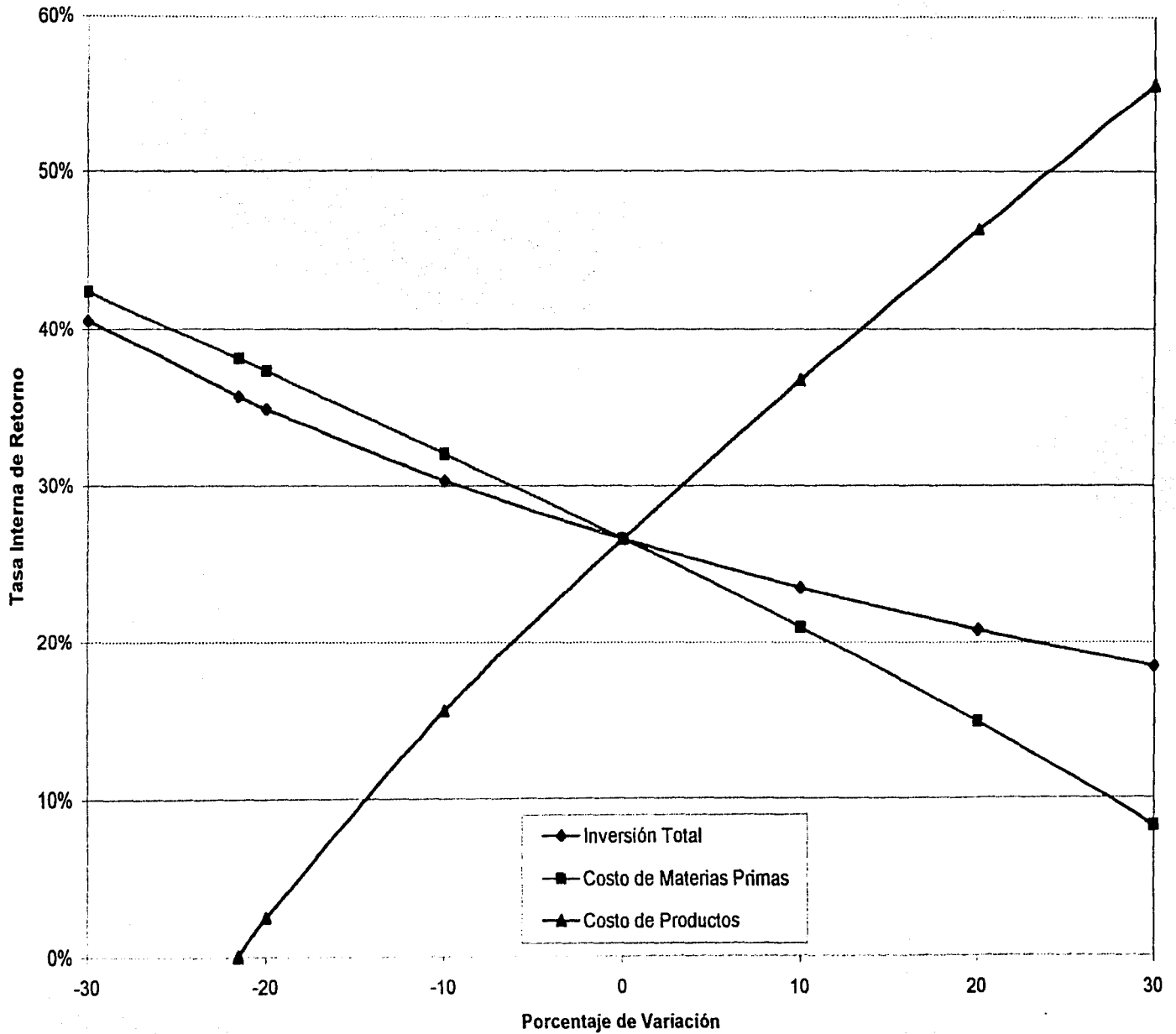
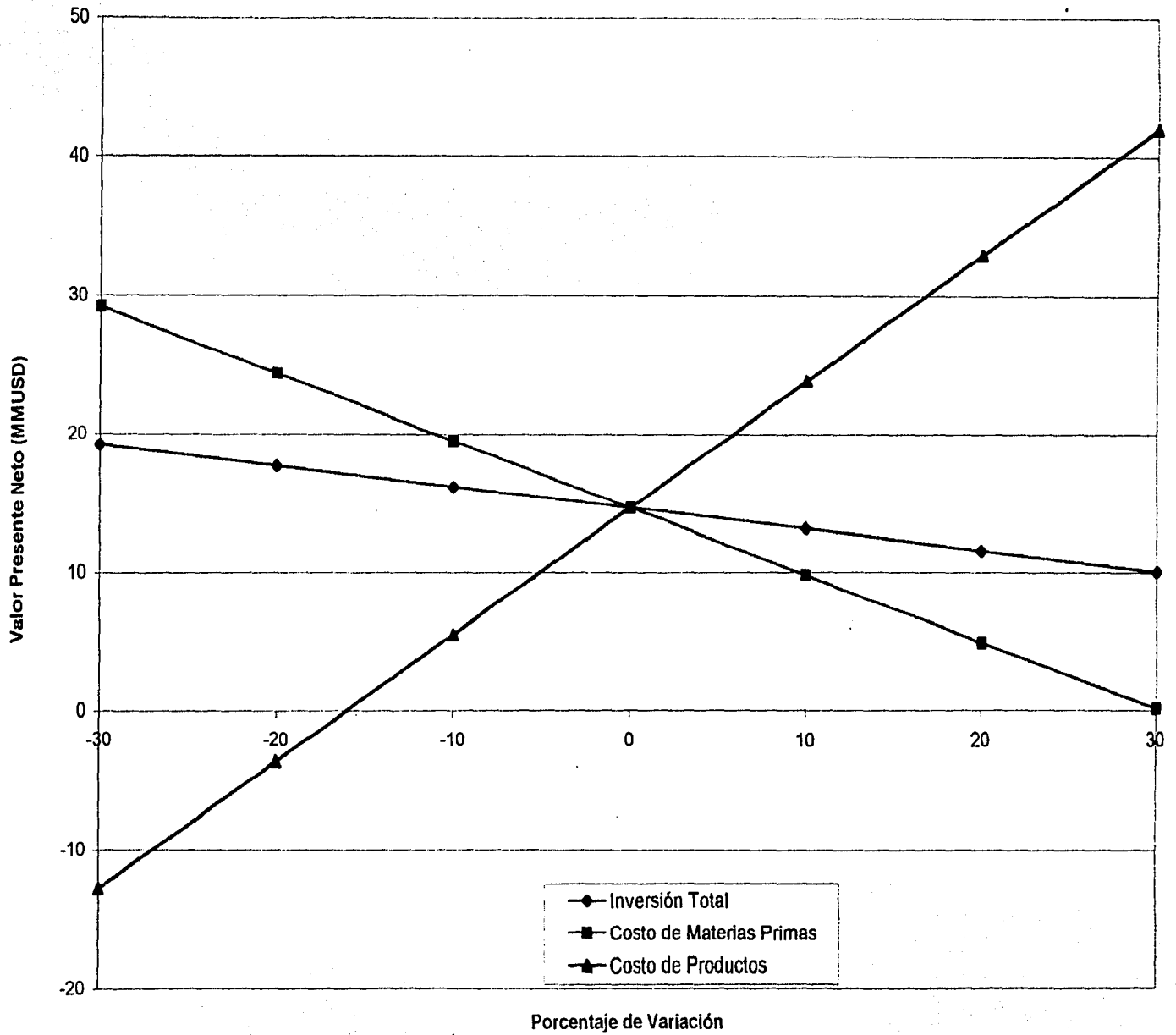


FIGURA 5.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD



## CAPÍTULO VI

### CONCLUSIONES

De acuerdo con el estudio realizado, se puede concluir que:

- El tratamiento y procesamiento que se sugiere realizar en las Gasolinas de Pirólisis generadas en México, consiste en:
  - El Prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”.
  - El hidrotreamiento de las Gasolinas de Pirólisis de los complejos de “La Cangrejera” y “Morelos”, y de los residuos pesados del prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”.
- Dicho tratamiento y procesamiento es viable si en el Prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos” se emplea una fraccionadora de propileno con integración de calor. Tal alternativa permite tener ahorros considerables en los costos de producción (caso “bomba de calor” CP = 17,605,387.12 USD, caso “sin bomba de calor” CP = 23,078,569.18 USD), y por lo tanto una tasa interna de retorno mayor en comparación con el esquema de la fraccionadora sin integración de calor y con el costo de oportunidad considerado (caso “bomba de calor” TIR = 26.59 %, caso “sin bomba de calor” TIR = 1.79 %, costo de oportunidad CETES 364 días = 8.12 %), a pesar de que la primera opción requiere de una mayor inversión (caso “bomba de calor” INV = 15,229,026.10 USD, caso “sin bomba de calor” INV = 12,525,634.73 USD).

- El esquema de integración de calor que se escogió para la fraccionadora de propileno, es el que emplea una bomba de calor con compresión del vapor de los domos. Lo anterior se debe a que ésta es la alternativa recomendada para el sistema propano – propileno, que no requiere de un refrigerante externo, utiliza agua de enfriamiento como único servicio (el cual es más barato que el vapor) y además los cambiadores de calor que emplean dicho servicio, son equipos más baratos y menos complejos que los cambiadores de calor que emplean vapor en las otras alternativas.
- Cabe señalar que para llevar a cabo el hidrot ratamiento de las Gasolinas de Pirólisis de los complejos “La Cangrejera”, “Morelos” y de los residuos pesados del prefraccionamiento de la Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”, es necesario mezclar estas tres corrientes para evitar el empleo de equipos más pequeños que los comerciales, cuyo costo sería mayor y su funcionamiento no estaría plenamente garantizado.
- Debido a la alta concentración y valor agregado que poseen el propileno, los propanos y los butanos que contiene la corriente de Gasolina de Pirólisis del complejo “Pajaritos”, es factible separarlos para su venta. Por el contrario, no es conveniente separar los compuestos más pesados de dicha corriente por la baja concentración que éstos poseen.
- Debido a la gran cantidad de compuestos de azufre, oxígeno y nitrógeno que poseen la corriente de hidrocarburos pesados del prefraccionamiento de la corriente de

“Pajaritos” y las Gasolinas de Pirólisis de los complejos “La Cangrejera” y “Morelos”, es recomendable hidrotreatar dichas corrientes para eliminarles tales compuestos indeseables, así como también saturar las olefinas que poseen estas corrientes.

- Los reactores de hidrogenación de diolefinas y de hidrodesulfuración requieren de un diseño especial de remoción de calor, para evitar un aumento de temperatura excesivo y la presencia de reacciones de hidrocraqueo no deseadas.
- Debe de evitarse calentar la Gasolina de Pirólisis por arriba de 175 °F en cambiadores de calor de tubos y coraza, para evitar los problemas de incrustación por la formación de gomas en esta corriente. Por esta razón, en el hidrotreatamiento de la Gasolina de Pirólisis, se recomienda que el calentamiento o vaporización de esta corriente se logre a través de la adición de hidrógeno caliente o de gasolina hidrotreatada caliente.
- Como se puede observar en el análisis de sensibilidad de este estudio, si se presentan ligeras variaciones en la inversión, en el precio de materias primas o en el precio de productos del esquema de tratamiento escogido, no se afecta la viabilidad de dicho proyecto. Sin embargo cabe señalar que si el precio de los productos disminuye y el precio de las materias aumenta de manera significativa, la viabilidad del proyecto se ve afectada considerablemente.

## CAPÍTULO VI

### BIBLIOGRAFÍA

#### 6.1 LIBROS.

- American Petroleum Institute, (1969) *Proceedings Division of Refining 1969*. Vol. # 49, E.U.A. 1969.
- Albright L. F., (1976) *Industrial and Laboratory Pyrolysis*, E.U.A.: American Chemical Society Symposium Series # 32.
- Albright, L. F., Crynes, B. L., Corcoran, W. H., (1983) *Pyrolysis: Theory and Industrial Practice*, E.U.A. : Academic Press.
- Crane, (1992) *Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías*, México: McGraw-Hill.
- Gary, J. H., (1980) *Refino del Petróleo: Tecnología y Economía*. España: Ed. Reverté.
- Germain, J. E., (1980) *Conversión Catalítica de Hidrocarburos*, México: Trillas.
- Henley, E. J., (1981) *Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, E.U.A. : John Wiley & Sons.
- Jacintos Silva, R. A., (1997) *Estrategia para Aumento de Capacidad y Ahorro de Energía en una Columna Despropilenizadora*, México: Facultad de Química, UNAM.
- Madrigal, D., (1995) *Efecto del Tamaño de Partícula en Catalizadores para la Producción de Gasolinas*, México: Facultad de Química, UNAM.
- Morrison, R. T., Boyd, R. N., (1987) *Química Orgánica*, México: Addison - Wesley Iberoamericana.
- PEMEX, (1987) *Complejo Petroquímico "La Cangrejera"*, México: Subdirección de Transformación Industrial, PEMEX.
- PEMEX, (1987) *Complejo Petroquímico "Reynosa"*, México: Subdirección de Transformación Industrial, PEMEX.
- PEMEX, (1987) *Complejo Petroquímico "Pajaritos"*, México: Subdirección de Transformación Industrial, PEMEX.

- PEMEX, (s/a) *Complejo Petroquímico "Poza Rica"*, México: Subdirección de Transformación Industrial, PEMEX.
- PEMEX, (1988) *Complejo Petroquímico "Morelos" 1ª. Etapa*, México: PEMEX.
- Perry, R. H., Green, D. W., (1997) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Australia: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus K. D., (1991) *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, E.U.A. : McGraw-Hill.
- Rase, H. F., (1977) *Chemical Reactor Design for Process Plants, Vol. 2*, E.U.A. : John Wiley & Sons.
- Vilbrandt, F. C., Dryden, C. E., (1959) *Chemical Engineering Plant Design*, Japón: McGraw-Hill.
- Walas, S. M., (1990) *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, E.U.A. : Butterworth – Heinemann.
- Wingrove, A. S., Caret, R. L., (1984) *Química Orgánica*, México: Harla.

## 6.2 ARTÍCULOS.

- Chemical Engineering, (2002) "ECONOMIC INDICATOR, CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX", Chemical Engineering, Volumen 109, Número 3.
- Derrien M. L., Andrews J. W., Bonnifay P., Leonard J., (1974) "THE IFP SELECTIVE HYDROGENATION PROCESS", Chemical Engineering Progress, Volumen 70, Número 1.
- Gentry J. C., Kumar C. S., (1997) "GENERATE MORE REVENUES FROM PYGAS PROCESSING", Hydrocarbon Processing, Volumen 76, Número 6.
- Griffiths D. J., Luntz D. M., (1968) "MAKING THE MOST OUT OF PYROLYSIS GASOLINE", The Oil and Gas Journal, Volumen 66, Número 8.
- Refining Processes Handbook, (1976) "HPN, Engelhard Industries", Hydrocarbon Processing, Volumen 55, Número 9.
- Refining Processes Handbook, (1976) "DPG HYDROTREATING, C – E Lummus", Hydrocarbon Processing, Volumen 55, Número 9.



- Refining Processes Handbook, (1982) "PYROTOL, Air Products and Chemicals", Hydrocarbon Processing, Volumen 61, Número 9.
- Refining Processes Handbook, (1982) "PYROLYSIS GASOLINE HYDROTREATING, Shell Development Co.", Hydrocarbon Processing, Volumen 61, Número 9.
- Refining Processes Handbook, (1984) "PYROLYSIS DISTILLATE HYDROGENATION, Institut Francais du Pétrole", Hydrocarbon Processing, Volumen 63, Número 9.
- Petrochemical Processes Handbook, (2001) "ETHYLENE, ABB Lummus Global", Hydrocarbon Processing, Volumen 80, Número 3.
- Sato M., (1973) "EXTRACT STYRENE FROM PYROLYSIS GASOLINE", Hydrocarbon Processing, Volumen 94, Número 5.
- Sze M. C., Bauer, W. V., (1969) "HYDROREFINING PYROLYSIS GASOLINES", Chemical Engineering Progress, Volumen 65, Número 2.

### 6.3 PÁGINAS DE INTERNET.

- Petróleos Mexicanos, ANUARIO ESTADÍSTICO 2001 – PETROQUÍMICA, [www.pemex.com/estadis\\_2001.html](http://www.pemex.com/estadis_2001.html)
- Secretaría de Hacienda y Crédito Público, TASAS DE INTERÉS Y TIPO DE CAMBIO, [www.shcp.gob.mx/index01.html](http://www.shcp.gob.mx/index01.html)
- Catalizadores Criterion, LISTA DE PRODUCTOS, [www.criterioncatalysts.com/html/mprodlst.html](http://www.criterioncatalysts.com/html/mprodlst.html)

**ANEXO A**  
**PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS**  
**CATALIZADORES**

**PRODUCT BULLETIN:**

**CRITERION\* 204**  
**Selective Hydrogenation Catalyst**

---

**DESCRIPTION**

CRITERION 204 is a cylindrical alumina extrudate promoted with nickel. It provides selective hydrogenation of diolefins with virtually no olefin saturation. At low reactor temperatures, it provides high activity and selectivity.

**APPLICATION**

CRITERION 204 is used in the first stage of hydrotreaters where selective diolefin hydrogenation is desired, e.g. pyrolysis gasoline hydrotreaters. It is also used to remove butadiene from alkylation feeds.

**PACKAGING and AVAILABILITY**

CRITERION 204 is available as 2.5 mm (1/10 inch) cylindrical extrudates packaged in steel drums or flexible bulk containers.

---

**TYPICAL PROPERTIES**

---

Shape	Cylinder
Nominal size, mm (in.)	2.5 (1/10)
Chemical composition, wt% dry basis	
Nickel	10
<b>Physical Properties</b>	
Surface area, m <sup>2</sup> /g	200
Pore volume, cc/g (H <sub>2</sub> O)	0.63
Flat plate crush strength, N/cm (lb/mm)	225 (5.1)
Attrition Index <sup>(1)</sup>	97
Compacted bulk density <sup>(2)</sup> g/cc (lb/ft <sup>3</sup> )	0.70 (43.7)

---

(1) Wt% retained on 20 mesh screen after tumbling 1 hour at 40 rpm

(2) Sock loading density is estimated at 90% of CBD and dense loading density is typically 105-110% of CBD. Contact your Criterion representative for customized reactor loading quantities.

**PRODUCT BULLETIN:**

**CRITERION\* 444**  
**Cobalt/Molybdenum Hydrotreating Catalyst**

**DESCRIPTION**

CRITERION 444 is a cobalt/molybdenum catalyst on an extruded alumina base for general purpose desulphurisation service.

**APPLICATION**

CRITERION 444 is an active general purpose hydrotreating catalyst used for feeds from naphthas to vacuum gas oils. It is a cost effective choice for moderate desulphurisation applications.

**PACKAGING and AVAILABILITY**

CRITERION 444 is available in 1.6 and 3.2 mm (1/16 and 1/8 inch) TRILOBE\* extrudates packaged in steel drums or in flexible bulk containers.

**TYPICAL PROPERTIES**

Shape	TRILOBE	TRILOBE
Nominal size, mm (in.)	1.6 (1/16)	3.2 (1/8)
<b>Chemical composition, wt% dry basis</b>		
Cobalt	3.2	3.2
Molybdenum	9.6	9.6
<b>Physical Properties</b>		
Surface area, m <sup>2</sup> /g	235	235
Pore volume, cc/g (H <sub>2</sub> O)	0.58	0.58
Flat plate crush strength, N/cm (lb/mm)	245 (5.5 )	265 (6.0)
Attrition Index <sup>(1)</sup>	98	95
Compacted bulk density, <sup>(2)</sup> g/cc (lb/ft <sup>3</sup> )	0.68 (42)	0.69 (43)

(1) Wt% retained on 20 mesh screen after tumbling 1 hr at 40 rpm.

(2) Sock loading density is estimated at 90% of CBD and dense loading density is typically 105-110% of CBD. Contact your Criterion representative for customised reactor loading quantities.

**ANEXO B**  
**GLOSARIO DE TÉRMINOS**

## GLOSARIO DE TÉRMINOS.

**AROMÁTICO:** Tipo de hidrocarburo que contiene al menos un anillo bencénico en su estructura.

**BARRIL:** Medida volumétrica de las alimentaciones y productos de una planta de refinación o petroquímica que equivale a 42 galones U.S.

**CATALIZADOR:** Sustancia que hace que una reacción química tenga lugar sin que ella misma cambie químicamente.

**CRAQUEO:** Ruptura de hidrocarburos de elevado peso molecular a compuestos más ligeros mediante la aplicación de calor. El craqueo en presencia de un catalizador adecuado produce una mejora en el rendimiento y calidad del producto frente al simple craqueo térmico.

**CORTE:** Porción de un crudo que hierve dentro de unos ciertos límites de temperatura. Normalmente los límites se toman en base a los puntos de ebullición verdaderos del ensayo del crudo.

**CICLOPARAFINA:** Molécula parafínica con una estructura de anillo.

**DENSIDAD:** La densidad de un crudo o de las fracciones del petróleo usualmente es especificada en ° API, gravedad específica, o kilogramos por metro cúbico ( $\text{kg/m}^3$ ). Los valores numéricos de la gravedad específica y  $\text{kg/m}^3$  son iguales; es decir, una fracción con una gravedad específica de 0.873 tiene una densidad de 0.873  $\text{kg/m}^3$ . La escala API es contraria a la gravedad específica, con altos valores para materiales menos densos y con pequeños valores para fracciones más densas (agua = 10 °API).

**DENSIDAD API:** Escala arbitraria de densidades, definida como:

$$^{\circ} \text{API} = \frac{141.5}{\text{Peso Especifico Relativo } 60 / 60^{\circ} \text{ F}} - 131.5$$

Esta escala permite la representación de la densidad de los aceites, que en la escala 60 / 60 °F varía sólo en un intervalo de 0.776, mediante una escala que varía desde menos de 0 (aceite residual pesado) hasta 340 (metano).

**DESTILADO:** Cualquier corriente que ha sido vaporizada y luego condensada a líquido.

**ESPACIO VELOCIDAD:** Volumen (o peso) de gas o líquido que pasa a través de un catalizador dado o espacio de reacción por unidad de tiempo, dividido por el volumen (o el peso) del catalizador a través del cual pasa el fluido. Velocidades espaciales altas corresponden a tiempos de reacción cortos. Véase VEHL y VEHM (en inglés LHSV y WHSV).

**FONDOS:** En general, el residuo con punto de ebullición más alto que es removido del fondo de una torre fraccionadora.

**LÍMITES DE BATERÍA (LB):** Periferia del área que rodea cualquier unidad de proceso, que incluye el equipo para aquel proceso particular.

**REACCIÓN ENDOTÉRMICA:** Reacción en la cual el calor debe ser adicionado para mantener a los reactivos y productos a una temperatura constante.

**REACCIÓN EXOTÉRMICA:** Reacción en la que el calor es liberado. Las reacciones de alquilación, polimerización e hidrogenación son exotérmicas.

**GASÓLEO:** Cualquier corriente de destilado que posee pesos moleculares y puntos de ebullición mayores que la nafta pesada (>400 °F ó 205 °C). Frecuentemente, cualquier corriente de destilado mas pesado que la kerosina. Originalmente fue añadido al gas de ciudad para hacerlo arder con una llama luminosa. De ahí el nombre de "gas oil" (gas aceite).

**GAS LICUADO DE PETRÓLEO:** Los gases de cola ligeros licuados utilizados para calefacción y cocina doméstica. Normalmente este gas está compuesto por un 95% de propano, siendo el remanente una mezcla de hidrocarburos entre etano y butano. También puede ser cualquiera de las muchas mezclas especificadas de propano y butano, las cuales son vendidas como líquidos bajo presión a temperatura ambiente.

**NAFTA:** Corte de la caldera tubular en el intervalo  $C_5 - 420$  °F. Las naftas se subdividen de acuerdo con los cortes reales de la caldera tubular, en naftas vírgenes ligeras, intermedias, pesadas y muy pesadas. Una operación típica de la caldera tubular daría:

$C_5 - 160$  °F       $\Rightarrow$     Nafta Virgen Ligera  
 $160$  °F -  $280$  °F    $\Rightarrow$     Nafta Virgen Intermedia  
 $280$  °F -  $330$  °C    $\Rightarrow$     Nafta Virgen Pesada  
 $330$  °F -  $420$  °F    $\Rightarrow$     Nafta Virgen Muy Pesada

Las naftas, principales constituyentes de la gasolina, necesitan generalmente de un procesamiento para obtener gasolinas de calidad adecuadas.

**NAFTALENO:** Compuesto con doble anillo bencénico que ebulle en el rango del combustible para avión.

**NAFTENO:** Compuesto cicloparafínico que es una parafina con estructura de anillo.

**OLEFINA:** Molécula de hidrocarburo insaturado, la cual posee un doble enlace entre dos de los átomos de carbono de la molécula.

**PARAFINA:** Hidrocarburo saturado en el cual todos los átomos de carbono de la molécula están conectados por enlaces sencillos.

**POLIMERIZACIÓN:** Combinación de dos o más moléculas no saturadas para formar una molécula de peso molecular superior. Propilenos y butilenos son las materias primas



principales para los procesos de polimerización en las refinerías que utilizan catalizadores sólidos o líquidos de ácido fosfórico.

**RAFINADO:** Residuo recuperado de un proceso de extracción. Un ejemplo es la extracción con  $\text{SO}_2$  de queroseno bruto. El refinado queda relativamente libre de aromáticos y otras impurezas que tienen malas características de combustión.

**REFORMACIÓN:** Conversión de fracciones de nafta en productos de índice de octano superior. El reformado térmico es esencialmente un proceso de craqueo aplicado a naftas pesadas para obtener rendimientos crecientes de hidrocarburos en el intervalo de ebullición de la gasolina. El reformado catalítico se aplica a diversas fracciones de naftas craqueadas de operación directa y consiste principalmente en la deshidrogenación de naftenos aromáticos. Se utilizan una variedad de catalizadores, como platino, platino - renio, óxidos de aluminio, de cromo, de molibdeno, de cobalto y de silicio. Se mantiene una elevada presión parcial del hidrógeno para evitar la formación excesiva de coque.

**REFORMADO:** Nafta reformada que ha mejorado su contenido en octano mediante un reformado catalítico.

**NÚMERO DE OCTANO DE CARRETERA:** Porcentaje en volumen de isooctano que se requeriría en una mezcla de isooctano y n-heptano para dar una detonación incipiente en un motor de automóvil que opera en las mismas condiciones de carga, velocidad y grado de avance del encendido del motor, que las del combustible que se está ensayando.

**NÚMERO DE OCTANO PARA MOTOR (NOM, en inglés MON):** Porcentaje en volumen de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayo estandarizado que opera bajo condiciones estandarizadas (900 rpm). Éste ensayo se aproxima a las condiciones de velocidad de crucero de un automóvil; ASTM D-2723.

**NÚMERO DE OCTANO DE INVESTIGACIÓN (NOI, en inglés RON):** Porcentaje en volumen de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayo

estandarizado que opera bajo condiciones estandarizadas (600 rpm). Los resultados son comparables a aquellos obtenidos en un motor de automóvil que operado a baja velocidad; ASTM D-2722.

**PCS (en inglés SCF, Standard Cubic Feet):** Volumen de un gas como "pies cúbicos estándar". Condiciones estándar en el empleo del petróleo y gas natural. Referido a una presión de base de 14.696 libras por pulgada cuadrada y a una temperatura de base de 60 °F (15 °C).

**SEVERIDAD:** Grado de intensidad de las condiciones de operación de una unidad de proceso. La severidad puede indicarse por el número de octano de investigación del producto, el rendimiento porcentual del producto, o solo por las condiciones de operación.

**VEHL (en inglés LHSV):** Velocidad espacial horaria del líquido; volumen de la alimentación por hora y por volumen del catalizador.

**VEHM (en inglés WHSV):** Velocidad espacial horaria másica: peso de la alimentación por hora y por peso del catalizador.

**VISCOSIDAD:** Propiedad de los líquidos bajo condiciones de flujo que les causa resistencia a los cambios instantáneos de forma o redistribución instantánea de sus partes, debido a la fricción interna. La viscosidad se mide generalmente como el número de segundos, a una temperatura definida, necesarios para que una cantidad estándar de aceite fluya a través de un aparato estándar. Escalas comunes de viscosidad en uso son: Saybolt Universal, Saybolt Furol y Cinemática (Stokes).