

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO



***"EVALUACIÓN TECNICO ECONOMICA
PARA LA OBTENCION DE PROPILENO
A PARTIR DEL GLP
MEDIANTE DESHIDROGENACION
CATALITICA"***

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO PETROQUIMICO**

JUAN ARENAS GOMEZ SANCHEZ

Promoción 90 - I

LIMA - PERU - 1996

INDICE

1.	Resumen	1
2.	Conclusiones y recomendaciones	3
3.	Introducción	4
4.	Estudio de Mercado	7
4.1	Indicadores Económicos	7
4.1.1	Población	7
4.1.2	Producto Bruto Interno	8
4.1.3	Balanza Comercial, Tasa de Cambio e Inflación	9
4.2	Análisis de la Demanda	11
4.2.1	Mercado del Propileno / Proyecciones	13
4.2.2	Mercado MTBE / Proyecciones	14
4.3	Capacidad de Planta	29
5	Materia Prima	30
5.1	Fuente	30
5.2	Ubicación de la Fuente	30
5.3	Recuperación del GLP	31
5.3.1	Descripción del Proceso	37
5.3.2	Diagrama de Flujo	39
5.3.3	Características del GLP obtenido	39
6	Deshidrogenación Catalítica	44
6.1	Fundamento Teórico	44
6.2	Justificación para la Selección del Proceso	47
6.2.1	Frente a la Pirólisis	48
6.2.2	Frente al Craqueo Catalítico	48
6.3	Tecnologías Existentes de Deshidrogenación Catalítica	51
6.3.1	Proceso OLEFLEX	51
6.3.2	Proceso CATOFIN	66
6.3.3	Otros Procesos	80
6.3.3.1	Proceso LINDE	80
6.3.3.1	Proceso STAR PHILLIPS	85

6.4	Selección de Tecnología	90
6.5	Productos y Rendimientos	91
7	Localización de la Planta	94
8	Evaluación Económica	96
8.1	Bases para la Evaluación Económica	96
8.2	Evaluación Económica de los Esquemas Propuestos	98
8.2.1	Esquema 1: Proceso Oleflex para la producción de propileno.	99
8.2.2	Esquema 2: Proceso Catofin para la producción de propileno.	108
8.2.3	Esquema 3: Proceso Oleflex para la producción de MTBE.	117
8.2.4	Esquema 4: Proceso Catofin para la producción de MTBE.	124
8.2.5	Esquema 5: Proceso Oleflex para la coproducción de propileno y MTBE.	131
8.2.6	Esquema 6: Proceso Catofin para la coproducción de propileno y MTBE.	140
9	Evaluación Financiera	149
9.1	Bases para la Evaluación Financiera	149
9.2	Evaluación Financiera de Esquemas Seleccionados	149
9.2.1	Evaluación Financiera del Esquema 1.	150
9.2.2	Evaluación Financiera del Esquema 2.	156
9.2.3	Evaluación Financiera del Esquema 5.	162
9.2.4	Evaluación Financiera del Esquema 6.	168
10	Anexos	174
11	Bibliografía	183

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo de tesis no hubiera sido posible realizarlo sin el apoyo constante que mis padres me brindaron durante mis estudios universitarios, a ellos mis eternos agradecimientos.

A Dios, por haberme dado vida y salud para culminar mi trabajo y un especial agradecimiento al Ing° Ruben Inga por todas las sugerencias y recomendaciones.

1. RESUMEN

La presente evaluación Técnico-Económica tiene como objetivo evaluar la posibilidad de implementar una Planta de Deshidrogenación Catalítica para obtener propileno e isobutileno a partir del GLP del gas de Camisea.

El estudio de mercado se efectuó en función del acrilonitrilo, polipropileno y metilterbutil éter, (este último a partir del isobutileno y metanol). La creciente demanda de fibras acrílicas y plásticos (derivados del acrilonitrilo y polipropileno) en el país, como en el Pacto Andino, nos hace prever que existirá un mercado suficiente para llevar a cabo el proyecto. El metilterbutil éter (MTBE), también en el mercado interno, ha elevado su consumo debido a la demanda de gasolinas ecológicas; sin embargo, el mayor cliente, será el mercado mundial, existiendo un déficit que podría ser cubierto por el proyecto.

En Camisea se encontrará la Planta de Turboexpansión para separar los condensados del gas seco, el cual se transportará a Lima a través de un poliducto, y se fraccionará en propano, butano y gasolinas en la planta de fraccionamiento, obteniéndose la materia prima para la planta de Deshidrogenación Catalítica. La mejor ubicación para la planta es la ciudad de Lima con una capacidad de producción de propileno de 300 MTMA y 500 MTMA de MTBE que será abastecida por el poliducto Camisea-Lima del Proyecto Integral de Camisea. También se escoge Lima por las facilidades portuarias y buenos canales de distribución hacia el mercado interno y externo.

De los seis esquemas analizados, el de mejores índices de rentabilidad es el proceso OLEFLEX de la compañía UOP USA para la producción de propileno grado polímero. La inversión global asciende a 294 MM US\$ de 1995, con una tasa interna de retorno (TIR) de 13.22 % y un valor actual neto (VAN 12%) de 19.5 MMUS\$ de 1995. Con financiamiento de 80 %, antes de impuestos, se obtiene un TIR de 17.35 %, un VAN 12 % de 44.28 MMUS\$ de 1995 y un pay-out de 9 años 11 meses.

El análisis de sensibilidad determina que la variable precio causa mayores variaciones en la rentabilidad; es decir, si existe un 5% de incremento en la

materia prima y en el precio de propileno, el TIR mejoraría a 18.83 % y un VAN 12 % de 57.17 MMUS\$ de 1995.

2. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones.

1. Se demuestra con este estudio, la factibilidad técnica y económica para la producción de propileno a partir de gas licuado de petróleo contenido en el gas natural de Camisea. Con la realización del proyecto se sustituirán las importaciones, originando divisas para el país y el desarrollo de otros sectores industriales generando empleo.
2. Los principales productos petroquímicos destinos de la producción de propileno en nuestro país serían : acrilonitrilo y polipropileno, de concretarse el proyecto integral del gas de Camisea.
3. El excedente de producción de propileno se destinaría a exportación, a precios internacionales competitivos con el mercado mundial.
4. Se iniciaría la explotación del gas con el pozo San Martín, escogiéndose el ,proceso de Turboexpansión, el cual es recomendado por la compañía Shell para preparar los líquidos del gas natural. Una vez en Lima, se enviarían a la Planta de Fraccionamiento de líquidos para obtener propano, butano y más pesados.
5. La capacidad de diseño de la Planta de Deshidrogenación Catalítica para obtener propileno grado polímero es 300 MTM por año.
6. La mejor ubicación para nuestra Planta de Deshidrogenación Catalítica es la ciudad de Lima, donde será el punto terminal del poliducto que trae los condensados de Camisea. Se escoge la ciudad de Lima porque cuenta con el mayor mercado para estos productos, facilidades portuarias, mejores canales de distribución y facilidades de construcción, originando menores costos de supervisión de ingeniería y transporte de equipos.
7. De los seis esquemas analizados, el que mejores índices de rentabilidad tiene es el proceso Oleflex para producción de propileno de la compañía UOP.
La inversión total para la planta de propileno en Lima es 293.7 MMUS\$ de 1995. Esta planta tiene un TIR de 13.22 % con un VAN 12 % de 19.5 MM US\$ de 1995 y un pay-out de 12 años 11 meses.

8. El análisis de sensibilidad determina que la variable precio causa mayores variaciones en la rentabilidad ; es decir, si existe un 5 % de incremento en la materia prima y en el precio de propileno, el TIR mejoraría a 18.83 % y un VAN 12 % de 57.17 MMUS \$ de 1995.

RECOMENDACIONES

1. Incentivar el consumo interno de productos plásticos (derivados del polipropileno) para asegurar una mayor participación del mercado mundial.
2. Evaluar la posibilidad de construcción de una planta de acrilonitrilo para la posterior producción de fibras acrílicas y seguir evaluando la evolución de la demanda en países del Pacto Andino.
3. Evaluar continuamente la evolución de la demanda interna con el propósito de mejorar los pronósticos.
4. Tratar de optimizar continuamente los costos operativos para tener competitividad a nivel internacional.
5. Mejoramiento de la infraestructura portuaria del Callao y/o puertos cercanos a Lima para realizar las faenas a menores costos y mayor rapidez, con esto, también se lograría mayor flujo de capitales al país.

3 INTRODUCCION

El objetivo del presente trabajo de tesis es el estudio de prefactibilidad para instalar una Planta de Deshidrogenación Catalítica de gas licuado de petróleo (GLP) para la producción de olefinas ligeras que se utilizarán como materia prima para petroquímica básica: **Propileno e Isobutileno (MTBE)**. La importancia de este estudio se basa en su contribución al desarrollo industrial del país a través de su desarrollo petroquímico y la apertura de horizontes para el comercio externo.

Hoy en día, la industria del gas en el mundo enfrenta nuevas perspectivas de desarrollo basadas en los productos de creciente demanda, es mas se puede decir que los procesos de transformación de gas tienen alternativas de ampliar su campo de operaciones absorbiendo parte del mercado de gasolinas y del mercado petroquímico.

El dramático surgimiento del interés en producir olefinas ligeras, en especial, propileno e isobutileno, ha llegado a niveles sorprendentes de actividad en el área de la **Deshidrogenación Catalítica del LPG**. La demanda del isobutileno se está incrementando, mientras las refinerías buscan fuentes adicionales de isobutileno para usarlo como carga para la producción de MTBE, un componente de alto octanaje para la mezcla de gasolinas; similarmente, el mercado de propileno está creciendo significativamente en respuesta a la alta demanda de polipropileno y otros derivados.

Las fuentes tradicionales del propileno e isobutileno son:

- Recuperación de olefinas de las refinerías y especialmente de las unidades de Craqueo Catalítico Fluído y,
- Recuperación de Olefinas de las unidades de Craqueo al Vapor.

En ambos casos, el propileno e isobutileno se recuperan como productos secundarios minoritarios. Los rendimientos para operaciones de alta severidad se presentan a continuación:

UNIDAD	Rendimiento , % peso	
	Propileno	Isobutileno
FCC	5-6	6-7
Craqueo al Vapor	3-17	1-6

El mercado de hoy requiere un proceso más selectivo que satisfaga la creciente demanda de propileno para alimentar unidades de polipropileno, acrilonitrilo y dodecibenceno; buscándose un abastecimiento constante de isobutileno para MTBE.

4 ESTUDIO DE MERCADO

Teniendo en cuenta que la demanda de productos petroquímicos en nuestro país es relativamente pequeña, en relación a la demanda de países con mayor desarrollo y, considerando como premisa que para que una nueva planta petroquímica pueda competir, en cuanto a costos operativos se refiere, con otras plantas que ya están en operación en el mundo, debe ser diseñada con la mayor capacidad posible para aprovechar el efecto de la economía de escala; no basta con analizar nuestro mercado interno, sino que es necesario mirar más allá de nuestras fronteras, lo cual nos garantizará el diseño de una planta petroquímica de gran capacidad y con grandes posibilidades de competir posiciones en el mundo con menores precios gracias a los menores costos de producción.

En nuestro país, el último estudio de mercado de productos petroquímicos fue realizado en el año 1988 por la Empresa Petróleos del Perú S.A. ¹ desde entonces, a la fecha no se ha hecho ninguna actualización del mismo. Por la serie de variables involucradas para desarrollar un estudio de mercado de productos petroquímicos, hemos tomado como base dicho estudio y, analizando la evolución de los indicadores económicos desde 1989 hasta 1994, seleccionaremos el escenario más cercano a la realidad económica del país, con lo que determinaremos la demanda y por ende, la definición de la capacidad de planta más adecuada.

4.1 INDICADORES ECONOMICOS

Los Indicadores Económicos a analizar son: Producto Bruto Interno (PBI), Inflación, Tasa de Cambio, Balanza Comercial, así como también el factor Población.

4.1.1 Población.

La población del Perú en 1993 de acuerdo al Censo de Julio de ese año fue de 22.05 MM de habitantes y su distribución, según el área de residencia, es: urbana: 70% y rural: 30%.

¹ Estudio de Mercado de Productos Petroquímicos, Informe PETROPERU N° TCPI-EE-115-88.

Los resultados obtenidos muestran que las siguientes son las ciudades más pobladas:

CIUDAD	POBLACION (Miles Hab.)	% POBL. TOTAL
Lima Metropolitana	5,681	25.8
Callao	640	2.9
Arequipa	619	2.8
Trujillo	509	2.3
Chiclayo	411	1.9
Piura	278	1.3
Iquitos	275	1.2
Chimbote	269	1.2
Cusco	256	1.1

La tasa de crecimiento anual en promedio durante el período 1972 - 1981 fue de 2.6% (cuadro 4.1) y en el período 1981-1993 2.3%, lo que refleja notoriamente la tendencia a disminuir, por lo que se justifica considerar una tasa de crecimiento promedio proyectada para el período 1995 - 2015, de 2%. En el cuadro 4.2, se muestra el crecimiento histórico de la población del país y en el cuadro 4.3 la población proyectada hasta el año 2015.

4.1.2 Producto bruto interno.

Durante el período 1980-1993, la economía del país no ha tenido un comportamiento uniforme, es así que el año 1983 el PBI disminuyó en 12.6% anual (cuadro 4.4), en 1984 hubo un ligero repunte: el PBI creció 3.4%. Durante 1986 y 1987 el PBI creció en 9.3% y 8.3% respectivamente. A finales de los 80, el PBI nuevamente volvió a caer, en 1988 y 1989 decreció con respecto al año anterior en 8% y

11.8% respectivamente. En los últimos años la economía del país dió un nuevo repunte y sus efectos se notaron en el crecimiento del PBI, 6.5% en 1993 y 12% durante 1994.

4.1.3 Balanza comercial-Tasa de cambio.

En el período comprendido entre 1991 -1994 la balanza comercial del país ha sido negativa por una serie de razones, entre las que destacan: la falta de competitividad de nuestra industria nacional en relación a la industria de otros países vecinos, y la falta de reinversión para el desarrollo tecnológico de nuestras industrias, las que han colaborado para lograr esta situación; a ello, debemos sumarle la falta de apoyo del gobierno para lograr una tasa de cambio que favorezca al sector exportador. La nueva etapa emprendida en materia económica hace preveer que la balanza comercial del país revertirá su tendencia deficitaria de los últimos años e iniciará a generar un superávit.

La inflación del país ha sido controlada; en estos últimos años, el país era agobiado por una incontrolable ola hiperinflacionaria (cuadro 4.8), en la actualidad el crecimiento ascendente de la inflación ha sido controlado, el año 1994 la tasa inflacionaria anual fue alrededor del 16%, y la tendencia es que durante 1995, no sobrepase un dígito. Todo ello hace que nuestro país se refleje como un país saneado económicamente y con muchas posibilidades de atraer inversionistas extranjeros así como locales que garanticen el desarrollo de proyectos tales como el **Gas de Camisea** y el que proponemos, la **Planta de Deshidrogenación Catalítica**.

En el estudio de mercado realizado por PETROPERU en 1988, se plantearon tres escenarios basados en el PBI per capita nacional, teniendo en cuenta que la situación económica de un país y por ende la de sus pobladores son el eje fundamental para proyectar cualquier crecimiento de la demanda de productos petroquímicos tales como el Acrilonitrilo y Propileno. En vano no se dice que el desarrollo de un país, se mide en función del desarrollo de su industria petroquímica.

Los escenarios planteados son:

A. Escenario Conservador

Considera que:

El PBI per capita no crecerá durante el período 1990 - 2015, lo cual representa un crecimiento promedio del 2% anual del PBI total (cuadro 4.5).

El crecimiento de la población será del 2% acuerdo a las proyecciones del INEI, y el de la población del GRAN de 2.1% , según proyecciones de la ONU.

El crecimiento del Parque Automotor será de acuerdo a la relación personas/vehículos de 35/1.

La evolución de la demanda de gasolina será de un crecimiento del 2% anual, y la variación de los precios de los productos petroquímicos, también de 2% anual, según el estudio "Managing Gas Industry Development" realizado por el Banco Mundial.

B. Escenario Probable

Considera que:

El PBI per capita crecerá durante el período 1990 - 2015 en 1%, lo que representa un crecimiento promedio del 3% anual del PBI total.

El crecimiento de la población será del 2% de acuerdo a las proyecciones del INEI, y el de la población del GRAN de 2.1%, según proyecciones de la ONU.

El crecimiento del Parque Automotor será de acuerdo a la relación personas/vehículos de 35/1.

La evolución de la demanda de gasolina será de un crecimiento del 2% anual, y la variación de los precios de los productos petroquímicos, también de 2% anual, según el estudio "Managing Gas Industry Development" realizado por el Banco Mundial.

C. Escenario Optimista

Considera que.

El PBI per capita crecerá a una tasa anual del 2%, este crecimiento del PBI per capita representa un crecimiento del 4% promedio anual del PBI total.

El crecimiento de la población será del 2% acuerdo a las proyecciones del INEI, y el de la población del GRAN de 2.1%, según proyecciones de la ONU.

El crecimiento del Parque Automotor será de acuerdo a la relación personas/vehículos de 35/1.

La evolución de la demanda de gasolina será de un crecimiento del 2% anual, y la variación de los precios de los productos petroquímicos, también de 2% anual, según el estudio "Managing Gas Industry Development" realizado por el Banco Mundial.

De acuerdo al análisis de los indicadores económicos del país durante los últimos años, el escenario que más se acerca a nuestra realidad es el Escenario Probable, en función del cual se determinará la demanda y por ende, la capacidad de la planta adecuada.

4.2 ANALISIS DE LA DEMANDA

La demanda de productos petroquímicos en el Perú casi en su totalidad es cubierta con importaciones, se estima que el 95% de los productos petroquímicos consumidos en el país provienen del mercado externo.

Los productos petroquímicos básicos e intermedios importados abastecen a las plantas que hacen petroquímica final, y cuya producción se destina al consumo local, y en menor proporción al mercado externo como es el caso de las fibras acrílicas.

El Perú forma parte del Grupo Sub Regional Andino por lo que el desarrollo de su industria petroquímica tiene como marco el **Programa de Desarrollo**

Industrial de la Junta del Acuerdo de Cartagena (JUNAC). Este programa tiene como objetivos:

- a) Desarrollo de la actividad industrial mediante el aprovechamiento de las economías de escala.
- b) Optimización de los recursos disponibles en le área mediante su industrialización
- c) Mejoramiento de la productividad
- d) Integración de las empresas industriales de la Subregión para lograr una distribución equitativa de los beneficios y competir en el mercado internacional.

Para lograr estos objetivos, la JUNAC ha establecido las siguientes modalidades de integración industrial:

- 1) Programas de Integración Industrial
- 2) Convenios de Complementación Industrial; y
- 3) Proyectos de Integración Industrial

Los cuales están definidos por los artículos 34 al 40 de la Codificación del Acuerdo de Cartagena (Decisión 236 del 15.07.88).

En la actualidad el desarrollo de la industria petroquímica en el área está regido por el **Programa de Integración Industrial Petroquímico** (Decisión 296 del 10.05.91 que deroga las Decisiones 91 y 130) el que tiene como objetivo, promover la integración industrial Subregional en un marco de competitividad internacional preservando las corrientes de comercio y producciones existentes en la Subregión con el fin de contribuir a la constitución del mercado ampliado y fortalecer y ampliar la oferta y estructura productiva andina frente a terceros países en un ámbito de competencia y participación en el mercado mundial.

Entre los aspectos más importantes del Programa podemos mencionar lo siguiente:

- Los productos comprendidos en el Programa están identificados y clasificados conforme a la NANDINA, y podrán ser elaborados en plantas de cualquiera de los países miembros.

- Los países miembros no podrán aplicar restricciones de ningún orden ni gravámenes que incidan sobre la importación de los productos objetos del programa cuando sean originarios de ellos mismos.
- Los países miembros están obligados a aplicar los gravámenes del Arancel Externo Común a las importaciones de los productos objeto del Programa no originarios de ellos mismos.

En la actualidad, el Perú ha solicitado se le conceda una licencia para alejarse temporalmente del Pacto Andino con la finalidad de evaluar libremente su posición dentro del mismo y reconsiderar su ingreso o alejamiento definitivo del mencionado organismo regional.

En el país, el sector industrial es el que principalmente consume en forma directa los productos petroquímicos de importación para su procesamiento. Los productos de interés nuestro son: el Polipropileno, Propileno; Acrilonitrilo y MTBE

4.2.1 Mercado del propileno / proyecciones

El Propileno y Polipropileno son usados en la industria del plástico (bolsas, revestimiento de cables, etc.), el Acrilonitrilo en la industria textil (fibras sintéticas para elaborar hilados, tejidos y confecciones).

El Perú es el único país en el área del Pacto Andino que importa directamente Acrilonitrilo (ACN) y lo transforma en fibras textiles acrílicas (cuadro 4.9), estas fibras sintéticas son elaboradas exclusivamente por la Empresa Sudamericana de Fibras (Ex Cia. Bayer Industrial S.A.), a partir del Acrilonitrilo importado, su producción ha crecido a una tasa promedio anual de 6.5%. Actualmente, el 70% de su producción se exporta a países del Pacto Andino, Chile, Estados Unidos de América y China Popular.

La importación y demanda de polipropileno ha crecido a un ritmo del 10.7% anual y la de Acrilonitrilo a 7.4% (cuadro 4.10 y 4.11). Teniendo proyectada la demanda de ACN y Polipropileno, y para establecer, de acuerdo a ello, la más adecuada capacidad de la planta de deshidrogenación catalítica se ha tenido en cuenta lo siguiente:

- Los mercados potenciales cuentan con abastecimiento de proveedores muy bien establecidos y, por consiguiente, con una posición bien ganada en el mercado.
- A nivel mundial existen excedentes de productos petroquímicos y por lo tanto, los precios tienden a caer por la excesiva oferta.

4.2.2 Mercado del MTBE / proyecciones.

Durante los años noventa , como resultado del importante crecimiento de las decisiones ambientales, habrá un continuo y sin precedente incremento en el uso de oxigenados, particularmente MTBE , en el pool de gasolinas.

El MTBE ha experimentado un rápido crecimiento, siendo el principal producto químico de los 80, y la tendencia es que continúe así durante los 90. En los últimos 04 años, éste presentará una tasa de crecimiento del 30% cada año.

Actualmente, la demanda de MTBE en el mundo es para lograr valores altos de octanaje junto con la gasolina premium sin plomo, de gran demanda.

Las demandas futuras continuarán siendo influenciadas por estas tendencias, pero también reflejarán la necesidad del uso de oxigenados para las gasolinas reformuladas, a fin de cumplir con las actuales y futuras presiones medio ambientalistas.

Históricamente, la mayor parte de esta capacidad adicional de MTBE ha sido lograda por el uso de corrientes de isobutano provenientes de unidades de refinerías, tales como FCC, steam crackers o unidades de producción de óxido de propileno. Estas fuentes, sin embargo, están siendo rápidamente usadas y futuros suministros deberán ser buscados, uno de ellos serán los procesos de deshidrogenación catalítica de isobutano derivado de campos de butanos.

Los principales candidatos para los requerimientos de oxigenados para la gasolina reformulada son los alcoholes y éteres, tales como etanol, metanol, ETBE (etil terbutil eter) y MTBE. La disponibilidad y

economía de producción de TBA y TAME impiden su consideración y se prefiere por ello al MTBE.

La demanda probable a nivel mundial de MTBE para el año 2000, se estima en 1,100 MBPD (44.4 MM TM/A), teniendo en cuenta que la capacidad actual de las plantas productoras de MTBE es igual a 190 MBPD (7.6 MM TM/A), **se requerirán 73 nuevas plantas, de una capacidad de 500 M TM/A cada una.**

POBLACION PERU HISTORICA

CENSO		URBANA		RURAL		TOTAL (Miles)	
MES	AÑO	(Miles)	%	(Miles)	%	CENSADA	NO CENS.
Junio	1940	2,197	35.4	4,011	64.6	6,208	815
Julio	1961	4,698	47.4	5,209	52.6	9,907	514
Junio	1972	8,058	59.5	5,480	40.5	13,538	583
Julio	1981	11,092	65.2	5,913	34.8	17,005	757
Julio	1993	15,459	70.1	6,590	29.9	22,048	591

Notas:

La fuente de información es el Instituto Nacional de Estadística e Informática,
los datos hasta 1981 "Boletín de Análisis Demográfico" N° 25, y desde
1981 hasta 1993 "Censo Nacional 1,993"

Cuadro 4.1

POBLACION PERU CRECIMIENTO HISTORICO

AÑOS	CRECIMIENTO %	
	PERIODO	ANUAL
1940 - 1961	59.58	2.71
1961 - 1972	36.66	3.05
1972 -1981	25.61	2.56
1981 -1993	29.66	2.28

Cuadro 4.2

**POBLACION PERU
PROYECTADA (Miles Hab.)**

AÑO	CRECIMIENTO ANUAL (%)	POBLACION ESTIMADA	AÑO	CRECIMIENTO ANUAL (%)	POBLACION ESTIMADA
1994	2%	22,489	2005	2%	27,963
1995	2%	22,939	2006	2%	28,522
1996	2%	23,398	2007	2%	29,092
1997	2%	23,866	2008	2%	29,674
1998	2%	24,343	2009	2%	30,268
1999	2%	24,830	2010	2%	30,873
2000	2%	25,327	2011	2%	31,490
2001	2%	25,833	2012	2%	32,120
2002	2%	26,350	2013	2%	32,763
2003	2%	26,877	2014	2%	33,418
2004	2%	27,414	2015	2%	34,086

Notas:

El crecimiento anual promedio de 1972 a 1981, es igual a 2.6%, en el período 1981 -1993, fue de 2.3%.

Se estima que hasta el año 2015, el crecimiento de la población se mantendrá en 2.0%.

Cuadro 4.3

PRODUCTO BRUTO INTERNO - PBI

AÑO	Nuevos Soles de 1979	Variación %	AÑO	Nuevos Soles de 1979	Variación %
1950	865.6	----	1973	2844.3	5.38
1951	936.5	8.19	1974	3107.4	9.25
1952	994.9	6.24	1975	3213	3.40
1953	1048	5.34	1976	3276.1	1.96
1954	1115.6	6.45	1977	3289.3	0.40
1955	1168.8	4.77	1978	3298.6	0.28
1956	1219	4.30	1979	3490.1	5.81
1957	1301.3	6.75	1980	3,661.2	4.90
1958	1293.9	(0.57)	1981	3,849.6	5.15
1959	1341.4	3.67	1982	3,840.7	(0.23)
1960	1504.7	12.17	1983	3,356.6	(12.60)
1961	1615.8	7.38	1984	3,550.6	5.78
1962	1750.8	8.35	1985	3,625.4	2.11
1963	1815.6	3.70	1986	3,960.9	9.25
1964	1935.4	6.60	1987	4,291.2	8.34
1965	2030.9	4.93	1988	3,938.7	(8.21)
1966	2201.6	8.41	1989	3,473.4	(11.81)
1967	2284.9	3.78	1990	3,322.0	(4.36)
1968	2293	0.35	1991	3,415.0	2.80
1969	2379.3	3.76	1992	3,333.1	(2.40)
1970	2518.6	5.85	1993	3549.7	6.50
1971	2623.9	4.18	1994 (*)	3975.7	12.00
1972	2699.2	2.87			

NOTAS:

(*) De Enero a Agosto de 1994.

Los datos para 1992 - 1994 han sido tomados de la Publicacion Nota Semanal N° 37, 6/10/94; Editada por el Banco Central de Reserva del Perú.

Los datos para 1980 - 1991 han sido tomados del Resumen Económico Anual 1992, Editado por el Banco Central de Reserva del Perú.

Para los años 1950 -1979, la fuente es el INEI.

PBI PER CAPITA

AÑO	Poblacion (Miles)	PBI Per Capita	VARIACION PBI Per Cap.	AÑO	Poblacion (Miles)	PBI Per Capita	VARIACION PBI Per Cap.
1950	7,384	117.2	-----	1973	13,885	204.85	2.74
1951	7,584	123.5	5.34	1974	14,240	218.21	6.52
1952	7,789	127.7	3.43	1975	14,605	219.99	0.82
1953	8,000	131.0	2.56	1976	14,979	218.71	(0.58)
1954	8,217	135.8	3.64	1977	15,363	214.11	(2.10)
1955	8,439	138.5	2.01	1978	15,756	209.35	(2.22)
1956	8,668	140.6	1.54	1979	16,160	215.98	3.16
1957	8,902	146.2	3.94	1980	16,574	220.91	2.28
1958	9,144	141.5	(3.19)	1981	17,005	226.38	2.48
1959	9,391	142.8	0.94	1982	17,393	220.82	(2.46)
1960	9,646	156.0	9.22	1983	17,790	188.68	(14.55)
1961	9,907	163.1	4.55	1984	18,196	195.13	3.42
1962	10,209	171.5	5.14	1985	18,611	194.80	(0.17)
1963	10,521	172.6	0.63	1986	19,035	208.08	6.82
1964	10,843	178.5	3.44	1987	19,470	220.40	5.92
1965	11,174	181.8	1.82	1988	19,914	197.79	(10.26)
1966	11,515	191.2	5.19	1989	20,368	170.53	(13.78)
1967	11,867	192.5	0.71	1990	20,833	159.46	(6.49)
1968	12,229	187.5	(2.62)	1991	21,308	160.27	0.51
1969	12,603	188.8	0.69	1992	21,794	152.94	(4.58)
1970	12,988	193.9	2.72	1993	22,048	161.00	5.27
1971	13,385	196.0	1.09	1994 (*)	22,489	176.78	9.80
1972	13,538	199.4	1.70				

Cuadro 4.5

PERU
BALANZA COMERCIAL
(MMUS\$)

AÑO	EXPORTACIONES	IMPORTACIONES	SALDO
1989	3,488	2,291	1,197
1990	3,231	2,891	340
1991	3,329	3,494	(165)
1992	3,484	4,051	(567)
1993	3,464	4,043	(579)
1994	2,000	2,467	(467)

FUENTE:

Memoria Anual 1991 del Banco Central de Reserva del Perú.

Cuadro 4.6

PERU TASA DE CAMBIO

AÑO	I/. / US\$		
	COMPRA	VENTA	PROMEDIO
1982	0.7	0.71	0.71
1983	1.64	1.68	1.66
1984	3.59	3.71	3.65
1985	12.5	12.74	12.62
1986	17.66	17.87	17.77
1987	31.24	31.8	31.52
1988	263.97	273.72	268.85
1989	4239.5	4420.8	4330.15
1990	199462.66	205344.7	202403.68
AÑO	S/. / US\$		
	COMPRA	VENTA	PROMEDIO
1991	0.76	0.78	0.77
1992	1.24	1.25	1.25
1993	1.98	1.99	1.99
1994 (*)	2.18	2.19	2.19

NOTA:

(*) De Enero a Agosto de 1994

Los datos para 1992 - 1994 han sido tomados de la publicación Nota Semanal N° 37, 6/10/94; editada por el Banco Central de Reserva del Perú.

Los datos para 1982 - 1991 han sido tomados de la Memoria Anual 1992 editada por el Banco Central de Reserva del Perú.

Cuadro 4.7

PERU INFLACION

AÑO	PROMEDIO MENSUAL (%)	ACUMULADA ANUAL (%)
1982	4.7	72.9
1983	7.0	125.1
1984	6.4	111.5
1985	8.3	158.3
1986	4.2	62.9
1987	6.6	114.5
1988	29.7	1,722.3
1989	32.6	2,775.3
1990	59.9	7,649.6
1991	7.6	139.2
1992	3.8	56.7
1993	2.5	39.5
1994 (*)	1.5	20.8

NOTAS:

(*) De Enero a Agosto de 1994

Los datos para 1992 - 1994 han sido tomados de la Publicación Nota Semanal N° 37, 6/10/94; Editada por el Banco Central de Reserva del Perú.

Los datos para 1982 - 1991 han sido tomados de la Memoria Anual 1992, editada por el Banco Central de Reserva del Perú.

Cuadro 4.8

**IMPORTACIONES DE POLIPROPILENO
Y ACRILONITRILO
MTM/AÑO**

ANO	POLIPROPILENO	ACRILONITRILO
1976	5.0	13.1
1977	5.9	15.5
1978	10.3	13.4
1979	6.5	15.8
1980	8.4	20.7
1981	8.1	16.5
1982	6.3	22.6
1983	5.2	27.3
1984	7.4	27.5
1985	6.8	29.5
1986	12.6	30.4
1987	15.3	28.6

Cuadro 4.9

**DEMANDA HISTORICA Y PROYECTADA
POLIPROPILENO - ACRILONITRILO**

ANO	POLIPROPILENO	ACRILONITRILO (1)
MTM/AÑO		
1976	5.0	13.1
1977	5.9	15.5
1978	10.3	13.4
1979	6.5	15.8
1980	8.4	20.7
1981	8.1	16.5
1982	6.3	22.6
1983	5.2	27.3
1984	7.4	27.5
1985	6.8	29.5
1986	12.6	30.4
1987	15.3	28.6
1990	14.9	30.0
1995	23.5	35.0
2000	33.3	50.5
2005	44.3	62.9
2010	56.9	77.8
2015	71.2	92.7

(1) Incluye mercado de exportación

Cuadro 4.10

**CRECIMIENTO HISTORICO Y PROYECTADO
DEMANDA**

PERIODO	POLIPROPILENO	ACRILONITRILO
1976-1987	10.6%	7.3%
1995-2015 ESCENARIOS		
PROBABLE	5.6%	4.3%
CONSERVADOR	4.2%	3.6%
OPTIMISTA	7.0%	5.1%

Cuadro 4.11

**PRODUCCION HISTORICA
MTM/AÑO**

ANO	FIBRAS ACRILICAS
1976	13.8
1977	16.3
1978	14.1
1979	16.6
1980	21.8
1981	17.4
1982	23.7
1983	28.7
1984	27.0
1985	31.1
1986	28.9
1987	27.5

Estimados a partir de los volúmenes de importación de acrilonitrilo, el cual interviene en la fabricación de fibras acrílicas en 95% en peso.

Cuadro 4.12

CAPACIDAD INSTALADA

PRODUCTO	CAPACIDAD INSTALADA (MTM/AÑO)	EMPRESAS PRODUCTORAS	AÑO
Poliacrilonitrilo	18.00	Bayer Industrial S.A.	1975
Fibras Acrílicas	18.00	Bayer Industrial S.A.	1975
Poliacrilonitrilo	30.00	SDF (Ex Bayer Ind. S.A.) *	1994
Fibras Acrílicas	33.00	SDF (Ex Bayer Ind. S.A.) *	1994

Nota:

* : Empresa Sudamericana de Fibras

Cuadro 4.13

4.3 CAPACIDAD DE PLANTA .

Considerando que el crecimiento de la demanda de nuestro país se ubica en un escenario conservador, se tiene un déficit de propileno en el mercado interno como acrilonitrilo y polipropileno para el año 1995 de 103 MTMA y para el año 2010 de 165 MTMA. En lo que respecta al MTBE, el consumo interno es muy pequeño, casi todo el MTBE sería destinado a exportación debido a que existe una demanda mundial requerida de 73 nuevas plantas de MTBE con una capacidad de 500 MTMA.

Debido a lo expuesto se estima que la capacidad de planta sería la siguiente:

CAPACIDAD PROPILENO: 250-300 MTMA.

CAPACIDAD MTBE : 500 MTMA.

5 MATERIA PRIMA

5.1 FUENTE

La materia prima requerida para la **Planta de Deshidrogenación Catalítica** será constituida en un 100% por el GLP disponible con la implementación del Proyecto de Explotación del Gas de Camisea.

La posibilidad de utilizar el GLP del gas de Camisea, se justifica por dos razones:

Primero: parte del volumen de GLP producido reemplazará a las importaciones necesarias para satisfacer la demanda interna; y lo restante, que es el mayor volumen, quedará como excedente para darle otros usos.

Segundo: dicho volumen excedente podría destinarse a la exportación valorizándolo como combustible a precios relativamente bajos; sin embargo, la puesta en marcha del **Proyecto de Deshidrogenación Catalítica**, permitirá darle un mayor valor agregado; y por consiguiente, lograr un mayor beneficio para el país.

Actualmente, el Gobierno Peruano negocia un contrato de explotación integral del Gas de Camisea con el **consorcio Shell - Mobil**, el cual tiene como plazo para ser suscrito en los primeros meses del año 1996.

5.2 UBICACION DE LA FUENTE

La fuente de suministro de GLP como materia prima para la **Planta de Deshidrogenación Catalítica** es el **Gas de Camisea**, cuyos yacimientos se encuentran ubicados en el Lote N° 42, en las cercanías del río Camisea en el Departamento del Cuzco. (10)

Estratégicamente, el GLP debe estar disponible en Lima por ser el lugar más adecuado para la instalación de la planta, teniendo en cuenta que gran parte de la producción será destinada a la exportación, Lima ofrece grandes facilidades portuarias.

5.3 RECUPERACION DEL GLP

La recuperación del GLP se obtendrá de la depropanizadora y debutanizadora que forman parte de la planta de fraccionamiento de los condensados del gas natural.

Con la poca información disponible respecto a la composición y propiedades de los condensados del gas de Camisea y que ha sido proporcionada por la compañía Shell, PETROPERU S:A. ha realizado un estudio de prefactibilidad de la Planta de Fraccionamiento para la obtención de los productos comerciales de los líquidos condensados del gas de Camisea

Para el diseño de la Planta de Fraccionamiento se han tenido en cuenta las siguientes consideraciones:

- a.- Considerar la distribución de isómeros igual a la del gas de Aguaytía (cuadro 5.1).
- b.- El factor de caracterización K_{UOP} del corte de C_9+ igual a 12.6.

En una primera etapa del proyecto, se considera que será explotado el pozo San Martín cuya producción de condensados será de aproximadamente, 45 MBPD. El procesamiento de estos líquidos permitirá obtener la siguiente producción:

PRODUCTO	MBPD
Propano	9.1
Butano	6.6
Gasolina	8.7
Nafta	6.9
Kerosene	11.7
Diesel	2.0
Total	45.0

Del cuadro mostrado se tiene que la producción neta de GLP sería 15.7 MBPD, de los cuales 12.5 MBPD se utilizarán como materia prima para la Planta de Deshidrogenación Catalítica y el resto para sustituir las importaciones requeridas para satisfacer la demanda interna del GLP como combustible.

Cabe señalar que cuando se inicie la explotación del Gas de Camisea la estructura de la demanda cambiará notablemente, parte del mercado del GLP será desplazado por el consumo de gas seco.

La compañía Shell proporcionó la composición de los condensados del Gas de Camisea (cuadro 5.1) basados en los métodos de separación:

- Turbo Expansión (Turbo - Expander: TE) con auto refrigeración del gas a - 34°C
- Separación a baja Temperatura (Low Temperature Separation: LTS)

• **ANALISIS DE LOS LIQUIDOS DEL GAS NATURAL PROPORCIONADOS POR SHELL (% MOLAR)**

COMPONENTE	CAMPO SAN MARTIN		CAMPO CASHIRIARI	
	TE	LTS	TE	LTS
C ₂	0.40	0.50	0.46	0.46
C ₃	30.53	33.72	28.98	28.98
i C ₄	6.09	6.23	6.21	6.21
n C ₄	12.72	12.67	12.68	12.68
i C ₅	5.59	5.34	5.78	5.78
n C ₅	5.36	5.08	5.80	5.80
C ₆	7.59	7.07	7.75	7.75
C ₇	8.28	7.68	7.36	7.36
C ₈	7.62	7.06	6.94	6.94
C ₉	4.85	4.50	3.69	3.69
C ₁₀	3.33	3.08	3.44	3.44
C ₁₁	2.22	2.06	2.36	2.36
C ₁₂	1.53	1.41	1.70	1.70
C ₁₃	1.11	1.03	1.35	1.35
C ₁₄	0.83	0.77	1.02	1.02
C ₁₅	0.56	0.51	0.72	0.72
C ₁₆	0.28	0.26	0.51	0.51
C ₁₇	0.28	0.26	0.31	0.31
C ₁₈	0.28	0.26	0.23	0.23
C ₁₉	0.14	0.13	0.18	0.18
C ₂₀	0.14	0.13	0.12	0.12
C ₂₁₊	0.28	0.25	0.23	0.23
B - Z	0.00	0.00	0.21	0.21
TO	0.00	0.00	0.80	0.80
XY	0.00	0.00	1.17	1.17

Cuadro 5.1

El proceso seleccionado para la separación de los condensados del gas es el **Proceso de Turbo Expansión**, de acuerdo con la propuesta de la Cía. Shell (Mayo de 1988).

El Proceso de Turbo Expansión ha sido seleccionado porque se caracteriza por su bajo costo de inversión y bajos costos operativos comparados con otros procesos.

El bajo costo de operación se debe a que el único equipo rotativo es el turbo expansor / compresor de alta velocidad. Asimismo, otra de las ventajas de este proceso es su alta eficiencia y el gas a fraccionar puede contener corrientes de condensado y algo de polvo, sin causar erosión durante la expansión.

Un Turbo Expansor es un mecanismo para convertir la energía interna de un gas en trabajo mecánico mediante la expansión a través de una turbina. El proceso de expansión ocurre rápidamente y el calor transferido del gas es bastante pequeño, en consecuencia, según la primera ley de la termodinámica, la energía interna de un gas disminuye por el trabajo realizado y la temperatura final del gas es bastante baja; de este modo, se le da al expansor la facultad de funcionar como un refrigerador y también como un mecanismo de producción de trabajo. En conclusión, los turbo expansores han sido ampliamente usados en el campo criogénico para producir la refrigeración requerida para la separación y liquefacción del gas.

Los Turbo Expansores pueden ser clasificados en dos categorías: los de flujo axial y los de flujo radial.

Las turbinas de flujo axial son aquellas en las que el flujo de gas es paralelo a su eje, turbinas de este tipo no son normalmente usadas para producir bajas temperaturas pero son esencialmente usadas para producir energía mecánica y tiene aplicación cuando la velocidad del flujo, temperatura de entrada o las variaciones de energía total son muy altas.

Las turbinas de flujo radial son aquellas en las que el flujo de gas es perpendicular al eje de la turbina. Han sido desarrolladas para la producción de bajas temperaturas, pero también pueden ser usadas para la producción de energía mecánica.

Un Turbo Expansor de gas natural es usado mayormente para producir bajas temperaturas. La cantidad de refrigeración depende del volumen del gas y de la relación de presión de expansión (una relación razonable es

4:1). En procesos de gas natural, la refrigeración es de primera importancia y en un segundo lugar, la generación de energía que es consumida por un compresor enlazado con el expansor.

En un Proceso de Turbo Expansión, el gas natural proveniente de los separadores se transporta a la planta para su precompresión, se recomienda la compresión en paralelo por su flexibilidad. Luego de la compresión, el gas se pre-enfría con aire o agua, la cantidad de líquido obtenida tras dicho enfriamiento es tal, que una vez deshidratado, se envía directamente a almacenamiento. La corriente de gas es enviada a un secador y acto seguido, se emplea propano a alta presión como refrigerante y posteriormente va al turbo expansor, donde se logra el enfriamiento hasta la condensación. Seguidamente, se separan los gases y los líquidos condensados en un estabilizador, de donde el líquido de gas natural (LGN), que sale por el fondo se envía a almacenamiento para su posterior fraccionamiento. Y el gas que sale por el tope se envía a recompresión.

En la figura N° 5.1 se muestra el diagrama de flujo:

5.3.1 Descripción del proceso.

La carga de condensados proveniente del gas de Camisea es bombeada a los tanques de almacenamiento ubicados en la cercanía de la planta, y luego, van a un recipiente regulador de carga, de donde se bombean a la torre debutanizadora T-1 a través de un tren de precalentamiento. En esta torre se separa el propano y el butano del resto del líquido, el cual se considera estabilizado al estar libre de de estos dos componentes.

El producto de tope de la torre T1, va a la torre depropanizadora T2, previamente pasando por un intercambiador de calor con el producto de fondos de la debutanizadora. El propano, producto de tope de la depropanizadora y el butano, producto de fondos, luego de ser enfriados, van a tanques de almacenamiento.

El condensado del fondo de la debutanizadora (líquido estabilizado) es precalentado y enviado a la torre fraccionadora: T3, en donde es fraccionado en gasolina como producto de tope; nafta y kerosene, cortes laterales y como producto de fondo, diesel. Luego de ser enfriados estos cortes, van a sus respectivos tanques de almacenamiento.

El despojamiento en las torres T1 y T2 se realiza con rehervidores de tipo casco y tubo; de manera similar, se realiza el despojamiento de la nafta y el kerosene. A diferencia de las torres anteriores, en la torre T3 el despojamiento se realiza en un horno a fuego directo, por su mayor requerimiento de calor.

Los servicios industriales requeridos para esta planta de fraccionamiento consistirán de:

- Un sistema de calentamiento de aceite que sustituirá al vapor de agua en todos los rehervidores de tubo y casco. El empleo de un sistema de aceite de calentamiento en lugar de un sistema de calentamiento con vapor, permitirá niveles bajos de consumo de agua cuya disponibilidad es limitada, e independencia en el suministro de insumos para la generación propia de vapor.

- Un sistema de desfogue de gases y líquidos, con un sistema de antorcha.
- Un sistema de aire para instrumentos.
- Un sistema de refrigeración, que considere el uso de condensadores y enfriadores refrigerados con aire, lo que permitirá minimizar el tamaño del sistema de agua de enfriamiento, el que siempre resulta ser crítico por el continuo requerimiento de insumos químicos para su tratamiento.
- Un sistema pequeño de agua de enfriamiento, preferentemente, en circuito cerrado, para enfriar al propano, butano y gasolina.
- Bombas y compresores.
- Un sistema de recepción y distribución de energía eléctrica, el cual estará equipado con generadores de emergencia.
- Un sistema contraincendio.
- Un sistema de drenaje y tratamiento de efluentes.

La producción y rendimientos de productos obtenidos de la planta de fraccionamiento se muestra en la tabla siguiente:

PRODUCCION Y RENDIMIENTOS

CAMPO TIPO SEPARACION	CASHIRIARI		SAN MARTIN			
	LTS / TE		LTS		TE	
	B/D	%	B/D	%	B/D	%
PROPANO	8,571	19.0	10,317	22.9	9,075	20.2
BUTANO	6,673	14.8	6,707	14.9	6,632	14.7
GASOLINA	8,788	19.5	7,819	17.4	8,668	19.3
NAFTA	6,757	15.0	6,792	15.1	6,879	15.3
KEROSENE	12,024	26.7	11,745	26.1	11,744	26.1
DIESEL	2,270	5.0	1,635	3.6	2,000	4.4
CARGA	45,083	100.0	45,015	100.0	44,998	100.0

Cuadro 5.2

5.3.2 Diagrama de flujo.

En la figura 5.2 se muestra el diagrama de flujo del proceso de fraccionamiento de los líquidos del gas natural.

5.3.3 Características del GLP obtenido.

Las características del propano y butano obtenidos, se presentan en las siguientes tablas:

CALIDAD DEL PROPANO

CAMPO TIPO SEPARACION	CASHIRIARI LTS	SAN MARTIN LTS	TE	ESPECIFICACIONES COMERCIALES
PROPANO, % Vol.	94.9	95.5	95.4	---
PROPILENO, % Vol.	0	0	0	---
PRESION VAPOR a 37.8 °C, en Kg/cm ²	13.6	13.5	13.4	15 max.
95% DESTILADO, a 760 mmHg, °C	- 40	- 40	- 40	- 38 max
COMPOSICION				
ETANO, % Vol	1.68	1.53	1.39	---
PROPANO, % Vol	94.89	95.53	95.38	---
i-BUTANO, % Vol	2.33	2.05	2.19	---
n-BUTANO, % Vol	1.09	0.88	1.03	---
PENTANOS +, % Vol	0.01	0.01	0.01	---

Cuadro 5.3

CALIDAD DEL BUTANO

CAMPO TIPO SEPARACION	CASHIRIARI LTS	SAN MARTIN LTS	TE	ESPECIFICACIONES COMERCIALES
PRESION VAPOR a 37.8 °C, en Kg/cm ²	5.6	5	5	5 max.
95% DESTILADO, a 760 mmHg, °C	0	0	0	2 max
COMPOSICION				
ETANO, % Vol	0	0	0	---
PROPANO, % Vol	14.0	14.0	14.0	---
i-BUTANO, % Vol	28.8	29.4	28.5	---
n-BUTANO, % Vol	57.0	56.5	57.4	---
i-PENTANO , % Vol	0.15	0.07	0.12	---
n-PENTANO , % Vol	0.05	0.03	0.01	---

Cuadro 5.4

Se asume de acuerdo a las propuestas de la Cía. Shell, que en un inicio del proyecto, sólo se explotara el gas del Pozo San Martín, mediante el proceso de turbo-expansión. De acuerdo a ello, el GLP producto tendría las siguientes características:

CALIDAD DEL GLP

CARACTERISTICAS	POZO SAN MARTIN
PROPANO, % Vol	57.8
PROPILENO, % Vol	0.0
BUTANO, % Vol	42.2
PRESION VAPOR a 37.8 °C, en K/cm ²	9.9
95% DESTILADO, a 760 mmHg, °C	---
COMPOSICION	
ETANO, % Vol	0.81
PROPANO, % Vol	61.03
i-BUTANO, % Vol	13.30
n-BUTANO, % Vol	24.81
PENTANOS + , % Vol	0.05
TOTAL	100.0

Cuadro 5.5

PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL

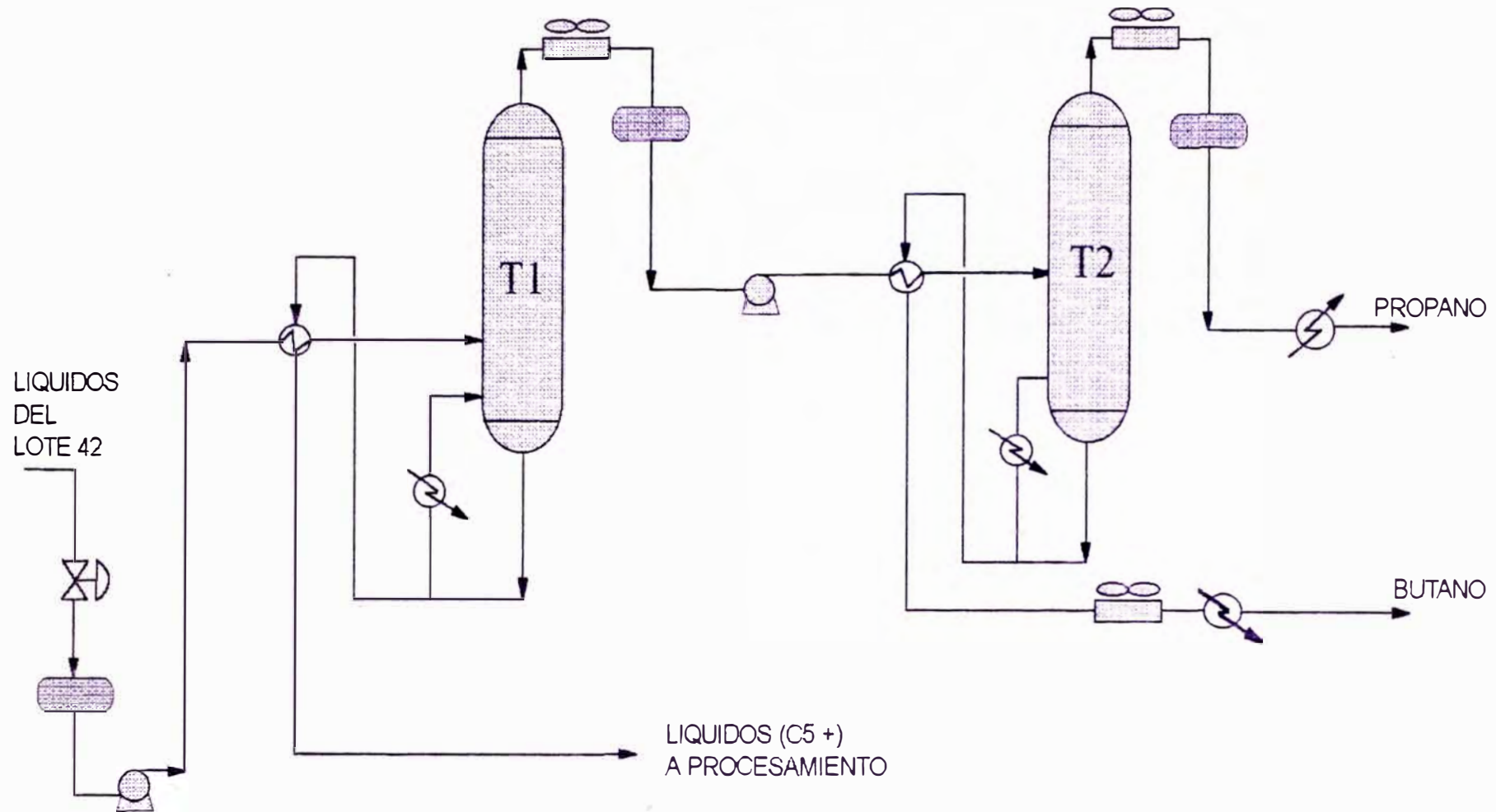


Figura 5.2

6. DESHIDROGENACION CATALITICA

6.1 FUNDAMENTO TEORICO

La deshidrogenación es una de las principales reacciones químicas en el procesamiento de hidrocarburos por medio del cual se forman compuestos menos saturados y más reactivos. Existen importantes procesos en los cuales el hidrogeno es directa o indirectamente removido. En principio, cualquier compuesto que contenga átomos de hidrogeno puede ser deshidrogenado. Se pueden producir un amplio rango de productos como: propileno a partir de propano, isobutileno, n-butileno, butadienos a partir de butanos, mono y diolefinas pesadas a partir de cadenas carbonadas largas de hidrocarburos saturados; así como también benceno, tolueno y xilenos a partir de cicloparafinas.

La deshidrogenación de productos menos específicos ocurre con frecuencia en la industria de la refinación y petroquímica, se da en algunos procesos como: pirolisis, craqueo, gasificación por combustión parcial, carbonización y reformado. En general, las reacciones de deshidrogenación son reacciones difíciles y endotérmicas, requieren altas temperaturas para favorecer el equilibrio y adecuadas velocidades de reacción. Casi siempre son usados catalizadores. Además, desde que las presiones parciales son inadecuadas para prevenir la deposición de coque, se necesitan regeneraciones periódicas.

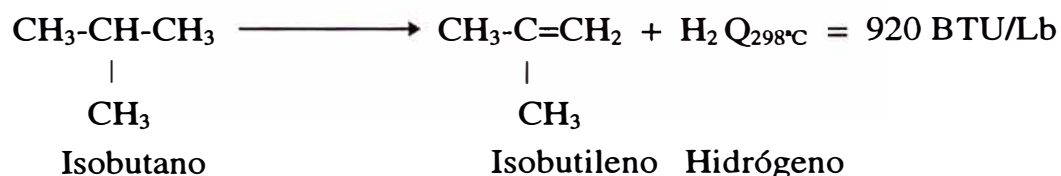
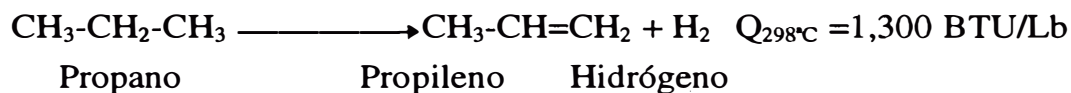
El proceso de deshidrogenación catalítica de parafinas ha sido comercialmente usado desde mediados de 1940. Durante los años 50, 60 y 70, la industria de mayor crecimiento fue la de butadieno debido al creciente mercado de los neumáticos. Al mismo tiempo, el suministro de fibra natural fue inadecuado y las fibras sintéticas basadas en el butadieno y estireno lo sustituyeron. Debido a la brusca reducción del mercado de butadieno en Norte América y Europa a finales de los 70 y principio de los 80, en Europa Occidental y Estados Unidos, las unidades de deshidrogenación de butano fueron puestas fuera de servicio, pero otras unidades continúan operando en América Latina y Europa Oriental.

En la actualidad, la mayor demanda es de propileno e isobutileno, a partir de propano e isobutano, la deshidrogenación catalítica es la ruta más adecuada y económica, la que permite una producción más selectiva de intermediarios petroquímicos los cuales tienen un crecimiento de su demanda más alto que todos los productos petroquímicos básicos.

Hasta hoy, ambos productos intermedios fueron producidos como coproductos del craqueo al vapor y craqueo catalítico fluido (FCC). Desde que el producto principal en el craqueo al vapor es el etileno, la relación propileno/etileno puede ser variada en un rango muy limitado, queda claro que la demanda de propileno vía craqueo al vapor no puede ser satisfecha si el crecimiento del mercado de propileno es mayor que el etileno. Por razones similares, la demanda de isobutileno no puede ser satisfecha, debido a que tiene importantes proyecciones de crecimiento como materia prima del MTBE, influenciada por la necesidad de mejoras en el medio ambiente y elevación del octanaje de las gasolinas reemplazando parcialmente al plomo tetraetílico, así como por los últimos cambios en las alimentaciones usadas para producir etileno. Todo ello ha traído como consecuencia la necesidad de contar con procesos de mayor rendimiento y selectividad para tales mono olefinas, razón por la que el proceso de deshidrogenación catalítica de GLP ha recobrado interés.

REACCIONES DE LA DESHIDROGENACION CATALITICA

Las reacciones para los procesos de deshidrogenación de propano a propileno e isobutano a isobutileno son:



La reacción de deshidrogenación es endotérmica., en principio, la conversión se incrementa por aumento de temperatura y disminución de presión. Sin embargo, el incremento de temperatura favorece las reacciones colaterales no deseadas y la disminución de presión aumenta el requerimiento de energía y, por lo tanto, se incrementan los costos de capital.

Termodinámica

Los dos factores más importantes que determinan la economía de las reacciones químicas involucradas en el proceso de deshidrogenación catalítica son las selectividades para los productos deseados y la conversión por paso. Las reacciones deseadas son simples, la parafina alimentada debe perder una molécula de hidrogeno para producir la olefina. La deshidrogenación no es una reacción limpia, sino que, generalmente, presenta reacciones colaterales no deseadas, incluyendo craqueo de hidrocarburos ligeros y polimerización, formando hidrocarburos pesados y también, coque. Del mismo modo, para el butano y alimentaciones pesadas se produce isomerización y subproductos no deseados.

Las cantidades de parafina, olefina e hidrógeno, en el equilibrio, son fácilmente calculadas. En el caso de la deshidrogenación del propano para producir propileno, la fracción de olefina en el producto, se incrementa con el aumento de temperatura y disminuye con la presión; así, se tiene que a la temperatura de salida del reactor (1060 °F) y presión absoluta de 1/3 atm, la olefina producto, en el equilibrio, es 60% y a la misma temperatura y presión absoluta de 1 atm, la olefina producto es solo 40%. Similarmente, ocurre con el isobutileno, para el cual a la temperatura de salida del reactor de 970 °F y 1/3 atm de presión absoluta, la olefina producto es 60% y a la misma temperatura y 1 atm de presión absoluta, la olefina producto en el equilibrio es sólo 38%.

Estas razones obligan a que para incrementar el rendimiento operando a 1 atm de presión absoluta, se tenga que aumentar el flujo de la alimentación y reciclar la fracción no convertida, lo cual incrementa la inversión y costos operativos; asimismo, el reciclo de hidrogeno para suprimir la producción de coque también agrava esta situación.

En conclusión, se tiene que las condiciones apropiadas para las reacciones de deshidrogenación catalítica basadas en la termodinámica son: altas temperaturas y presiones absolutas menores que 1 atm y sin reciclado de hidrógeno.

6.2 JUSTIFICACION PARA LA SELECCION DEL PROCESO

La industria del procesamiento del gas ofrece nuevas oportunidades para el mejoramiento de productos, es así que, a partir de 1990, debido a la ventaja del mercado de gasolinas sin plomo y del mercado de productos petroquímicos, ofrece una gran oportunidad a los procesadores de gas para ampliar el alcance de sus operaciones.

El dramático surgimiento del interés en la producción de olefinas ligeras especialmente propileno e isobutileno, ha llevado a niveles de actividad sin precedentes en el área de la deshidrogenación catalítica del gas licuado de petróleo (GLP).

La demanda de isobutileno está incrementando las perspectivas de la refinería por nuevas fuentes de suministro, para luego ser usado como alimentación en la producción de metil ter butil eter (MTBE), un elevador de octanaje de gasolinas, en sustitución del plomo tetraetílico (TEL). Similarmente, el mercado para el propileno está creciendo significativamente en respuesta al incremento de la demanda del polipropileno y otros derivados del propileno.

Las fuentes tradicionales para el suministro del propileno y butenos son dos:

1. Recuperación del propileno en la refinería, principalmente de la operación de las unidades de craqueo catalítico fluido (Fluid Cracking Catalytic: FCC).
2. Recuperación de propileno de unidades de craqueo al vapor (Steam Cracker).

6.2.1 Frente a la Pirólisis.

La deshidrogenación catalítica, ofrece mayores ventajas, que la pirólisis, por el hecho de que la producción de propileno y butilenos, es más selectiva y de mayor rendimiento; en cambio, en la pirólisis, las mencionadas olefinas son recuperadas como subproductos menores.

En el cuadro 6.1 se muestra la distribución de los rendimientos para varias alimentaciones a una unidad de craqueo al vapor, se observa que el rango de rendimiento de propileno producto es de sólo el 3% a 17% de la carga alimentada al craqueador. para los butenos, el rendimiento de un craqueador al vapor es similarmente bajo, de 1% la alimentación.

UNIDAD DE CRAQUEO AL VAPOR - DISTRIBUCION DE PRODUCTOS

ALIMENTACION	RENDIMIENTO DE PRODUCTOS (% PESO)						TOTAL
	ETILENO	PROPILENO	BUTADIENO	BUTENOS	BTX	COMBUSTIBLE	
ETANO	77.5	2.8	1.9	0.8		17.0	100
PROPANO	42.0	16.8	3.0	1.3	3.0	33.9	100
NAFTA LIGERA	33.7	15.6	4.5	4.2	9.1	32.9	100
VGO (LIGERO)	20.4	14.1	5.4	6.3	8.5	45.3	100

Cuadro 6.1

6.2.2 Frente al Craqueo Catalítico Fluído.

El Craqueo Catalítico Fluído es menos ventajoso que la Deshidrogenación Catalítica por el hecho que el propileno y butilenos son recuperados como subproductos menores, mientras que, en la deshidrogenación catalítica la producción de estas olefinas, es más selectiva y de mayor rendimiento.

6. DESHIDROGENACION CATALITICA

6.1 FUNDAMENTO TEORICO

La deshidrogenación es una de las principales reacciones químicas en el procesamiento de hidrocarburos por medio del cual se forman compuestos menos saturados y más reactivos. Existen importantes procesos en los cuales el hidrógeno es directa o indirectamente removido. En principio, cualquier compuesto que contenga átomos de hidrógeno puede ser deshidrogenado. Se pueden producir un amplio rango de productos como: propileno a partir de propano, isobutileno, n-butileno, butadienos a partir de butanos, mono y diolefinas pesadas a partir de cadenas carbonadas largas de hidrocarburos saturados; así como también benceno, tolueno y xilenos a partir de cicloparafinas.

La deshidrogenación de productos menos específicos ocurre con frecuencia en la industria de la refinación y petroquímica, se da en algunos procesos como: pirólisis, craqueo, gasificación por combustión parcial, carbonización y reformado. En general, las reacciones de deshidrogenación son reacciones difíciles y endotérmicas, requieren altas temperaturas para favorecer el equilibrio y adecuadas velocidades de reacción. Casi siempre son usados catalizadores. Además, desde que las presiones parciales son inadecuadas para prevenir la deposición de coque, se necesitan regeneraciones periódicas.

El proceso de deshidrogenación catalítica de parafinas ha sido comercialmente usado desde mediados de 1940. Durante los años 50, 60 y 70, la industria de mayor crecimiento fue la de butadieno debido al creciente mercado de los neumáticos. Al mismo tiempo, el suministro de fibra natural fue inadecuado y las fibras sintéticas basadas en el butadieno y estireno lo sustituyeron. Debido a la brusca reducción del mercado de butadieno en Norteamérica y Europa a finales de los 70 y principio de los 80, en Europa Occidental y Estados Unidos, las unidades de deshidrogenación de butano fueron puestas fuera de servicio, pero otras unidades continúan operando en América Latina y Europa Oriental.

La reacción de deshidrogenación es endotérmica., en principio, la conversión se incrementa por aumento de temperatura y disminución de presión. Sin embargo, el incremento de temperatura favorece las reacciones colaterales no deseadas y la disminución de presión aumenta el requerimiento de energía y, por lo tanto, se incrementan los costos de capital.

Termodinámica.

Los dos factores más importantes que determinan la economía de las reacciones químicas involucradas en el proceso de deshidrogenación catalítica son las selectividades para los productos deseados y la conversión por paso. Las reacciones deseadas son simples, la parafina alimentada debe perder una molécula de hidrógeno para producir la olefina. La deshidrogenación no es una reacción limpia, sino que, generalmente, presenta reacciones colaterales no deseadas, incluyendo craqueo de hidrocarburos ligeros y polimerización, formando hidrocarburos pesados y también, coque. Del mismo modo, para el butano y alimentaciones pesadas se produce isomerización y subproductos no deseados.

Las cantidades de parafina, olefina e hidrógeno, en el equilibrio, son fácilmente calculadas. En el caso de la deshidrogenación del propano para producir propileno, la fracción de olefina en el producto, se incrementa con el aumento de temperatura y disminuye con la presión; así, se tiene que a la temperatura de salida del reactor (1060 °F) y presión absoluta de 1/3 atm, la olefina producto, en el equilibrio, es 60% y a la misma temperatura y presión absoluta de 1 atm, la olefina producto es sólo 40%. Similarmente, ocurre con el isobutileno, para el cual a la temperatura de salida del reactor de 970 °F y 1/3 atm de presión absoluta, la olefina producto es 60% y a la misma temperatura y 1 atm de presión absoluta, la olefina producto en el equilibrio es sólo 38%.

Estas razones obligan a que, para incrementar el rendimiento operando a 1 atm de presión absoluta, se tenga que aumentar el flujo de la alimentación y reciclar la fracción no convertida, lo cual incrementa la inversión y costos operativos; asimismo, el reciclo de hidrógeno para suprimir la producción de coque también agrava esta situación.

En conclusión, se tiene que las condiciones apropiadas para las reacciones de deshidrogenación catalítica basadas en la termodinámica son: altas temperaturas y presiones absolutas menores que 1 atm y sin reciclo de hidrógeno.

6.2 JUSTIFICACION PARA LA SELECCION DEL PROCESO

La industria del procesamiento del gas ofrece nuevas oportunidades para el mejoramiento de productos, es así que, a partir de 1990, debido a la ventaja del mercado de gasolinas sin plomo y del mercado de productos petroquímicos, ofrece una gran oportunidad a los procesadores de gas para ampliar el alcance de sus operaciones.

El dramático surgimiento del interés en la producción de olefinas ligeras especialmente propileno e isobutileno, ha llevado a niveles de actividad sin precedentes en el área de la deshidrogenación catalítica del gas licuado de petróleo (GLP).

La demanda de isobutileno está incrementando las perspectivas de las refinería por nuevas fuentes de suministro, para luego ser usado como alimentación en la producción de metil ter butil éter (MTBE), un elevador de octanaje de gasolinas, en sustitución del plomo tetraetílico (TEL). Similarmente, el mercado para el propileno está creciendo significativamente en respuesta al incremento de la demanda del polipropileno y otros derivados del propileno.

Las fuentes tradicionales para el suministro del propileno y butenos son dos:

1. Recuperación del propileno en la refinería, principalmente de la operación de las unidades de craqueo catalítico fluido (Fluid Cracking Catalytic: FCC).
2. Recuperación de propileno de unidades de craqueo al vapor (Steam Cracker).

En el cuadro 6.2 se presenta la distribución de los rendimientos de una unidad típica para operaciones de FCC, a alta severidad, en donde se puede apreciar que el rendimiento potencial es sólo del 5% al 6% de la carga total alimentada a la unidad de FCC.

Para los butenos, presenta rendimientos del 6% al 7% de la alimentación, en el caso de operaciones típicas y a alta severidad de la unidad FCC.

UNIDAD DE FCC - DISTRIBUCION DE PRODUCTOS

Alimentación: Gasóleo Hidrotratado

PRODUCTOS	RENDIMIENTO (% PESO)	
	OPERACION TIPICA	OPERACION ALTA SEVERIDAD
HIDROGENO	0.05	0.06
METANO	1.18	1.71
ETILENO	0.95	1.40
ETANO	1.10	1.57
PROPILENO	4.89	5.84
PROPANO	1.76	2.26
BUTENOS	6.45	7.07
BUTANOS	5.20	5.93
C5 +	78.42	74.16
TOTAL	100.00	100.00

Cuadro 6.2

En todos los mercados es requerido un proceso más selectivo para la producción de propileno que logre cubrir el incremento de su demanda. El consumo de polipropileno en años recientes, se ha incrementado dos veces más que para cualquier otro termo plástico y se espera que continúe esta tendencia en años posteriores.

Muchas refinerías están en la búsqueda de un suministro estable de isobutileno para la producción de MTBE para el mezclado de gasolina. El consumo de MTBE se incrementó por un factor de 10 durante los años 80 y durante 1990 fue alrededor de 120 MBPSD, su consumo para 1995 estuvo entre 200 y 300 MBPSD.

Por lo tanto, la mayor demanda de propileno e isobutileno, en contraste con su baja producción; así como los bajos rendimientos logrados en operaciones de unidades FCC y craqueo al vapor son más que suficiente para justificar la necesidad de instalar nuevos procesos para la producción de dichas olefinas, siendo la deshidrogenación catalítica de GLP, el proceso que más se ha difundido actualmente y resulta ser, asimismo, más ventajoso que el FCC y craqueo al vapor para la producción de olefinas ligeras.

6.3 TECNOLOGIAS EXISTENTES DE DESHIDROGENACION CATALITICA

Aunque existen muchas tecnologías disponibles de deshidrogenación, sólo dos han sido probadas comercialmente para la producción de propileno e isobutileno: **Oleflex de la Compañía Universal Oil Products (UOP)** y **Catofin de la Compañía ABB Lummus Crest**, que compró la licencia de Air Products, ambas de Estados Unidos de América.

6.3.1 PROCESO OLEFLEX

Cuando la demanda para propileno e isobutileno o mezcla de estos dos, excede la cantidad disponible de estos productos (obtenidos como productos secundario de los procesos existentes: FCC y Steam Cracking), es requerido un proceso más selectivo. En este caso, el proceso Oleflex de deshidrogenación catalítica, representa un método económico para producir propileno e isobutileno con altas selectividades a partir de sus respectivas parafinas. El proceso puede ser operado como una sola unidad o integrada como parte de un complejo nuevo.

El proceso Oleflex está basado en dos tecnologías existentes de UOP:

- El Proceso Pacol, que deshidrogena parafinas en el rango del kerosene a monoolefinas. El sistema del catalizador Oleflex está basado en la formulación usada por el mencionado proceso. Ambos procesos usan platino sobre una base esférica de alúmina.
- Y, el proceso Platforming de Regeneración Continua del Catalizador (CCR Platforming), el cual reforma nafta para la producción de gasolina de alto octanaje. El sistema de regeneración continua del catalizador usado en unidades de CCR Platforming, es idealmente adecuado para el proceso Oleflex de alta severidad.

El proceso Oleflex ofrece las ventajas de altos rendimientos, costos de capital razonables y bajos requerimientos operativos. Opera de una forma totalmente continua con actividad uniforme del catalizador en todo momento y sin oscilaciones en la composición del efluente o paradas del reactor para regeneración. La segregación entre la sección de reacción y la sección de regeneración del catalizador significa que cada sección puede operar sobre óptimas condiciones.

Flujo del proceso

El proceso Oleflex de UOP consta de dos secciones independientes: la sección de reacción y la sección de regeneración. Cada una de tales secciones está diseñada para operar en forma continua e independientemente de la otra

La sección de reacción consta de 3 a 4 reactores radiales, hornos de carga entre cada reactor e intercambiador de calor para la alimentación.

Una sección con tres reactores, es típica para una unidad que tiene como carga, butanos. La termodinámica de las reacciones hacen posible un cuarto reactor que resulta económico, si la unidad procesa una carga de propano.

Sección de reacción.

La carga fresca (propano, isobutano, n-butano o la mezcla de éstos) es mezclada con la corriente reciclada de parafinas no convertidas y el gas de reciclo rico en hidrógeno. Esta alimentación es calentada a la temperatura de entrada al reactor y es convertida a la correspondiente monoolefina en los reactores apilados. Debido a que la reacción es endotérmica, se mantiene por abastecimiento de calor equivalente al calor de reacción, a través de los hornos interetapas.

El efluente del último reactor es comprimido, secado y enviado al sistema de separación criogénica. Los secadores son usados para remover trazas de agua formadas cuando el catalizador oxidado de la unidad de regeneración es reducido en el ambiente

de hidrogeno de la zona de reacción. El efluente es condensado por gas frío de los expansores e intercambia calor con la alimentación. Propano o butano son separados como líquidos de la combinación del gas de reciclo y el gas rico en hidrógeno, estos líquidos son enviados a la corriente de procesamiento.

El gas del separador es expandido y dividido en dos corrientes: gas reciclo y gas neto. El gas neto es recuperado con un 85 a 93 % mol de pureza de H₂, su alta pureza lo hace un producto valioso. Las impurezas del hidrogeno consisten principalmente en metano y etano, no contiene contaminantes tales como el nitrógeno, CO o CO₂; de tal forma que el hidrógeno disponible puede ser usado en muchas aplicaciones de hidrogeno.

El líquido separado es, entonces, bombeado a un despojador de ligeros donde los componentes más ligeros que propano ó butano son removidos. Los fondos del despojador están constituidos por las mono olefinas y la parafina de alimentación no convertida, la alimentación que no se ha convertido es reciclada a la unidad de deshidrogenación.

El diseño de la sección de separación depende del tipo de carga. Una unidad de propano contiene una de etanizadora y un separador propano/propileno (P-P) para producir propileno grado químico o grado polímero. Propano no convertido es reciclado a la sección de reacción. Una columna adicional para retirar los C₄'s de la unidad, puede ser requerida, dependiendo del contenido de C₄ en la alimentación.

El separador P-P representa una parte significativa del capital total y costos operativos para una unidad de deshidrogenación de propano. En algunos casos el uso de la depropanizadora no es requerida, lográndose ahorros significativos.

El propano puede ser reciclado de la unidad de propileno de regreso a la unidad de reacción. Una unidad de síntesis de Cumeno es un ejemplo de tal aplicación.

La sección de fraccionamiento para una unidad C4 depende del diagrama de flujo y la distribución de productos . El sistema típico consiste de una depropanizadora para remover los cortes ligeros. Los fondos de la depropanizadora son enviados a una unidad que separa o consume olefinas. No se requiere el uso de una depropanizadora en algunas aplicaciones.

Si la unidad procesa una mezcla de C3/C4 la sección de fraccionamiento consiste de una debutanizadora ,un separador C3/C4 y un separador P-P.

Las reacciones de deshidrogenación son de equilibrio limitado.La cantidad de olefinas en el efluente del reactor depende de las condiciones de salida del reactor. Bajas presiones y altas temperaturas favorecen el incremento de la concentración de olefinas en el equilibrio.

Las reacciones de craqueo térmico limitan la temperatura máxima y, por lo tanto, la presión se convierte en la variable principal; mientras la presión disminuye, el equilibrio de concentración de olefinas aumenta. Altas conversiones por paso se pueden dar en vacío, con similares o altas selectividades dependiendo del catalizador; sin embargo, la presión del reactor disminuye la relación de compresión, y los requerimientos de potencia para la compresión en la sección de recuperación aumenta.

Sección de regeneración.

La unidad de Regeneración Continua del Catalizador (Continuos Catalyst Regeneration: CCR) básicamente tiene tres funciones:

1. Quema el coque que se forma en el catalizador .
2. Redistribuye el platino .
3. Remueve el exceso de ceniza.

El lecho fluidizado del catalizador circula en un lazo a través de los reactores y el regenerador. El tiempo del ciclo alrededor del lazo puede ser ajustado dentro de ciertos límites, pero típicamente es de dos a siete días dependiendo de la severidad de la operación y la necesidad de regeneración.

Las secciones de reacción y regeneración son totalmente independientes entre si a fin de que el regenerador pueda ser mantenido en espera, aún por muchos días, sin interrumpir el proceso de deshidrogenación catalítica en los reactores.

El catalizador del último reactor es transportado por gas nitrógeno a la sección de regeneración. El catalizador desactivado es recolectado en un silo y después, por gravedad va hacia el regenerador. En el regenerador, operando a condiciones de estado estacionario, es controlado cuidadosamente para mantener tales condiciones y así obtener un completo reacondicionamiento del catalizador.

El catalizador regenerado fluye a través de líneas de transferencia hacia un silo pulmón, un silo de alimentación y un elevador, desde el cual es transportado al tope del primer reactor, con gas hidrógeno de elevación. El porcentaje de flujo del catalizador es controlado a la salida de la torre de regeneración y las otras transferencias del catalizador son arregladas por mecanismos de control de nivel.

El retiro del catalizador, regeneración y el reingreso al reactor es controlado por un sistema lógico de estado sólido con sistema de seguridad tipo "Interlock" y sistemas de verificación y secuencia visual, también tiene un panel de control, esto permite la mínima atención del operador. En realidad, el sistema de regeneración puede ser probado y arrancado presionando cuidadosamente sólo el botón "On-Off" de control.

Arrancar y para la sección de regeneración de ninguna manera interfiere con el proceso. La rutina de mantenimiento en la sección de regeneración puede ser realizada en menos de 8 horas; por lo tanto, si algún problema ocurre durante el turno de noche, el regenerador puede ser apagado hasta el día siguiente cuando el problema puede ser resuelto. Esto es posible gracias a la alta estabilidad del catalizador.

Mecánicamente, debe enfatizarse que la transferencia de catalizador y los porcentajes de circulación son bajos, las medidas de las líneas son pequeñas y las pérdidas por atricción del catalizador son virtualmente nulas.

Ventajas de la regeneración continua.

La cantidad de catalizador removido es pequeña y la frecuencia de transferencia es suficiente para lograr un proceso que es esencialmente continuo. Esto elimina la necesidad de cambiar condiciones de proceso con tiempo para aumentar calidad de producto ó requerimientos de producción, desde que las condiciones se mantienen constantes con la regeneración continua del catalizador

Estas características hacen posible alcanzar el mas alto rendimiento de producto y diseñar velocidades especiales mas altas, las cuales reducen costos de inversión y permiten relaciones mas bajas de gas de reciclo, lo cual a la larga reduce costos de capital y operación.

Desde que la reacción y zonas de regeneración son independientes una de otra, ellas operan continuamente en condiciones óptimas de operación. Los equipos de la sección de proceso están siempre bajo condiciones de procesamiento y el regenerador está siempre bajo condiciones de regeneración no cíclicas entre las dos atmósferas. Debería ser necesario que el regenerador sea apagado unos días sin tener que interrumpir la operación de los reactores y las unidades posteriores.

En adición a la flexibilidad inherente al sistema, debería enfatizarse que la operación de reactores apilados con lecho fluído y regeneración continua del catalizador es extremadamente puntual con eficiencia mayores de 95%, alcanzadas en unidades de platforming continuo, las cuales son diseñadas y operadas en una base idéntica.

Consideraciones del diseño.

El sistema de regeneración continua fue comercializado por primera vez en 1971 por la Compañía UOP, en el proceso platforming usado para la reformación catalítica de nafta para producir gasolina de alto octanaje.

El diseño del equipo para regeneración continua del proceso de deshidrogenación de Oleflex con respecto al tamaño y metalurgia no es diferente de una unidad de regeneración continua diseñada para la unidad continua de platforming. Los dos principales requerimientos del diseño del reactor son la baja caída de presión en el lecho catalítico y en la facilidad de flujo del catalizador a través del lecho con una buena distribución de flujo tapón y un mínimo de atricción del catalizador. El reactor de flujo radial que ha sido usado por UOP, se adapta bien a estos requerimientos. Este tipo de diseño del reactor genera una caída de presión baja con una relación alta (Longitud a Diámetro: L/D) del lecho catalítico, esta relación L/D hace fácil obtener un flujo de catalizador uniforme con un mínimo hardware interno. Los interiores del reactor son simples y alineados a la corriente para causar un mínimo desgaste del catalizador.

El diseño de los reactores apilados usando flujo por gravedad, del primer al segundo y desde el segundo a un tercer reactor, simplifica las transferencias de catalizador. Hasta 4 reactores apilados han sido usados comercialmente. El diseño del intercambiador de calor de la alimentación, reactores y calentadores son integrados para minimizar la caída de presión tanto como la longitud de la tubería.

El sistema de manipuleo del catalizador está diseñado para una segura transferencia del reactor a la torre de regeneración y de regreso con un mínimo desgaste del catalizador. El catalizador es transportado por un gas elevación para mantener el sistema simple y totalmente cerrado. El transporte con el gas de elevación es posible por la alta energía y la resistencia al desgaste de este catalizador para deshidrogenación.

El equipo de deshidrogenación es relativamente pequeño, por ejemplo cada unidad de deshidrogenación de isobutano para poder producir 20,000 barriles por día de isobutileno; la válvula más grande o línea en el transporte del catalizador será de 4 pulg.

Rendimiento del producto y economía del proceso.

Para propósitos prácticos, una unidad Oleflex tiene pocos requerimientos netos de servicios. El tipo de servicios consumidos y/o generados en una unidad Oleflex dependen del tipo de motor usado para el compresor principal del proceso, pudiendo ser:

- a) Motor Eléctrico
- b) Turbina de Vapor
 - Condensación
 - “Back Pressure” y de
 - Extracción
- c) Turbina de Gas

El vapor es generado en la sección de convección del horno de carga y los hornos interetapas.

La calidad del vapor (presión y grado de sobrecalentamiento) puede ser ajustado como se desee, sobre un amplio margen. Si el motor del compresor principal no consume vapor, puede ser utilizado en otro lugar en el complejo.

El hidrógeno producido en la reacción de deshidrogenación es recuperado en un 80 a 90% de pureza, este hidrógeno puede ser exportado para usos en otras unidades o puede ser consumido como combustible.

Si una turbina a gas es usada, la corriente rica en hidrógeno junto con los cortes ligeros pueden ser usados como combustible para la turbina.

El gas gastado que sale de la turbina es usado como precalentador del aire de combustión en el horno de carga y los hornos interetapas, aumentando las eficiencias de estos.

La recuperación de producto en las unidades Oleflex asume que el uso de una unidad de separación criogénica con refrigeración interna prevista de un proceso de compresión y expansión de gas a través de una unidad de recuperación turbo expansora. Aunque este esquema no es el único disponible, usualmente se usa para una mejor utilización de la energía en el sistema. Otros esquemas de proceso pueden ser usados si se desea.

Los estimados de servicio asumen la utilización máxima de aire de enfriamiento cuando sea posible. En otros casos, es usada agua de enfriamiento. El enfriamiento por refrigeración es usado con frecuencia.

Ventajas del proceso Oleflex.

Las principales ventajas del diseño Oleflex son:

1. El reactor de deshidrogenación opera en un modo continuo, sin necesidad de parar los reactores para la regeneración del catalizador.
2. El catalizador conserva una actividad uniforme durante todo el tiempo, dando como resultado altos rendimientos del producto.
3. Todos los flujos del proceso y condiciones se mantienen a través del tiempo.
4. La sección de reacción conteniendo el hidrocarburo y la sección de regeneración conteniendo oxígeno son independientes y permanecen aisladas en todo momento. Esto permite una operación segura.

5. Los requerimientos de mantenimiento y los costos de capital son minimizados, porque no se requieren válvulas a lo largo de las líneas de proceso.
6. El procedimiento de regeneración y todas las transferencias del catalizador son controladas por un sistema lógico, con sistemas de seguridad y verificación, automáticos. La intervención de un operador es mínima.

Esquemas alternativos de proceso.

COMPLEJO MTBE

El proceso de deshidrogenación de butano puede ser integrado a otras unidades de proceso para dar lugar a la configuración de un complejo para la producción de MTBE.

El esquema de flujo de un complejo para producir MTBE a partir de butanos es ilustrado en la figura 6.2 . La alimentación de butano, el cual contiene 20 a 40% en peso de isobutano ,es llevado a la columna deisobutanizadora (DIB). El isobutano del tope de la columna DIB es convertido a isobutileno en la unidad oleflex con un selectividad total de 91 a 93 % en mol. El isobutileno es enviado a reacción con el metanol (proveniente de importación) en una unidad de eterificación para producir MTBE. La unidad Butamer isomeriza n-Butano a i-Butano. La carga fresca normalmente contiene una pequeña cantidad de pentanos que son separados en los fondos de la columna DIB. Si se desea los pentanos pueden ser mezclados con el producto MTBE.

La corriente refinada C4 de la unidad MTBE es normalmente reciclada a la columna DIB, antes que a la unidad de deshidrogenación, este reciclo permite que los n-butanos contenidos en el refinado puedan ser recuperados en la columna DIB y convertidos a isobutano en la unidad Butamer. Si el reciclo es enviado a la unidad de deshidrogenación, los n-butanos se acumulan en esta unidad hasta que, eventualmente, se

craquean a cortes ligeros. El reciclo a la columna DIB minimiza el consumo de carga fresca. Debido a que la corriente de reciclo reemplaza a una cantidad equivalente de reflujo en la columna DIB, se ha experimentado, que no se requiere incrementar el tamaño de la columna o los servicios.

La corriente de reciclo contiene compuestos oxigenados tales como el dimetil éter (DME), metanol, MTBE, alcohol terbutílico (TBA) y agua, así como butanos y butilenos no convertidos. Una unidad barata para remoción de compuestos oxigenados (ORU) es proveída como una parte integral de la unidad MTBE. Las olefinas residuales, que son también perjudiciales al catalizador de la unidad butamer, son saturados en un recipiente en línea, pequeño y poco costo, pudiendo estar en la corriente refinada de reciclo o directamente después de la unidad butamer.

Los subproductos del complejo, incluyen hidrógeno, cortes ligeros y corrientes de C5 +. Los costos de servicios están basados en el uso de una turbina vapor tipo “back pressure” para el compresor del efluente del reactor. La columna DIB en un complejo MTBE usa gran cantidad de vapor de baja presión. El vapor gastado de la turbina puede ser usado en el rehervidor del DIB y todo el vapor adicional de baja presión usado en el proceso.

Coproducción de propileno y MTBE.

Una unidad Oleflex también puede ser diseñada para procesar una mezcla C3 / C4 (GLP) para producir propileno y MTBE al mismo tiempo. La ventaja de este esquema es que si la sección de fraccionamiento y demás unidades son adecuadamente diseñadas, el producto final puede ser cambiado dependiendo de la demanda del mercado. Un diagrama de flujo típico es mostrado en la figura 6.3

El esquema junta una unidad Oleflex, incluyendo una deetanizadora y un separador propano-propileno, con las unidades MTBE y butamer, y la columna DIB.

Un separador C3/C4 está incluido en la sección de fraccionamiento de Oleflex. Las condiciones de operación y número de reactores en una unidad Oleflex que procesa una mezcla C3 / C4 de alimentación, depende de la composición de la alimentación y los productos finales deseados.

PROCESO OLEFLEX-DESHIDROGENACION DE C3

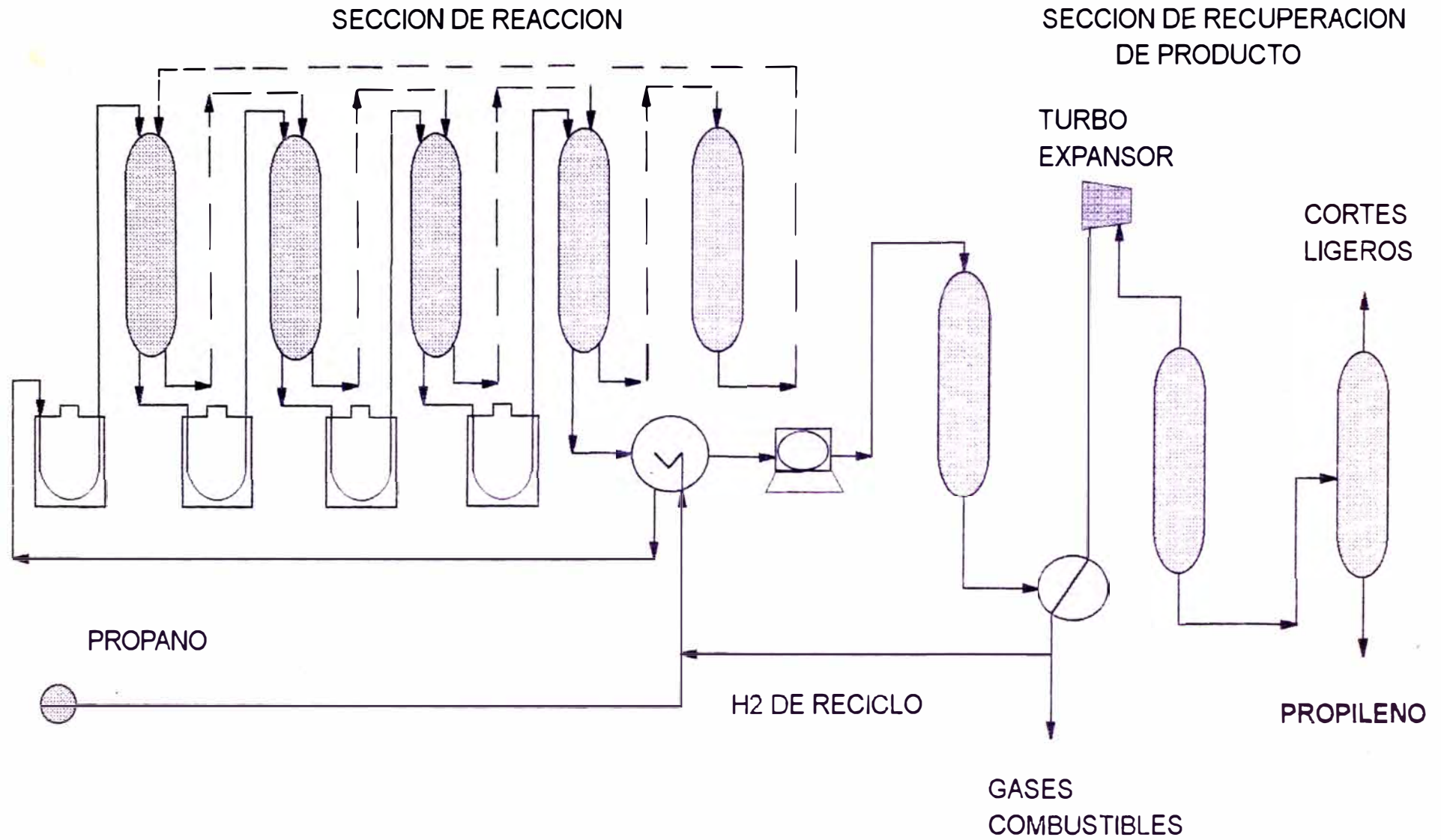


Figura 6.1

PRODUCCION MTBE -PROCESO OLEFLEX

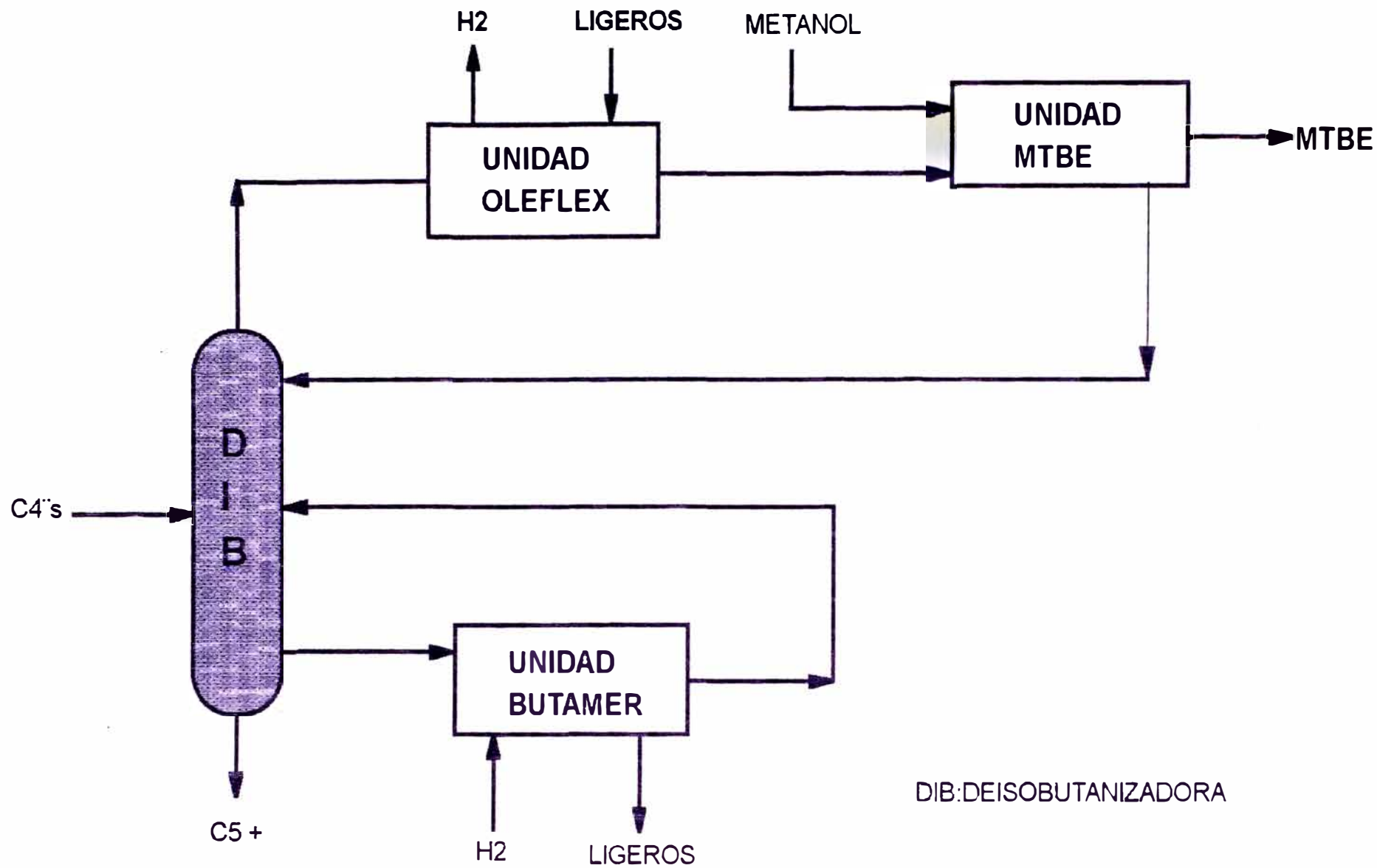


Figura 6.2

COPRODUCCION -PROCESO OLEFLEX

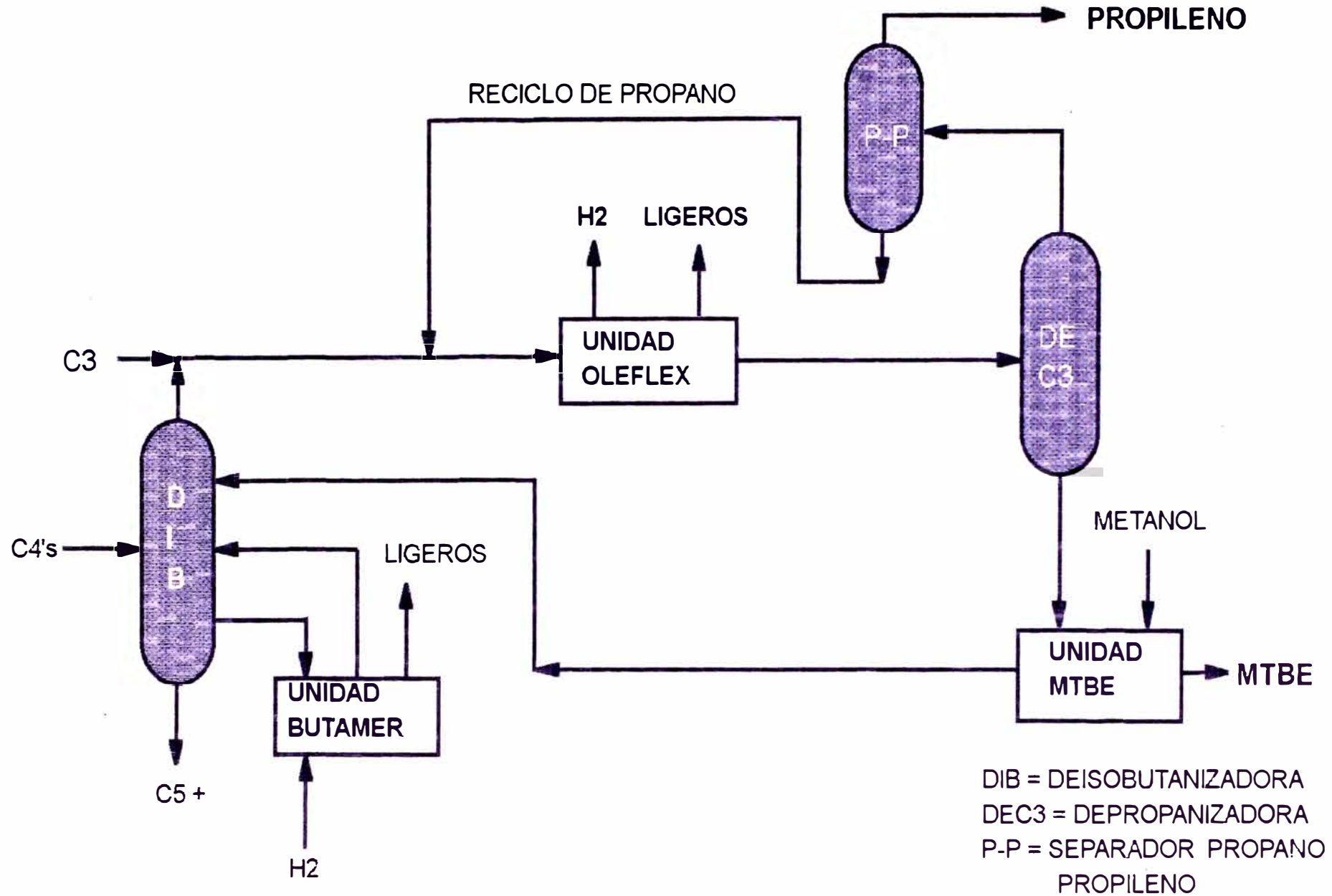


Figura 6.3

6.3.2 PROCESO CATOFIN

ABB Lummus Crest adquirió los derechos de licencia exclusiva en el mundo para los procesos de deshidrogenación de la Houdry de United Catalyst Inc., cuando ésta adquirió las tecnologías Houdry de Air Products and Chemicals Inc.

Este proceso de deshidrogenación de Houdry llamado Catofin ha sido exitosamente operado por más de 40 años acumulando cerca de 300 años de experiencia operativa de sus unidades en todo el mundo.

El proceso Catofin convierte propano a propileno e isobutano a isobutileno sobre un lecho fijo de cromo-alúmina. El isobutano no convertido es reciclado de la unidad de síntesis de MTBE y el propano no convertido es reciclado de los fondos del separador tal que el propileno e isobutileno son los productos finales de la unidad Catofin.

De acuerdo a la demanda del mercado, el proceso nos permite producir ambos productos: propileno e isobutileno en la relación adecuada; debido a su flexibilidad para enfrentar la condiciones del mercado. Asimismo es posible producir 100% propileno ó 100% isobutileno; pero se recomienda la coproducción por su incidencia en los menores costos de inversión y de producción

Las condiciones de operación están en el rango de temperatura de 620°C a 650°C y a una presión absoluta de 0.5 Kg/cm². Con la reacción principal, se desarrollan simultáneamente reacciones secundarias, ocasionando la formación de algunos hidrocarburos ligeros y pesados, así como la deposición de coque en el catalizador.

Este proceso se lleva a cabo en reactores de lecho fijo que operan cíclicamente para permitir el flujo continuo de las principales corrientes de proceso, en un ciclo completo, los vapores de hidrocarburos son deshidrogenados. El reactor

después es purgado con vapor y soplado con aire para recalentar el catalizador y quemar las pequeñas cantidades de coque que se depositan sobre la superficie del catalizador durante el ciclo de reacción. A estos pasos les siguen una evacuación y reducción; y, nuevamente se empieza con el siguiente ciclo.

Una característica importante del proceso es que el calor absorbido durante el período de deshidrogenación endotérmica, es obtenido a partir del control de aire y la temperatura de ingreso del hidrocarburo y también por la oxidación del coque.

Un instrumento central programa la secuencia del ciclo y mantiene la operación de las válvulas, hidráulicamente operadas. El sistema es de tipo interlock para asegurar la operación secuencial de las válvulas y prevenir la mezcla de aire con hidrocarburo gaseoso.

Sección de reacción.

En la sección de reacción, la carga (propano e isobutano) es convertido a propileno e isobutileno, durante su paso por el lecho catalítico.

La carga fresca de isobutano de la unidad de isomerización, el reciclo C₄ de la unidad MTBE, la carga fresca de propano y el reciclo de propano de los fondos del separador de producto son vaporizados por el intercambio de calor con corrientes de proceso en las secciones de compresión, recuperación y con vapor.

La alimentación vaporizada totalmente es calentada por intercambio con el efluente del reactor, en el intercambiador de calor efluente - alimentación al reactor. Antes de este intercambiador una pequeña cantidad de dimetil disulfuro es añadida a la alimentación para pasivar los metales en la zona de reacción en el horno y ser enviada a los reactores. La carga total entonces es llevada a la temperatura de reacción en el horno y enviada a los reactores.

El craqueo no selectivo de los hidrocarburos es minimizado inyectando combustible (fuel) durante la etapa de recalentamiento del ciclo para mantener la temperatura de salida del horno tan baja como sea posible.

El efluente caliente de los reactores es enfriado aprovechando su calor para la generación de vapor y por intercambio de calor con la carga fresca, y después fluye a la sección de compresión de la planta. El tiempo de permanencia de la carga en los reactores tiene lugar cuando la temperatura de ingreso del hidrocarburo está en el rango de 620°C - 650°C y la presión absoluta 0.5 Kg./cm²

Mientras el sistema todavía se mantiene a presión de vacío el reactor es purgado con vapor con lo cual se despojan hidrocarburos residuales del catalizador.

El aire de recalentamiento/regeneración es suministrado por la turbina de gas para aire de regeneración y es calentado en el horno de aire para regeneración antes de pasar a través de los reactores. El gas residual de los reactores es usado para generar vapor en un caldero de calor residual. El aire de regeneración sirve para restablecer el perfil de temperaturas del lecho a su condición inicial, además para quemar el coque del catalizador. Cuando el proceso de recalentamiento/regeneración termina el reactor es reevacuado y está listo para el siguiente período.

Antes del ingreso de propano, el lecho catalítico es reducido usando gas combustible. La corriente de regeneración de aire que deja los reactores va a un incinerador de aire de regeneración. La corriente de aire contiene pequeñas cantidades de monóxido de carbono e hidrocarburos, los cuales son convertidos a dióxido de carbono y agua por la oxidación catalítica en el incinerador. El gas residual, después va al caldero de calor residual, el cual genera y sobrecalienta vapor de alta presión, también precalienta agua de alimentación a este caldero y al generador de vapor del efluente del reactor. El vapor producido en el mencionado generador es sobrecalentado en el horno de carga..

El sistema de reactores consiste de un tren simple de reactores en paralelo operando cíclicamente, de tal manera que en cualquier momento hay reactores operando, unos en recalentamiento/regeneración y otros están en evacuación, purga con vapor, represurización con aire, reducción del catalizador o cambio de válvulas. El ciclo es ininterrumpido, el flujo de hidrocarburos y aire es constante en la unidad, las corrientes de proceso en los siguientes reactores son controladas por válvulas automáticas hidráulicas, las que son de un diseño especial permitiendo la operación continua con poco mantenimiento.

Sección de compresión.

En esta sección, el gas efluente del reactor es enfriado y luego comprimido a un nivel adecuado para la operación de la sección de recuperación.

El agua que se condensa después de cada etapa de compresión es separada en un recipiente y enviada al desagüe.

El vapor de descarga del compresor es enfriado y el resultante líquido - vapor es separado en el recipiente flash de recuperación de baja temperatura. El efluente condensado del reactor es enviado a la alimentación de la deetanizadora. El efluente del reactor no condensado va a la unidad de recuperación a baja temperatura en la sección de recuperación.

Sección de recuperación.

La sección de recuperación remueve los gases inertes, hidrógeno e hidrocarburos ligeros del efluente del reactor comprimido. El propano, propileno y componentes más pesados son enviados a la sección de purificación del producto.

El efluente condensado del reactor de la sección de compresión es enviado a la deetanizadora para remover los hidrocarburos ligeros

metano, etileno, etano y gases inertes). los efluentes no condensados del reactor van a la sección de recuperación a baja temperatura donde se enfría más para condensar y recuperar el propano restante e hidrocarburos más pesados. La corriente de recuperación de propano es también enviada a la deetanizadora. La corriente de gas que contiene el hidrógeno de la sección de recuperación a baja temperatura, puede ser enviada a una unidad PSA (Pressure Swing Adsorption) para recuperar el hidrógeno, si se desea. El gas remanente es enviado al recipiente suministrador del gas de reducción a la sección de reacción y la otra parte es enviada al área de servicios de gas combustible.

La deetanizadora sirve para separar el etano e hidrocarburos ligeros del propano, propileno y materia más pesada. Los vapores no condensados del tope de la torre es enviada al área de servicios de gas combustible. Los líquidos del fondo de la deetanizadora van a la sección de purificación de producto.

Sección de purificación de producto.

La sección de purificación de producto está diseñada para recuperar propileno producto de alta pureza del propano y, materiales más pesados.

Los fondos de la deetanizadora de la sección de recuperación es cargada al separador de productos. El separador de productos produce 99.5% en peso de propileno como producto de tope. Un sistema de “bombeo caliente” es usado para suministrar calor al rehervidor. El producto de tope de la torre es bombeado a una unidad de remoción de sulfuro de hidrógeno (H_2S) antes de ser enviado como propileno producto de alta pureza. Los fondos del separador de producto son retornados a la sección de reacción como reciclo

PROCESO DE ISOMERIZACION DE BUTANO

Lummus Crest está ahora ofreciendo su tecnología de isomerización de butano para la comercialización, después de intensivas investigaciones. Se asoció con dos compañías: TOTAL, la compañía francesa de petróleo y AKZO, la compañía química holandesa y manufacturera de catalizadores para la industria de la refinación. TOTAL hizo las investigaciones iniciales y el esfuerzo del desarrollo y, AKZO completó el desarrollo del catalizador comercial. Lummus Crest tiene derechos exclusivos de la licencia de la tecnología de Isomerización utilizando el catalizador AKZO AT-2.

Proceso de isomerización.

El normal-butano es isomerizado a isobutano en un lecho fijo conteniendo un catalizador de platino a temperaturas y presiones moderadas. La reacción se realiza en una atmósfera de hidrógeno.

Para eliminar inertes y venenos del catalizador, una unidad PSA (Pressure Swing Adsorption) es usada para purificar la reposición de hidrógeno.

El rendimiento total de butanos (iC4 y nC4 contenidos en el iC4 producto) llega casi a 99% de los butanos contenidos en la carga fresca de butano.

Los servicios de la isomerización incluyen una columna deisobutanizadora, un horno de carga, reactores y un estabilizador de producto isomerizado y un purificador offgas. Para protección del catalizador de pequeñas cantidades de agua y componentes azufrados, un sistema de adsorción molecular por tamices es incluida antes de los reactores. La unidad de isomerización se muestra en la figura 6.7.

La carga fresca de butano se combina con la corriente de reciclo de los fondos de la estabilizadora de producto isomerizado y enviada a la deisobutanizadora. Una corriente rica en butano, una corriente de extracción lateral de la deisobutanizadora, es

bombeada al intercambiador de calor carga-efluente y calentada a la temperatura de reacción. La corriente de hidrocarburo es combinada con la reposición de hidrógeno proveniente de la unidad de deshidrogenación y alimentado al reactor. La purificación por adsorción se usa para la remoción de los potenciales venenos del catalizador antes de mezclar el hidrocarburo con el hidrógeno.

El producto del reactor el cual, se acerca a una proporción aproximada en el equilibrio 58/42, es llevado al estabilizador de producto isomerizado.

El destilado del gas del estabilizador, el cual contiene hidrógeno, HCl y compuestos ligeros va al sistema de combustible vía el filtro de soda. Los productos de fondos que contiene la mezcla de isobutano y n-butano con pequeñas cantidades de propano e hidrocarburos pesados(C5 +) va a la deisobutanizadora para la recuperación del isobutano.

La deisobutanizadora puede producir 99% w de isobutano(basado en butanos y más pesados) como un producto líquido destilado. Los productos de fondos conteniendo los C5+(pentanos más), hidrocarburos más pesados, con pequeñas cantidades de C4's , es llevado como combustible líquido o para blending en el pool de gasolinas.

Una pequeña cantidad de promotor del catalizador es inyectado a la corriente de alimentación para mantener la actividad del catalizador. El promotor es removido del offgas estabilizado filtrándolo con una solución de soda circulante. El offgas es usado como combustible.

SINTESIS DE MTBE

El nuevo proceso CDTECH MTBE es ofrecido a través del joint venture con la compañía Chemical Research and Licensing. Este proceso es único en utilizar destilación catalítica para obtener alta conversión de isobutileno a MTBE a un bajo costo. Se

caracteriza también por un reactor de punto de ebullición, patentado, el cual hace un eficiente uso del calor de reacción.

El proceso fue exitosamente comercializado en 1,981. El MTBE es formado por la eterificación catalítica de isobutileno con metanol. El CDTECH MTBE está basado en el diseño de reactores de dos pasos, conteniendo un reactor de lecho fijo por punto de ebullición, patentado, seguido por una conversión final en una columna de destilación catalítica.

Esta columna combina reacción y fraccionamiento en una sola unidad de operación. Permite una alta conversión de isobutileno(99%) que es realizada en forma simple y económica.

Todos los productos formados por la reacción MTBE son componentes compatibles con la gasolina. Ellos incluyen: Alcohol ter-butílico (formado por la reacción de isobutileno con agua) y diisobutileno(formado por la dimerización del isobutileno).

La configuración de la unidad se muestra en la figura 6.8. La alimentación rica en isobutileno de la unidad de deshidrogenación es combinado con el metanol fresco de tanques de almacenamiento y del reciclo de metanol de la recuperación de metanol en la columna de la unidad MTBE y alimentado al primer reactor de lecho fijo.

El primer reactor es diseñado para obtener la máxima conversión. Por diseño, el calor de reacción es removido parcialmente por vaporización de la mezcla de reacción.

La máxima temperatura está limitada por el punto de ebullición de la mezcla, tal que el control de temperatura es simple y seguro. La temperatura de operación es controlada ajustando la presión de operación. Después de la reacción en el primer reactor, la mezcla que parcialmente ha reaccionado es enfriada hasta el punto de burbuja y es bombeada a la columna de reacción de destilación. catalítica donde la reacción continúa y el producto MTBE es separado de los C4's no reaccionados.

La columna de reacción es operada exactamente como una columna convencional de destilación, con rehervidores externos y condensadores de tope.

El metanol y los C4's forman un azeótropo de ebullición mínima, tal que el metanol es llevado dentro del paquete catalizador donde procede la reacción. De esta forma, MTBE es removido de la zona de reacción por destilación, lo cual permite que la reacción prosiga más allá de los límites seteados por el equilibrio químico de un reactor convencional. El MTBE deja la columna de reacción así como los productos de fondos con una pequeña cantidad de subproductos de reacción.

Cualquier metanol residual se destila con los C4's no reaccionados y es llevado a una columna de extracción de metanol. En la columna de extracción, el metanol es separado de la corriente de butano por extracción en contracorriente con agua, y es llevado como un extracto de fondos metanol-agua a la columna de recuperación de metanol. El refinado de la columna de extracción (tope) es enviado a la depropanizadora.

El metanol recuperado (tope de columna de metanol) es reciclado a la alimentación del reactor de MTBE. Los fondos de la columna de metanol (agua) es reciclado a la columna de extracción de metanol. En la depropanizadora, el C3 y materiales más ligeros, son removidos en el tope de la torre y enviados al sistema de gas combustible. Los fondos de la torre, mayormente isobutano, son reciclados directamente a la unidad de deshidrogenación.

PROCESO CATOFIN - DESHIDROGENACION DE C3

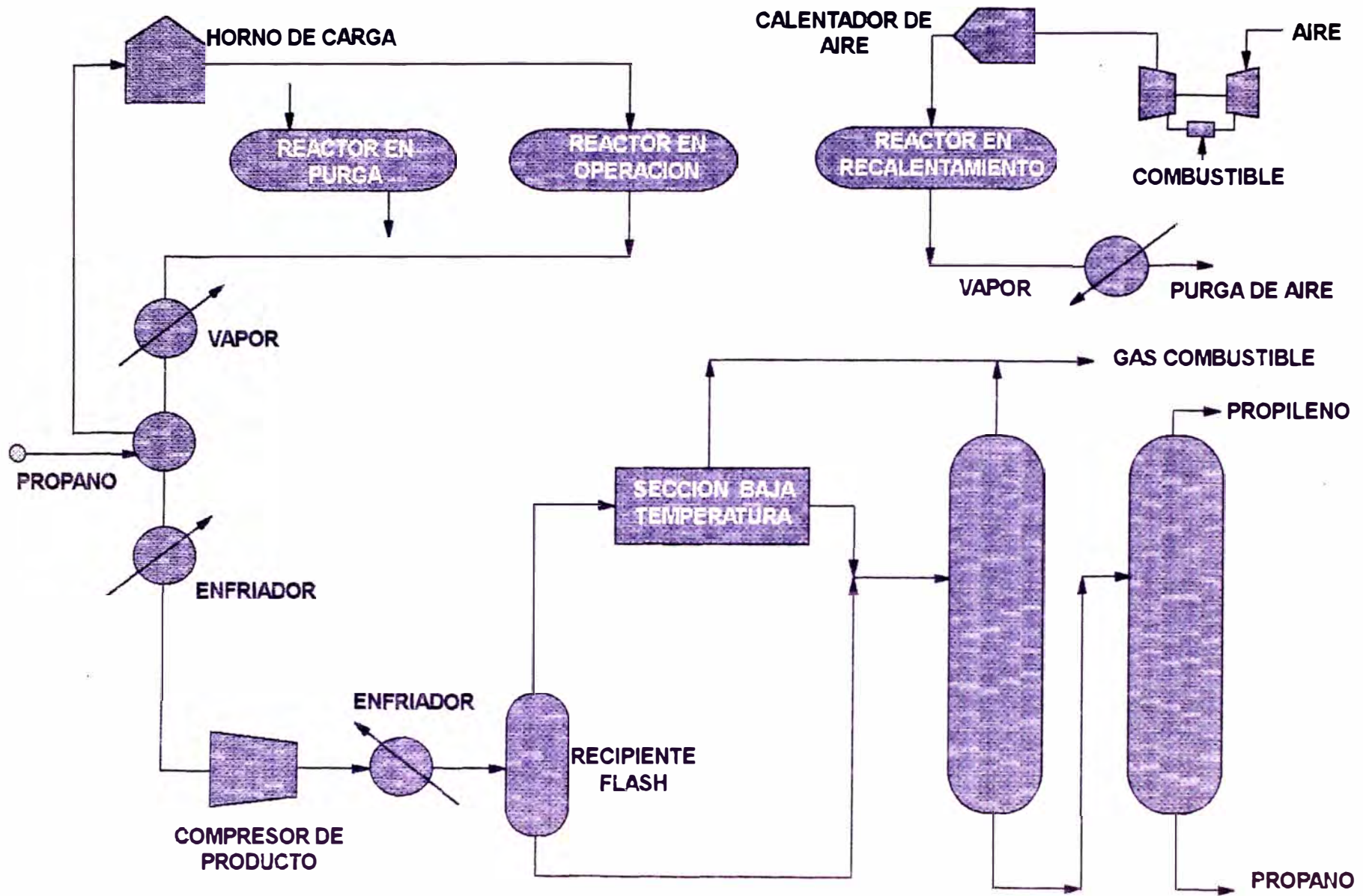


Figura 6.4

PRODUCCION DE MTBE - PROCESO CATOFIN

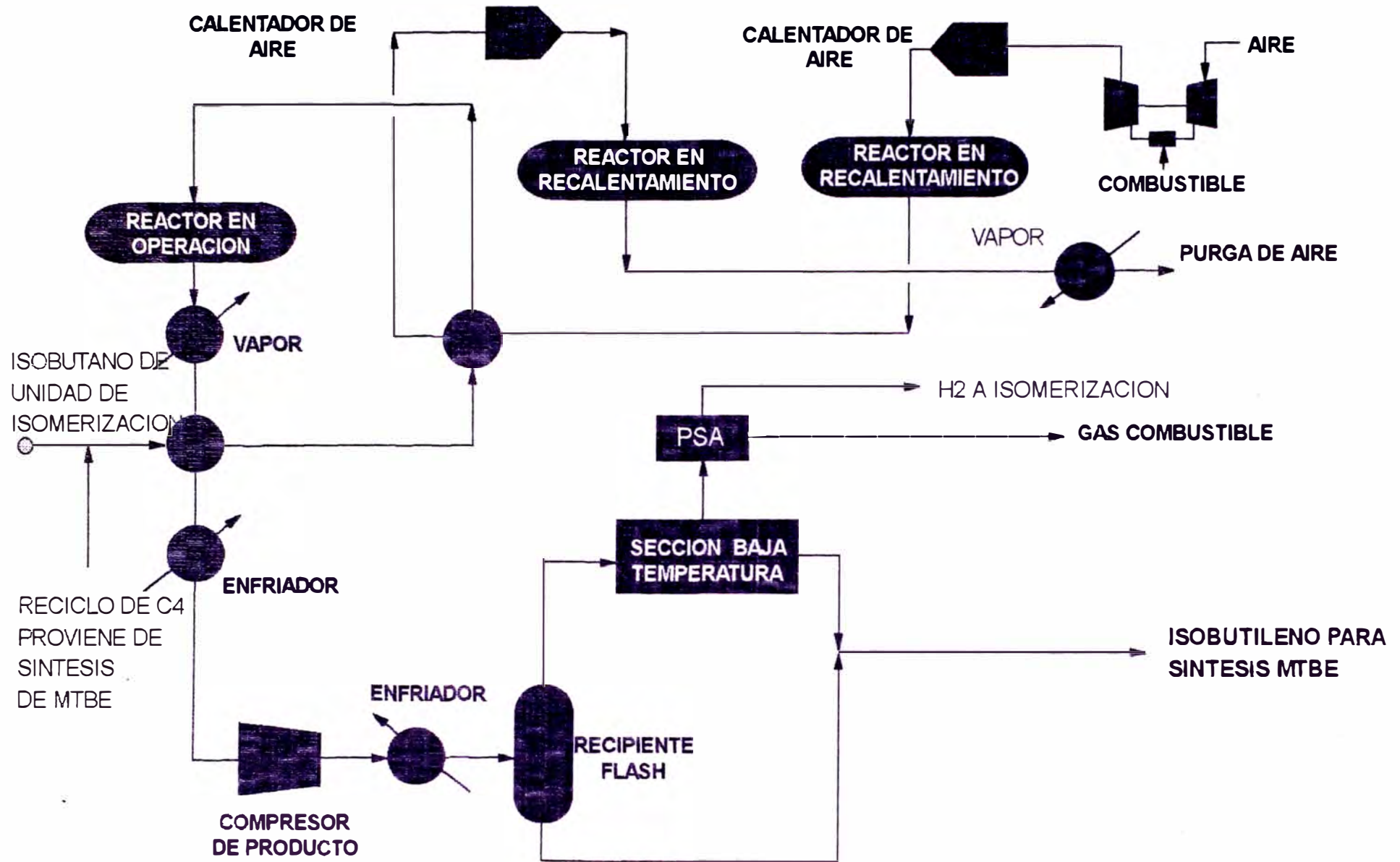


Figura 6.5

COPRODUCCION PROCESO CATUFIN

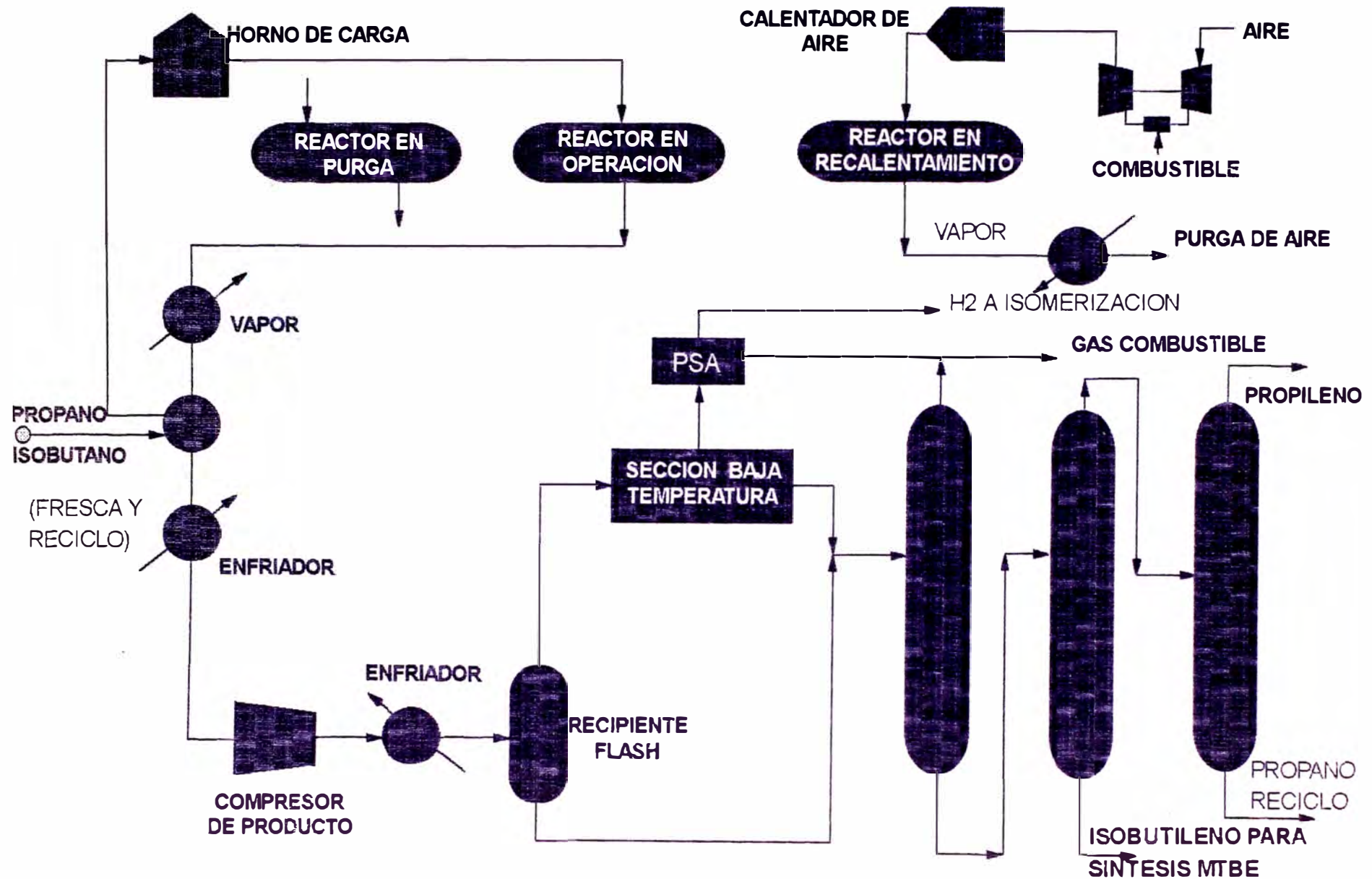


Figura 6.6

ISOMERIZACION DE BUTANO LUMMUS CREST

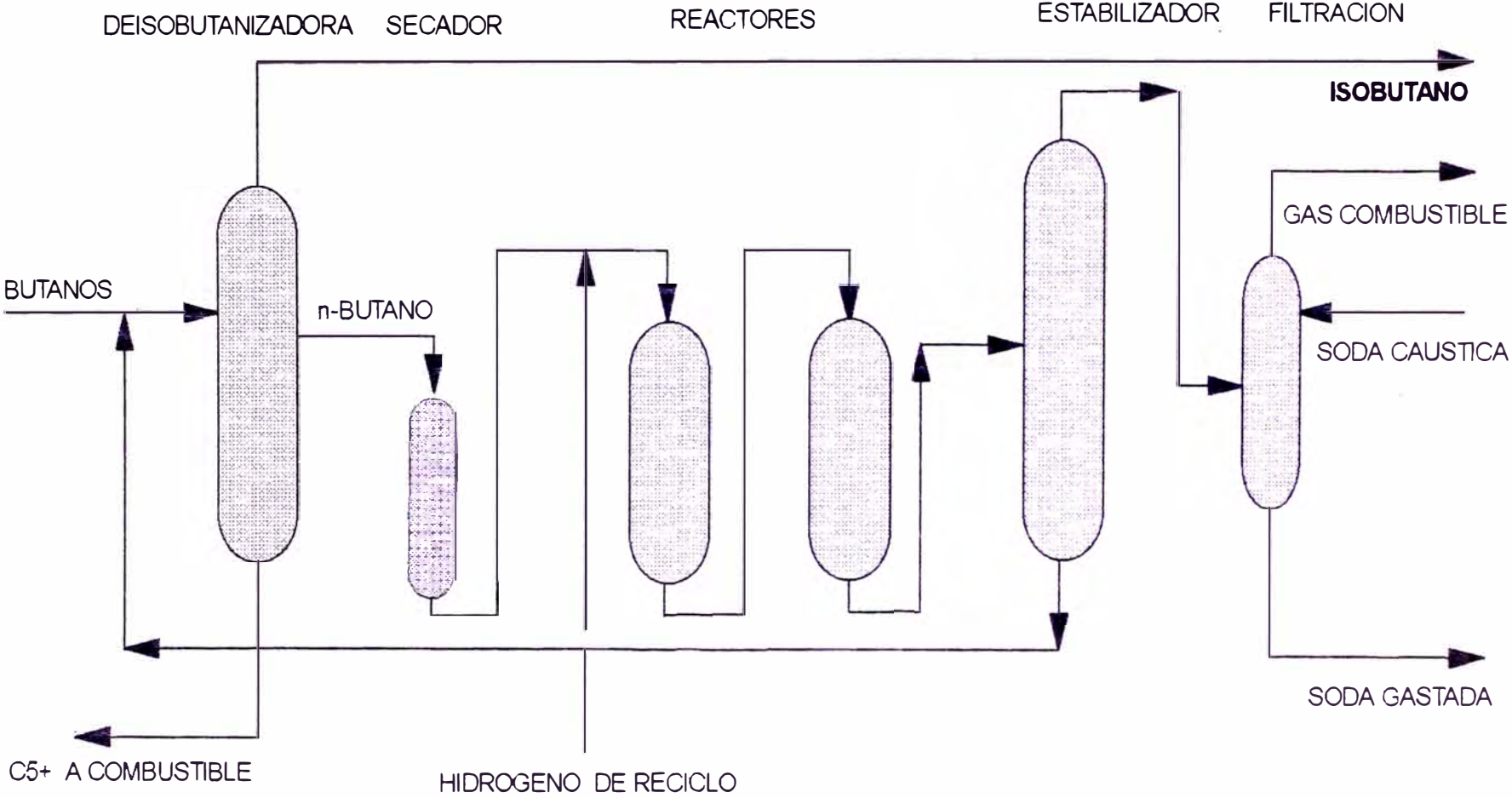


Figura 6.7

PROCESO CDTECH MTBE

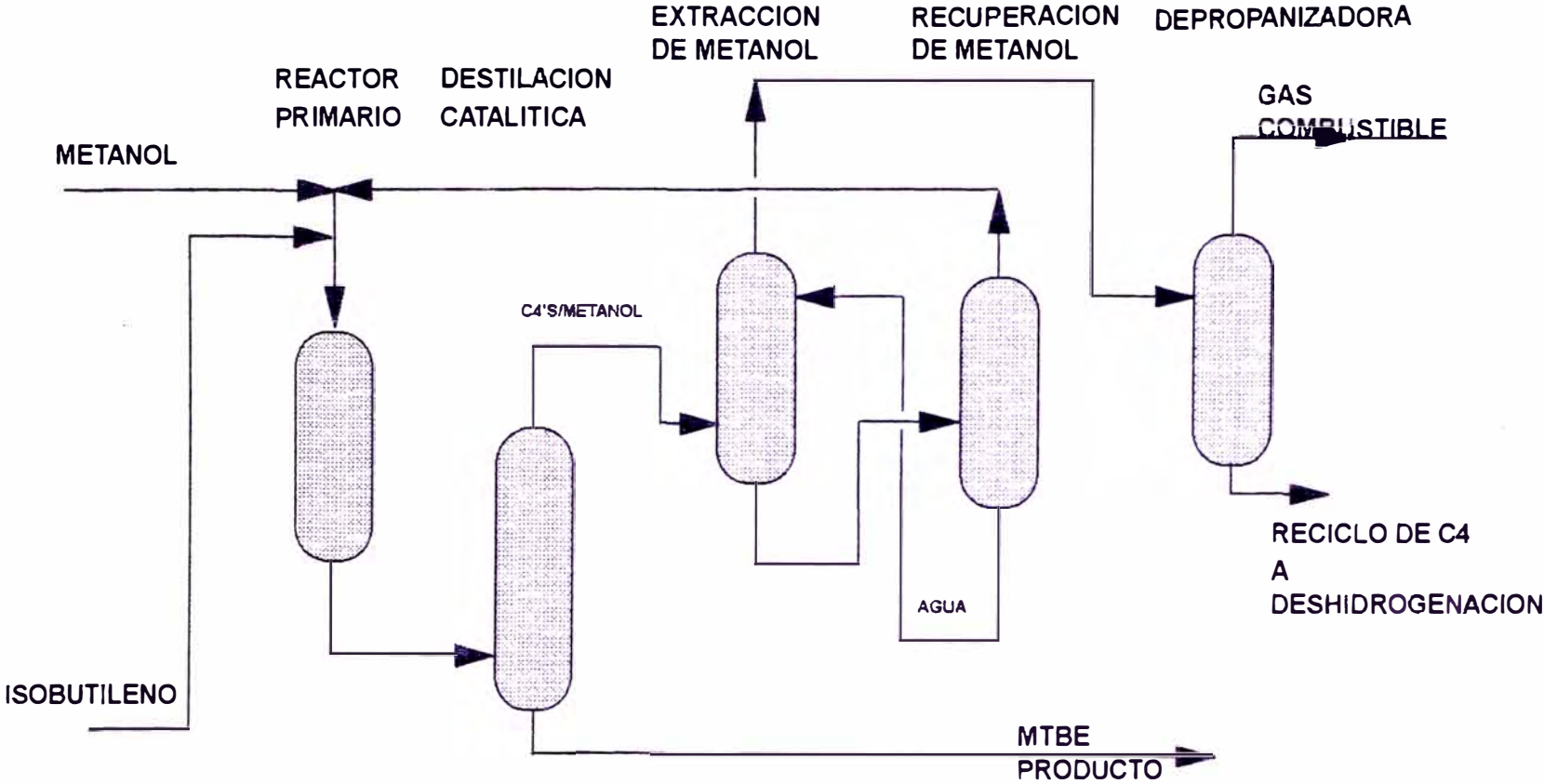


Figura 6.8

6.3.3 OTROS PROCESOS

6.3.3.1 Proceso Linde.

La compañía Linde A.G. de Alemania, reconociendo las necesidades de nuevas rutas para la producción de propileno e isobutileno, ha desarrollado un nuevo proceso para la producción selectiva de estos productos por medio de la deshidrogenación. El desarrollo de estos procesos ha sido realizado en tres pasos: desarrollo del catalizador, desarrollo del proceso y demostración del proceso.

El desarrollo del catalizador fue realizado en cooperación con una compañía líder en la manufactura de catalizadores. Otra compañía, líder en la industria petroquímica, participó en la demostración del proceso, especialmente en el montaje y operación de la planta, también en el suministro, alimentación y el soporte en la evaluación de los resultados.

Desarrollo del Catalizador

Los requerimientos de un catalizador de deshidrogenación pueden ser entendidos fácilmente con una mirada al equilibrio termodinámico del potencial de las reacciones. Desde un punto de vista termodinámico, el craqueo de hidrocarburos es favorecido en comparación con la deshidrogenación. El craqueo del propano a etileno y metano requiere temperaturas de 300°C, a diferencia de la deshidrogenación que requiere temperaturas de 500° a 600°C.

De la termodinámica, se pueden determinar las propiedades del catalizador requerido y también establecer las condiciones para el diseño del proceso. El proceso requiere un catalizador que tenga propiedades de deshidrogenación, que opere en un rango de temperatura por encima de los 500°C, además de no tener sitios ácidos, ya que puede orientar la reacción a un alto grado de

craqueo a metano y etileno. La doble deshidrogenación para formar diolefinas, puede realizarse sólo a temperaturas encima de los 600°C; por lo cual, para minimizar alguna formación de propadieno, el proceso debe limitarse a temperaturas por debajo de los 600°C. El propadieno debe ser removido del propileno antes que se realice la polimerización, este componente afecta negativamente la polimerización. Limitando la máxima temperatura de formación del propadieno, puede mantenerse una baja capacidad y no es requerido un equipo de alto costo para la hidrogenación de diolefinas.

Un punto muy importante en el diseño del proceso fue el determinar los puntos de craqueo de propano y del butano, éste es un parámetro esencial en el precalentamiento y cuando los sistemas exceden la temperatura límite, lo cual puede traer como resultado una cierta cantidad de craqueo y la formación de metano y etileno, reduciendo la selectividad del proceso. En una serie de ensayos, se determinó que la temperatura a la cual se inicia al craqueo térmico es 620°C.

Cálculos económicos para la deshidrogenación, indican que el principal factor del costo en la mayoría de países para la producción de propileno e isobutileno, es el costo de la alimentación; por lo tanto el proceso debe ser diseñado para maximizar la selectividad. Además, se investigó que los costos son altamente dependientes de los diluyentes de la alimentación tales como vapor o hidrógeno. Con la finalidad de limitar los costos de inversión a un nivel razonable, Linde decidió optimizar la tecnología de la deshidrogenación utilizando un catalizador no diluido, y alimentación para maximizar la selectividad del producto.

Durante el desarrollo del catalizador se halló que en paralelo a la deshidrogenación se forman depósitos carbonáceos que tienden a declinar la actividad del catalizador. La razón de esta reacción paralela fue

influenciada por las propiedades del catalizador y se mantuvo tan bajo como fue posible, cambiando la formulación del catalizador, estos depósitos deben ser removidos de tiempo en tiempo por el quemado de coque, lo cual requiere una gran estabilidad térmica del catalizador.

En un ensayo prolongado, la estabilidad térmica del catalizador seleccionado, finalmente, fue chequeada en una etapa muy avanzada del desarrollo y se demostró que no declinó en actividad y selectividad cuando se observó en un gran número de ciclos de regeneración del catalizador.

Desarrollo del proceso

Ensayos a nivel de escala piloto con varios reactores integrales indican que los perfiles de temperatura axial y radial son esenciales para la selectividad hacia propileno o isobutileno. La máxima selectividad puede ser lograda en operaciones isotérmicas de unidades a escala piloto.

En la conversión de la alimentación sobre la longitud del reactor, para una operación isotérmica, la principal conversión es lograda en la tercera parte de la longitud del reactor.

Una simulación, por computadoras, del flujo de calor para un reactor tipo reformador con quemado directo y, el consumo de calor por reacción en este reformador tipo tubos, junto con la gran experiencia en el diseño de reformadores comerciales, permitió lograr un diseño adecuado y la ubicación del quemador.

La planta fue operada desde junio de 1989 hasta noviembre de 1990, durante este tiempo, fue posible obtener y analizar una significativa cantidad de datos de planta. Un importante resultado de esta demostración fue de que la alta selectividad para el propileno, excediendo el

90% puede lograrse por reacción isotérmica con tubos dimensionados a escala comercial y sistemas de control convencionales por computadora. Otros resultados fue que la cinética de la reacción describe el sistema con suficiente seguridad

Concepto de planta a escala comercial

La sección de reacción consiste de tres reactores, los cuales operan de forma cíclica, dos de ellos están en modo de deshidrogenación y uno, en modo de regeneración. De la sección de reacción, el gas neto es enviado a la sección de compresión y sección de secado, luego entra a una sección de baja temperatura, por medio de una columna C_3 / C_4 . Este separador es requerido para separar los componentes C_{4+} , los cuales están presentes en la alimentación o se forman durante la reacción en cantidades muy pequeñas y asimismo, para producir una corriente lateral C_3 la cual es enviada directamente al separador C_3 . Debido a esta técnica, las cargas del separador C_2 / C_3 y la sección de baja temperatura, son reducidas.

Los elementos, en este tipo de reactor, son: quemado directo, reactor consistente de múltiples filas de tubos rellenos de catalizador, e intercambiadores de calor de la alimentación y el efluente.

Como se discutió anteriormente, el coque depositado puede desactivar al catalizador, lo que puede ser compensado por un incremento lineal de la temperatura, estos resultados indican que puede realizarse un nivel de conversión constante por un período de más de seis horas sin exceder la temperatura de 620°C , lo que puede dar como resultado una caída de la selectividad debido al craqueo de la alimentación.

Después de seis horas de operación, el catalizador es regenerado para mejorar la actividad inicial del mismo. La regeneración del catalizador requiere menos de tres horas,

dando como resultado un proceso cíclico comercialmente aceptable.

Las principales características de este proceso son:

- Máxima selectividad
- Proceso cíclico con ciclo de nueve horas
- Módulos de tres reactores, dos en modo de deshidrogenación y uno en modo regeneración.
- Rector tipo reformador
- Control de reacción isotérmica.
- Alimentación no diluida.
- No hay formación de diolefinas
- Operación a presiones mayores que la atmosférica.

Los costos estimados de inversión indican que este proceso, recientemente desarrollado, es totalmente competitivo comparado con otros procesos; por lo tanto Linde junto con una compañía líder en petroquímica decidieron mostrar la tecnología en una planta a escala de demostración. Dicha planta no requiere incluir una sección de separación ya que está ligada a una unidad de separación de craqueo al vapor diseñada por Linde. El máximo tamaño fue determinado por la capacidad disponible del separador propano / propileno de esta planta. La sección de reacción de esta planta tuvo una capacidad de 10 MTM/A.

En la sección de separación, el producto de tope del separador C_3 / C_4 es enviado a fraccionamiento, en el separador C_2 / C_3 de la sección a baja temperatura, en una fracción C_{3-} y una fracción C_{2-} , esta última puede ser usada para producción de hidrógeno puro, el producto de fondos C_2 / C_3 es enviado al separador C_3 para producir propano y propileno, el propano es reciclado a la sección de reacción. Esta sección de separación es basada en la gran experiencia en separación de gas orientado hacia un concepto de consumo mínimo de energía y costos de inversiones.

6.3.3.2 Proceso Star Phillips

Un proceso catalítico, para la deshidrogenación de cargas parafínicas, es la Reformación Activada con Vapor (Steam Active Reforming: STAR), que produce una isomerización no estructural. Parafinas ligeras tales como propano, isobutano y normal-butano pueden ser deshidrogenadas a sus respectivas mono olefinas con selectividades de hasta 95%..

El proceso ofrece numerosas ventajas, entre las que tenemos:

- Acepta un amplio rango de cargas, hidrocarburos desde propano a decanos.
- La selectividad para determinados productos es alta. En muchos casos, es más alta que los procesos actualmente en uso.
- Existe un mínimo de isomerización estructural que permite la producción de productos específicos a partir de cargas con alta pureza.
- Trabaja bien con cargas parafínicas y olefinicas, las cuales son carga pobre en procesos convencionales de reformado.
- El catalizador tiene una tolerancia moderada para compuestos sulfurados y nitrogenados.

El catalizador, el cual pertenece a la compañía Phillips, tiene una base neutral y ha sido preparado comercialmente por United Catalyst Inc., el soporte es muy estable y áspero y es capaz de soportar severidad física y térmica.

Múltiples promotores de metal son usados para soportar la actividad. Desde que la base es neutra, la isomerización estructural por medios ácidos es minimizada contribuyendo a la obtención de altas selectividades.

Estudios hechos en el catalizador muestran que tendrá como mínimo un año de vida útil en la planta. El

catalizador es regenerado con aire; entonces, se requieren varios reactores para mantener la operación continua. La duración del ciclo depende de la carga, si el hidrocarburo que se procesa contiene menos de seis carbonos en su cadena, la reacción de deshidrogenación es hacia la olefina, con producción mínima de diolefina. Estas reacciones están limitadas por el equilibrio y son favorecidas por la alta temperatura y baja presión parcial, una de las razones por la que se usa vapor como diluyente. Cuando el reactante contiene seis carbonos o más, existe deshidrogenación y después aromatización. Existen algunas reacciones secundarias, el craqueo se produce pero es completamente térmico. Algunos óxidos de carbono son formados por la reacción agua-gas. Esto provoca mayor producción de hidrógeno pero lo hace acosta de la alimentación, reduciendo la selectividad.

Todas estas reacciones son endotérmicas, van de 35,000 Btu/mol-lb. para el craqueo hasta 412,000 Btu/mol-lb para la reacción agua-gas. Así, cualquier diseño de reactor debe abastecer calor, tales como lechos múltiples adiabáticos con hornos interetapas y reactores tubulares.

El vapor usado en el proceso STAR sirve como diluyente para provocar el equilibrio de deshidrogenación y de alguna manera como fuente para dar calor y mantener la temperatura de reacción. La cantidad de vapor abastecido al reactor puede variar en un amplio rango. Una relación mínima de 2 a 3 mol vapor/mol de alimentación es necesaria para abastecer de calor a la reacción.

El catalizador es reactivo en presencia de vapor, el cual ofrece muchas ventajas como diluyente., hace descender la presión de vapor para elevar la conversión, sirve como un fuente de calor para reacciones endotérmicas, reacciona con el coque para ayudar a mantener un catalizador más limpio y es fácilmente separado del efluente del reactor. El efecto del vapor como diluyente es logarítmico. El proceso es operable en un rango amplio de condiciones según la

alimentación. El uso de presiones moderadas, generalmente de 30 a 100 psig, minimiza la necesidad de compresión antes de la purificación de producto.

La temperatura debe ser mantenida encima de los 480 °C para mantener una tasa práctica de reacción y conversión. Encima de 590 °C, el craqueo térmico reduce significativamente la selectividad.

En las reacciones de aromatización es deseable agregar una pequeña cantidad de hidrógeno, usualmente 2 moles/moles de alimentación o menos. El propano ilustra la reacción de deshidrogenación muy bien. La conversión de propano se incrementa con la temperatura; sin embargo, la selectividad del 94.6% en la temperatura más baja, sube de improviso a más de 590 °C.

El hexano es el producto de cadena de carbonos más pequeña, del cual se pueden producir aromáticos. El proceso es adaptable a una carga de olefinas. La olefina es mucho más activa que la parafina en un 30% más de conversión.

Optimización de Isobutileno

Estudios en planta piloto se han concentrado en la optimización de condiciones para la producción de isobutileno a partir de isobutano.

El isobutano es, quizás, la más ideal de las cargas para deshidrogenación, exhibe muy buena estabilidad térmica y sólo hay un producto de deshidrogenación. Como resultado, la formación de coque y alquitrán son minimizados y ciclos largos son posibles. La información del equilibrio teórica para isobutileno indica que:

- Cuando la temperatura se incrementa, la conversión sube.
- Cuando la presión se incrementa, decrece la conversión.

- Un incremento en el diluyente incrementará la conversión.

Resultados en planta piloto confirman estos puntos, el catalizador es muy activo. Buenas conversiones se obtienen debajo de 590 °C. La presión del reactor se convierte en una consideración económica muy importante en la sección de recuperación de producto donde la compresión y/o refrigeración son requeridas para la recuperación eficiente de los C4's.

La planta piloto fue operada con una alimentación constante de hidrocarburo el cual da como resultado una velocidad espacial del gas más baja cuando se incrementa la presión, esto produjo una respuesta lineal con un acercamiento al equilibrio en presiones más altas.

El efecto de la presión en la conversión no es extremo. La óptima presión será determinada por las consideraciones económicas de reciclo, presión disponibles de corrientes de proceso y caída de presión.

El n-butano e isobutano pueden ser procesados en el mismo reactor aunque el n-butano es ligeramente menos reactivo que el isobutano.

La conversión total de C4's varía linealmente con la composición y es 5 % más bajo para n-butano que para isobutano., la selectividad también es más baja.

El reactor

Idealmente un reactor adiabático sería usado para proveer el calor necesario para la reacción. Un reactor no es factible, sin embargo, desde que una temperatura de ingreso o una tasa de vapor excesivamente alta sería necesaria para mantener un nivel razonable de conversión.

Múltiples reactores adiabáticos fueron considerados, el craqueo térmico encontrados en los calentadores interetapas da como resultado una selectividad más baja.

Unos reactores pseudo-isotérmicos o pirotubulares fueron seleccionados sólo reactores de un paso son requeridos y el calor de reacción es abastecido en presencia del catalizador, reduciendo la cantidad de craqueo térmico. En el diagrama de flujo, el isobutano es vaporizado y precalentado antes de mezclarse con el vapor sobrecalentado. La corriente combinada pasa a través de los reactores de deshidrogenación que tiene hornos gas-fired, el cual abastece el calor de reacción.

6.4 SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

La selección del proceso más adecuado para el proyecto se ha basado en los siguientes puntos:

- Debe haber sido operado y probado comercialmente por un buen número de años y acumulado experiencia operativa en sus unidades.
- Ser flexible para la producción de propileno e isobutileno de acuerdo a la demanda de mercado.
- La deshidrogenación catalítica es la ruta más adecuada que permite una producción más selectiva de intermedios petroquímicos los cuales tienen un crecimiento en su demanda.

De acuerdo a las características señaladas se seleccionan dos procesos que cumplen con los puntos arriba mencionados : Proceso Oleflex de UOP y el Proceso Catofin de ABB Lummus Crest, ellos serán evaluados económica y financieramente.

6.5 PRODUCTOS Y RENDIMIENTOS

PROPILENO A PARTIR DE PROPANO

PROCESO	OLEFLEX	CATOFIN
ALIMENTACION (MTM/A)		
Propano	371.4	354
PRODUCTOS (MTM/A)		
Propileno	300.0	300
H2	12.0	10.2
Fuel Gas	59.4	43.8
Total de Producto	371.4	354
COMPOSICION CARGA Y PRODUCTOS		
CARGA: PROPANO (% en peso)		
C2 -	0.50	1.2
C3	99.50	97.00
Isobutano	-----	1.8
PRODUCTO: PROPILENO (% en peso)		
C3 =	99.50	99.50
C3	0.50	0.50

MTBE A PARTIR DE BUTANO

PROCESO	OLEFLEX	CATOFIN
PRODUCTOS (MTM/A)		
MTBE	500 12500 BPSD	500 12500 BPSD
COMPOSICION CARGA Y PRODUCTOS		
CARGA (% en peso)		
BUTANO		
i - C4	34.50	25.00
Otros C4	65.50	75.00
METANOL		
Metanol (% peso)	98.85	98.85 mín
Agua (% peso)	0.10	0.10 max
Cationes (ppm peso)	0.20	0.20 max
Nitrógeno básico (ppm peso)	1.00	1.00 max (como NH3)
PRODUCTOS		
MTBE		
MTBE (% peso)	99.40	98.70 mín
Terbutil Alcohol - TBA (% peso)	0.26	0.20 max
Di-isobutileno - DIB (% peso)	- - - -	0.50 max
Pentanos + (% peso)	0.04	0.40 max
Butanos (% peso)	0.02	0.10 max
Metanol (% peso)	0.30	0.10 max
SUB PRODUCTOS		
Hidrógeno (89% MOL)	20.7 MTM/A	7.5 MTM/A
Ligeros (FUEL GAS)	39.7 MTM/A	33.0 MTM/A
C5 de la Unidad DIB	7.0 MTM/A	6.4 MTM/A
MATERIA PRIMA		
Butano (MTM/A)	385.9 12,336.0 BPSD	365.6 11,687.1 BPSD
Metanol (MTM/A)	181.5 4256 BPSD	181.3 4,251 BPSD

PROPILENO Y MTBE A PARTIR DE GLP

PROCESO	OLEFLEX	CATOFIN
PRODUCTOS (MTM/A)		
MTBE	500 12500 BPSD	500 12500 BPSD
PROPILENO	300	300
COMPOSICION DE LA CARGA		
PROPANO (% en peso)		
C2 -	0.50	1.20
C3	99.50	97.00
BUTANO (% en peso)		
i - C4	34.50	25.00
Otros C4	65.50	75.00
METANOL (% en peso)		
Metanol (% peso)	98.85	98.85 mín
Agua (% peso)	0.10	0.00 max
Cationes (ppm peso)	0.20	0.20 max
Nitrógeno básico (ppm peso)	1.00	1.00 max (como NH3)
COMPOSICION DE PRODUCTOS		
PROPILENO (% en peso)		
C3 =	99.50	99.50
C3	0.50	0.50
MTBE		
MTBE (% peso)	99.40	98.70 mín
Terbutil Alcohol - TBA (% peso)	0.26	0.20 max
Di-isobutileno - DIB (% peso)	-----	0.50 max
Pentanos + (% peso)	0.04	0.40 max
Butanos (% peso)	0.02	0.10 max
Metanol (% peso)	0.30	0.10 max
SUB PRODUCTOS		
Hidrógeno (89% MOL)	32.7 MTM/A	17.7 MTM/A
Ligeros (FUEL GAS)	99.1 MTM/A	76.8 MTM/A
C5 de la Unidad DIB	7.0 MTM/A	6.4 MTM/A
CONSUMOS (POR TM DE PRODUCTO)		
MATERIA PRIMA		
Propano (TM)	0.46	0.44
Butano (TM)	0.48	0.46
Metanol (TM)	0.23	0.23

MTBE A PARTIR DE BUTANO

PROCESO	OLEFLEX	CATOFIN
PRODUCTOS (MTM/A)		
MTBE	500 12500 BPSD	500 12500 BPSD
COMPOSICION CARGA Y PRODUCTOS		
CARGA (% en peso)		
BUTANO		
i - C4	34.50	25.00
Otros C4	65.50	75.00
METANOL		
Metanol (% peso)	98.85	98.85 mín
Agua (% peso)	0.10	0.10 max
Cationes (ppm peso)	0.20	0.20 max
Nitrógeno básico (ppm peso)	1.00	1.00 max (como NH3)
PRODUCTOS		
MTBE		
MTBE (% peso)	99.40	98.70 mín
Terbutil Alcohol - TBA (% peso)	0.26	0.20 max
Di-isobutileno - DIB (% peso)	- - - -	0.50 max
Pentanos + (% peso)	0.04	0.40 max
Butanos (% peso)	0.02	0.10 max
Metanol (% peso)	0.30	0.10 max
SUB PRODUCTOS		
Hidrógeno (89% MOL)	20.7 MTM/A	7.5 MTM/A
Ligeros (FUEL GAS)	39.7 MTM/A	33.0 MTM/A
C5 de la Unidad DIB	7.0 MTM/A	6.4 MTM/A
MATERIA PRIMA		
Butano (MTM/A)	385.9 12,336.0 BPSD	365.6 11,687.1 BPSD
Metanol (MTM/A)	181.5 4256 BPSD	181.3 4,251 BPSD

PROPILENO Y MTBE A PARTIR DE GLP

PROCESO	OLEFLEX	CATOFIN
PRODUCTOS (MTM/A)		
MTBE	500 12500 BPSD	500 12500 BPSD
PROPILENO	300	300
COMPOSICION DE LA CARGA		
PROPANO (% en peso)		
C2 -	0.50	1.20
C3	99.50	97.00
BUTANO (% en peso)		
i - C4	34.50	25.00
Otros C4	65.50	75.00
METANOL (% en peso)		
Metanol (% peso)	98.85	98.85 mín
Agua (% peso)	0.10	0.00 max
Cationes (ppm peso)	0.20	0.20 max
Nitrógeno básico (ppm peso)	1.00	1.00 max (como NH3)
COMPOSICION DE PRODUCTOS		
PROPILENO (% en peso)		
C3 =	99.50	99.50
C3	0.50	0.50
MTBE		
MTBE (% peso)	99.40	98.70 mín
Terbutil Alcohol - TBA (% peso)	0.26	0.20 max
Di-isobutileno - DIB (% peso)	-----	0.50 max
Pentanos + (% peso)	0.04	0.40 max
Butanos (% peso)	0.02	0.10 max
Metanol (% peso)	0.30	0.10 max
SUB PRODUCTOS		
Hidrógeno (89% MOL)	32.7 MTM/A	17.7 MTM/A
Ligeros (FUEL GAS)	99.1 MTM/A	76.8 MTM/A
C5 de la Unidad DIB	7.0 MTM/A	6.4 MTM/A
CONSUMOS (POR TM DE PRODUCTO)		
MATERIA PRIMA		
Propano (TM)	0.46	0.44
Butano (TM)	0.48	0.46
Metanol (TM)	0.23	0.23

7. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Se evalúan cualitativamente dos posibles zonas de localización de la planta : Lima y Camisea, teniendo en cuenta el abastecimiento de materia prima, servicios, proximidad al mercado, infraestructura y facilidades.

Abastecimiento de materia prima e insumos.

La zona de Camisea adquiere amplias ventajas sobre el área de Lima por su cercanía a los yacimientos de gas, sin embargo, cuando se concrete la construcción del poliducto Camisea- Lima, Lima dispondrá de gas seco y será más ventajoso para el proyecto y sólo una pequeña parte se quedará en el Cusco (aproximadamente el 10%).

Con relación a las facilidades de abastecimientos de materiales e insumos como químicos y aditivos, catalizadores, etc; la zona de Camisea se encuentra en desventaja por la distancia a los terminales marítimos y la dificultad de la geografía del terreno.

Proximidad al mercado

Es el aspecto más importante, Lima presenta una gran ventaja con respecto a la comercialización y consumo de productos; los costos de transporte hasta los centros de distribución son menores. El mercado para propileno y MTBE se encuentran en un 95 % en Lima. Asimismo, para la explotación, las ciudades de la costa presentan facilidades portuarias.

Disponibilidad de servicios.

Básicamente se analizarán dos servicios: energía eléctrica y agua.

La zona de Camisea actualmente no dispone de energía eléctrica, pero se prevé la construcción de una planta termoeléctrica en Quillabamba. En Lima, con las plantas termoeléctricas de Ventanilla se podría abastecer el complejo.

En cuanto a la disponibilidad de agua en Lima existen grandes limitaciones, no hay confiabilidad para el abastecimiento constante debido a las bajas de nivel que los ríos presentan en ciertas épocas del año.

Infraestructura y facilidades

Lima, a consecuencia del amplio centralismo cuenta con facilidades para el transporte marítimo, acceso de carreteras y facilidades para la construcción. La disponibilidad de materiales, mano de obra y equipo de construcción civil se deja en mano de compañías contratistas que cuenten con facilidades de construcción permanentes.

También es de importancia, las ventajas que cuenta Lima con respecto a la presencia de entidades financieras y bancarias, firmas comerciales, facilidades administrativas de trámite público y privado.

Del análisis, se concluye que Lima ofrece mayores ventajas para la instalación de una Planta de Deshidrogenación Catalítica de GLP, ya que cuenta con la mayor parte del mercado nacional, facilidades para la exportación (puerto del Callao) y cercanía al Poliducto que traerá los condensados para la Planta de Fraccionamiento que se ubicará en las cercanías de la refinería La Pampilla (18 hectáreas de terreno plano).

8. EVALUACION ECONOMICA

En base al estudio técnico de los procesos, se seleccionó al proceso OLEFLEX de UOP y CATOFIN de ABB LUMMUS CREST, la decisión para la elección final de uno de ellos se hará en base a una evaluación económica, debidamente sustentada con su flujo de caja, tasa interna de retorno, valor actual neto, tiempo de recuperación de la inversión; y los respectivos análisis de sensibilidad que evaluarán los efectos de cambios en ciertas variables.

8.1 BASES PARA LA EVALUACION ECONOMICA

- Para la determinación de la inversión fija, se ha recurrido a datos proporcionados por las compañías licenciadoras de los procesos, publicados en revistas especializadas y/o catálogos técnicos.
- En las publicaciones se encontraron costos de inversión dentro de los límites de batería (ISBL), F.O.B. en la Costa del Golfo de los EE.UU. y tomando como referencia distribuciones típicas de los rubros comprendidos en la inversión, los aranceles, impuestos y fletes; se determinó el costo de la inversión en el país. Se ha asumido como inversión fuera de los límites de batería (OSBL) un valor equivalente al 35% de la inversión ISBL. Asimismo, se asume por contingencias un porcentaje del 15% de la inversión total.
- La moneda utilizada fueron dólares americanos constantes de 1995.
- Para correlacionar la inversión con la capacidad se aplicó la fórmula de escalamiento, utilizando un factor típico equivalente a 0.7.
- La actualización de los datos de inversión referidos a años anteriores a 1995, fue realizada con la fórmula del valor del dinero con el tiempo; utilizando una inflación anual para los EE. UU. del 4%.
- Los rendimientos asumidos para el cálculo de la producción, son valores para cargas típicas, similares a la carga disponible del Gas de Camisea; que son publicados por las compañías licenciadoras de los procesos.

- Para el capital de trabajo, se ha considerado un capital para asegurar la disponibilidad de materia prima para 15 días, 5 días para cuentas por cobrar y 5 días para cuentas por pagar.
- Se han tomado consumos típicos de servicios, para plantas que actualmente están en operación. Para el caso de químicos y catalizador, se consideró el costo unitario típico.
- Para el cálculo de labor, se consideró un número de personas proporcionados por las compañías licenciadoras y se ha estimado un ingreso mensual de 900 US\$, que incluye beneficios y compensación por tiempo de servicios (CTS).
- Los precios para la materia prima y los productos terminados, han sido tomados de publicaciones de la Cía. Bonner & Moore de EE.UU. El precio de la electricidad es un valor típico para el país.
- Se ha estimado un factor de servicio de 90%.
- Por concepto de mantenimiento y seguros, se ha estimado un porcentaje fijo de la inversión total, 3% y 1.5% respectivamente.
- Los costos por servicios, se han considerado los típicos para refinerías de la costa del Perú (La Pampilla y Talara).
- Para el flujo de caja, se ha estimado un tiempo de vida del proyecto de 15 años, y se consideró una depreciación de tipo lineal, en concordancia con las leyes del país.
- Se considera como impuesto a la renta, un porcentaje del 30% de la utilidad bruta.
- De acuerdo a los cambios socio/político y económicos que ha experimentado en los últimos 05 años nuestro país, los niveles de riesgo de la inversión han disminuido y se ha creado un clima de seguridad y atracción para la afluencia de capitales extranjeros; por lo que se ha estimado que para el proyecto, la tasa de actualización es equivalente al 12%.

8.2 EVALUACION ECONOMICA DE LOS ESQUEMAS PROPUESTOS.

De los procesos seleccionados, se han planteado 06 posibles esquemas factibles desde el punto de vista técnico, los cuales serán evaluados para elegir el más favorable económicamente.

Cada una de las evaluaciones económicas, para los diferentes esquemas de procesos evaluados, se presentan, en tablas debidamente ordenadas: la distribución de la inversión fija total relacionada con la capacidad; los rendimientos y producción; el capital de trabajo; los consumos de servicios, productos químicos y catalizador; número de personas que operan la planta; ingresos totales por la venta de productos y/o servicios; egresos divididos en costos fijos, costos variables y materia prima; el flujo de caja y las sensibilidades.

Al final del flujo de caja se reportan los resultados obtenidos del Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR), Tiempo de Recuperación de Inversión (Pay Out) y el Índice de Valor Actual (IVA); que son los parámetros utilizados para elegir la mejor opción desde el punto de vista económico.

Asimismo, se ha efectuado un análisis de sensibilidad económica a la capacidad de la planta y a los precios de la materia prima y productos.

Los esquemas evaluados son:

8.2.1 Proceso OLEFLEX para la producción de propileno.

8.2.2 Proceso CATOFIN para la producción de propileno.

8.2.3 Proceso OLEFLEX para la producción de MTBE.

8.2.4 Proceso CATOFIN para la producción de MTBE.

8.2.5 Proceso OLEFLEX para la coproducción de propileno y MTBE.

8.2.6 Proceso CATOFIN para la coproducción de propileno y MTBE.

A continuación, se presentan las evaluaciones económicas realizadas para los 06 esquemas propuestos:

8.2.1

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 1 PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE PROPILENO

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO.

INVERSION FIJA

MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES			
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB		55.9
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5%	23.7
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0%	12.8
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0%	6.7
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5%	8.1
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0%	5.6
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5%	7.5
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5%	5.9
9	SUBTOTAL		126.2
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0%	4.5
11	INSPECCION (1% de 9)		1.3
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)		12.6
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0%	6.7
14	SUBTOTAL		25.1
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)		11.2
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)		6.1
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)		0.6
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)		20.0
19	SUBTOTAL		37.9
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)		28.4
INVERSION ISBL			
	CON IMPUESTOS		217.6
	SIN IMPUESTOS		179.7
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)			
	CON IMPUESTOS		76.1
	SIN IMPUESTOS		62.9
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)			
	CON IMPUESTOS		293.7
	SIN IMPUESTOS		242.5

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROF

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	300
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	217.6
OSBL	76.1
TOTAL	293.7

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
PROPANO	371.4
PRODUCTOS	
PROPILENO	300.0
HIDROGENO	12.0
FUEL GAS	59.4
TOTAL PRODUCTOS	371.4

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	2,228.2
CUENTAS POR PAGAR	742.7
CUENTAS POR COBRAR	1,804.0
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	3,289.5

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROF

SERVICIOS POR TM DE PROPILENO

Vapor Alta P (TM)	(2.90)
Vapor Baja P (TM)	0.70
Electricidad (KW-HR)	(14.00)
Fuel (10^6 BTU)	1.98
Agua de Enfriamiento (m3)	5.00
Agua Alimentación Calderos (m3)	3.10

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Propileno	7
----------------------	---

PERSONAL

Personas	15
----------	----

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
Propileno	0.9	270.0	453.7	122,497.7
Hidrógeno	0.9	10.8	406.0	4,399.3
Fuel Gas	0.9	53.5	-----	-----
Se estima que 1 TM equivale a 8.71 BEAC		BEAC/A 465,660.0	US\$/BEAC 12.24	MUS\$/A 5,699.7
		KW-HR/A	US\$/KW-HR	MUS\$/A
Electricidad		3,780,000.00	0.05	189.0
TOTAL INGRESOS				132,785.7

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO.

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(293.7)															
CAPITAL DE TRABAJO		(3.3)														3.3
INGRESOS		132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8	132.8
EGRESOS		(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)	(75.0)
DEPRECIACION		(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)	(19.6)
UTILIDAD BRUTA (U.B.)		38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2	38.2
IMPUESTOS	30% DE U.B.	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5	11.5
UTILIDAD NETA		26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8	26.8
FLUJO DE CAJA	(293.7)	43.0	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	46.3	49.6

VAN al 12%	Año 1995 :	19.5
(MMUS\$)		
TIR:		13.22%
Tiempo Recuperación Inversión :		12.9
(Años)		
IVA :		0.07

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO.

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA - OLEPROPI

Capacidad de la Planta	200	250	300	350	400	450
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(14.56)	1.30	19.52	39.60	61.20	84.07
Tasa Interna de Retorno (%)	10.76%	12.09%	13.22%	14.19%	15.06%	15.85%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	14.8	12.9	11.6	10.7	9.9

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - OLEPROPI

VARIACIONES	- 10 %	-6.04%	- 5 %	BASE	+ 5 %	+ 10 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA							
PROPANO	145.97	152.40	154.08	162.19	170.30	178.41	194.63
PRECIOS PRODUCTOS							
PROPILENO	408.33	426.31	431.02	453.7	476.39	499.07	544.44
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(12.80)	0.00	3.36	19.52	35.69	51.85	84.18
Tasa Interna de Retorno (%)	11.19%	12.00%	12.21%	13.22%	14.20%	15.17%	17.07%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	15.0	14.6	12.9	11.6	10.6	9.0

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO.

EGRESOS

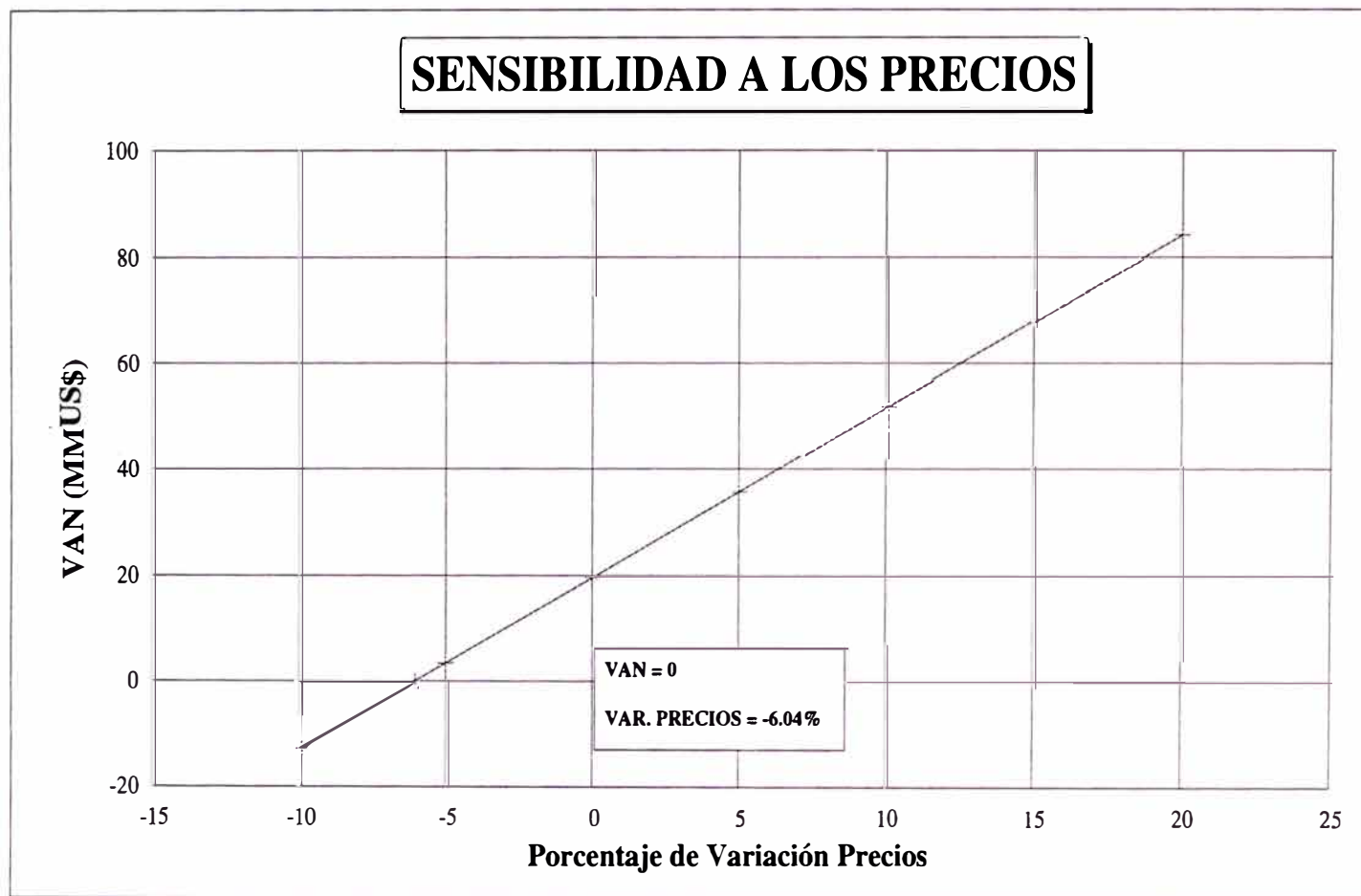
COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3%	INV. FIJA	8,811.2
Seguros	1.5%	INV. FIJA	4,405.6
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900	US\$ /Persona	162.0
TOTAL COSTOS FIJOS			13,378.8
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	(783,000)	(1)	0.0
Vapor Baja P (TM)	189,000	9.88	1,867.3
Electricidad (KW-HR)	(3,780,000)	(2)	0.0
Fuel (BEAC)	89,286	12.24	1,092.9
Agua de Enfriamiento (m3)	1,350,000	1.15	1,552.5
Agua Alimentación Calderos (m3)	837,000	1.18	987.7
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		7	1,890.0
TOTAL COSTOS VARIABLES			7,390.3
MATERIA PRIMA	MTM/A	US\$/TM	MUS\$/A
Propano	334.30	162	54,219.9
TOTAL MATERIA PRIMA			54,219.9
TOTAL EGRESOS			74,989.0

NOTAS:

(1) No se ha valorizado la producción del vapor de alta presión, por considerar que durante los primeros años de vida operativa de la planta, no hay un cliente potencial, que podría ser una planta de generación eléctrica.

(2) La producción de electricidad, se ha valorizado en el rubro "Ingresos por subproductos"

8.2.1 ESQUEMA N° 1 - PROCESO OLEFLEX PARA LA PRODUCCION DE PROPILENO.



8.2.2

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 2 PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCION DE PROPILENO

INVERSION FIJA

MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES			
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB		68.0
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5%	28.9
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0%	15.7
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0%	8.2
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5%	9.9
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0%	6.8
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5%	9.2
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5%	7.1
9	SUBTOTAL		153.8
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0%	5.4
11	INSPECCION (1% de 9)		1.5
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)		15.4
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0%	8.2
14	SUBTOTAL		30.5
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)		13.6
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)		7.5
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)		0.7
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)		24.4
19	SUBTOTAL		46.2
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)		34.6
INVERSION ISBL			
	CON IMPUESTOS		265.1
	SIN IMPUESTOS		218.9
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)			
	CON IMPUESTOS		92.8
	SIN IMPUESTOS		76.6
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)			
	CON IMPUESTOS		357.8
	SIN IMPUESTOS		295.5

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	300
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	265.1
OSBL	92.8
TOTAL	357.8

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
PROPANO	354.0
PRODUCTOS	MTM/A
PROPILENO	300.0
HIDROGENO	10.2
FUEL GAS	43.8
TOTAL PRODUCTOS	354.0

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	2,124
CUENTAS POR PAGAR	708
CUENTAS POR COBRAR	1,724
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	3,140

SERVICIOS POR TM DE PROPILENO

Vapor Alta P (TM)	1.0
Vapor Baja P (TM)	0.0
Electricidad (KW-HR)	6.5
Fuel (10 ⁶ BTU)	8.33
Agua de Enfriamiento (m3)	220
Agua Alimentación Calderos (m3)	0.3

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Propileno	11
----------------------	----

PERSONAL

Personas	16
----------	----

8.2.2 ESQUEMA N° 2 - PROCESO CATOFIN PRODUCCION DE PROPILENO

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
Propileno	0.9	270.00	453.7	122,497.65
Hidrógeno	0.9	9.18	406	3,727.08
Fuel Gas: se	0.9	39.42		
estima que 1 TM		BEAC/A	US\$/BEAC	MUS\$/A
equivale a 8.71 BEAC		343,348	12.24	4,202.58
TOTAL INGRESOS				130,427.31

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3% INV. FIJA		10,735
Seguros	1.5% INV. FIJA		5,367
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900 US\$ /Pers.		173
TOTAL COSTOS FIJOS			16,275
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	270,000	9.88	2,668
Vapor Baja P (TM)	0		0
Electricidad (KW-HR)	1,755,000	0.05	88
Fuel (BEAC)	375,000	12.24	4,590
Agua de Enfriamiento (m3)	59,400,000	0.01	594
Agua Alimentación Calderos (m3)	81,000	1.18	96
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		11	2,970
TOTAL COSTOS VARIABLES			11,005
MATERIA PRIMA			
Propano	318.60	162	51,674
TOTAL MATERIA PRIMA			51,674
TOTAL EGRESOS			78,954

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(357.8)															
CAPITAL DE TRABAJO		(3.1)														3.1
INGRESOS		130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4	130.4
EGRESOS		(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)	(79.0)
DEPRECIACION		(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)
UTILIDAD BRUTA		27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6	27.6
IMPUESTOS 30%		8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3	8.3
UTILIDAD NETA		19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
FLUJO DE CAJA	(357.8)	40.0	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	43.2	46.3

VAN al 12% (MMUS\$)	Año - 0 :	(65.9)
TIR:		8.45%
Tiempo Recuperación Inversión : (Años)		Más de 15
IVA :		(0.18)

8.2.2 ESQUEMA N° 2 - PROCESO CATOFIN PRODUCCION DE PROPILENO

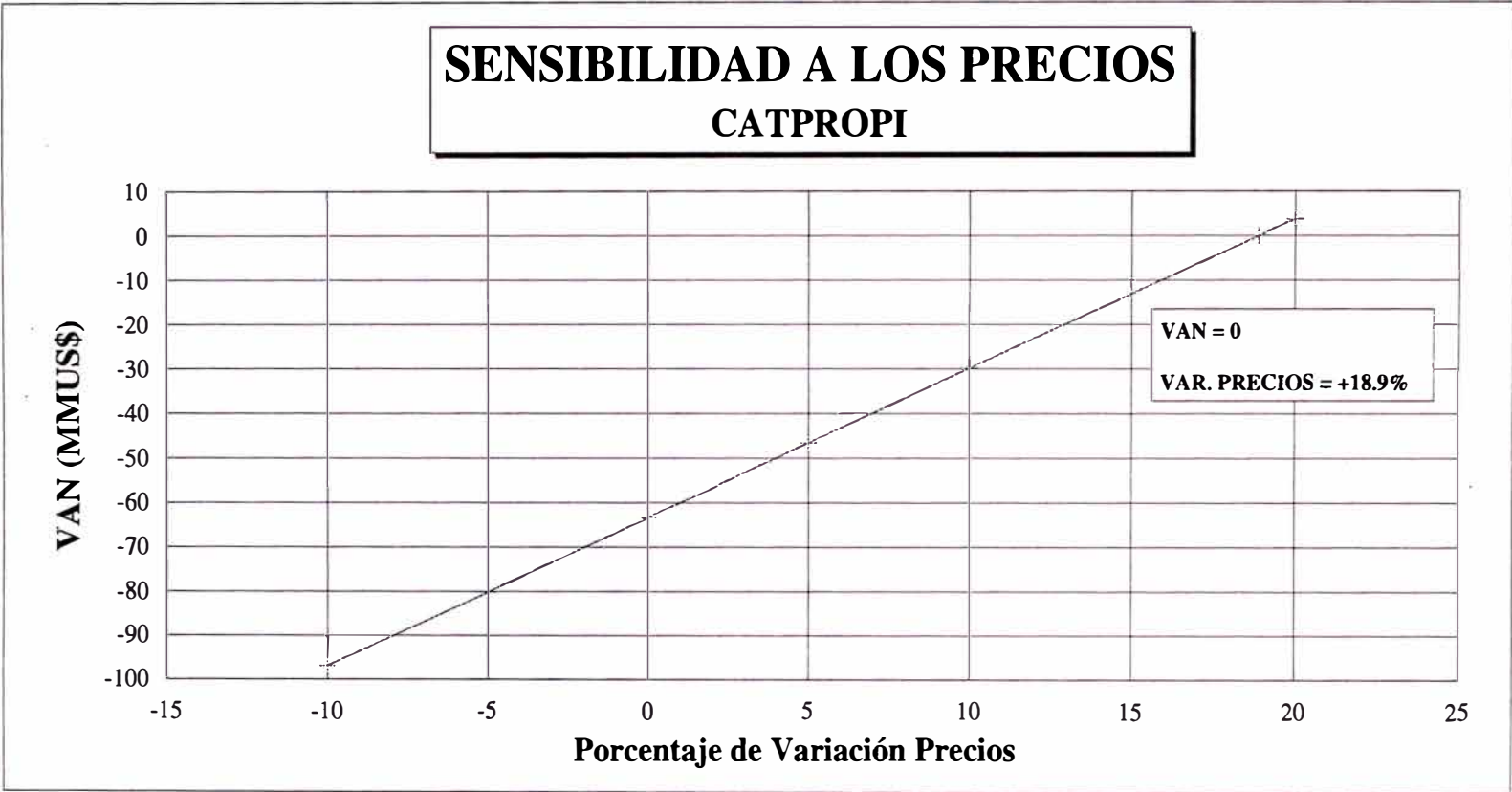
SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA - CATPROPI

Capacidad de la Planta	200	250	300	350	400	450
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(75.8)	(71.1)	(63.4)	(53.5)	(41.7)	(28.4)
Tasa Interna de Retorno (%)	-----	7.60%	8.59%	9.44%	10.20%	10.88%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - CATPROPI

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	BASE	+ 5 %	+ 10 %	+ 18.9 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA							
PROPANO	145.97	154.08	162.19	170.30	178.41	192.85	194.63
PRECIOS PRODUCTOS							
PROPILENO	408.33	431.015	453.7	476.385	499.07	539.447892	544.44
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(96.9)	(80.2)	(63.4)	(46.6)	(29.9)	0.0	3.7
Tasa Interna de Retorno (%)	-----	7.63%	8.59%	9.52%	10.43%	12.00%	12.19%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	14.9998716	14.6

8.2.2 ESQUEMA N° 2 - PROCESO CATOFIN PRODUCCION DE PROPILENO



8.2.3

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 3 PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE MTBE

INVERSION FIJA

MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES			
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB		67.3
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5%	28.6
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0%	15.5
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0%	8.1
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5%	9.8
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0%	6.7
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5%	9.1
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5%	7.1
9	SUBTOTAL		152.0
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0%	5.4
11	INSPECCION (1% de 9)		1.5
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)		15.2
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0%	8.1
14	SUBTOTAL		30.2
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)		13.5
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)		7.4
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)		0.7
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)		24.1
19	SUBTOTAL		45.7
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)		34.2
INVERSION ISBL			
	CON IMPUESTOS		262.1
	SIN IMPUESTOS		216.4
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)			
	CON IMPUESTOS		91.7
	SIN IMPUESTOS		75.7
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)			
	CON IMPUESTOS		353.8
	SIN IMPUESTOS		292.2

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	500
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	262.1
DESHIDROGENACION	163.8
ISOMERIZACION - MTBE	98.3
OSBL	91.7
TOTAL	353.8

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
N-BUTANO	385.9
METANOL	181.5
TOTAL CARGA	567.4
PRODUCTOS	MTM/A
MTBE	500.0
HIDROGENO	20.7
FUEL GAS	39.7
C5 DE ISODEBUTANIZADORA	7.0
TOTAL PRODUCTOS	567.4

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	3,725
CUENTAS POR PAGAR	1,242
CUENTAS POR COBRAR	1,972
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	4,456

8.2.3 ESQUEMA 3: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE MTBE

SERVICIOS POR TM DE MTBE

Vapor Alta P (TM)	0.0
Vapor Baja P (TM)	0.0
Electricidad (KW-HR)	0.0
Fuel (10 ⁶ BTU)	0.00
Agua de Enfriamiento (m3)	0
Agua Alimentación Calderos (m3)	0

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de MTBE (1)	24.5
---------------------	------

(1) Incluye costo de servicios

PERSONAL

Personas	22
----------	----

8.2.3 ESQUEMA 3: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE MTBE

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
MTBE	0.9	450.0	291.87	131,342
Hidrógeno	0.9	18.6	406	7,564
C5 de Deisobutanizadora (1)	0.9	6.3	201.42	1,269
Fuel Gas: se	0.9	35.7		
estima que 1 TM		BEAC/A	US\$/BEAC	MU\$/A
equivale a 8.71 BEAC		311,208	12.24	3,809
TOTAL INGRESOS				143,983

(1) Valorizado como gasolina ligera

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3% INV. FIJA		10,614
Seguros	1.5% INV. FIJA		5,307
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900 US\$ /Persona		238
TOTAL COSTOS FIJOS			16,158
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	0		0
Vapor Baja P (TM)	0	9.88	0
Electricidad (KW-HR)	0		0
Fuel (BEAC)	0	12.24	0
Agua de Enfriamiento (m3)	0	1.15	0
Agua Alimentación Calderos (m3)	0	1.18	0
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		24.5	11,025
TOTAL COSTOS VARIABLES			11,025
MATERIA PRIMA	MTM/A	US\$/TM	MUS\$/A
N-Butano	347.31	162.96	56,598
Metanol	163.35	208.48	34,055
TOTAL MATERIA PRIMA			90,653
TOTAL EGRESOS			117,836

8.2.3 ESQUEMA 3: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE MTBE

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(353.8)															
CAPITAL DE TRABAJO		(4.5)														4.5
INGRESOS		144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0	144.0
EGRESOS		(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)	(117.8)
DEPRECIACION		(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)	(23.6)
UTILIDAD BRUTA		2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6	2.6
IMPUESTOS 30%		0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
UTILIDAD NETA		1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
FLUJO DE CAJA	(353.8)	20.9	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	25.4	29.8

VAN al 12% (MMUS\$)	Año - 0 :	(184.1)
TIR:		0.91%
Tiempo Recuperación Inversión : (Años)		Más de 15
IVA :		(0.52)

8.2.4

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 4 PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCION DE MTBE

INVERSION FIJA

MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES		
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB	68.3
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5% 29.0
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0% 15.7
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0% 8.2
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5% 9.9
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0% 6.8
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5% 9.2
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5% 7.2
9	SUBTOTAL	154.4
RUBROS ADICIONALES		
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0% 5.5
11	INSPECCION (1% de 9)	1.5
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)	15.4
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0% 8.2
14	SUBTOTAL	30.6
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)	13.7
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)	7.5
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)	0.7
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)	24.5
19	SUBTOTAL	46.4
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)	34.7
INVERSION ISBL		
	CON IMPUESTOS	266.0
	SIN IMPUESTOS	219.7
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)		
	CON IMPUESTOS	93.1
	SIN IMPUESTOS	76.9
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)		
	CON IMPUESTOS	359.2
	SIN IMPUESTOS	296.6

8.2.4 ESQUEMA N° 4 - PROCESO CATOFIN PARA LA PRODUCCION DE MTBE

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	500
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	266.0
DESHIDROGENACION	191.6
ISOMERIZACION - MTBE	74.5
OSBL	93.1
TOTAL	359.2

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
N-BUTANO	365.6
METANOL	181.3
TOTAL CARGA	546.9
PRODUCTOS	MTM/A
MTBE	500.0
HIDROGENO	7.5
FUEL GAS	35.0
C5 DE ISODEBUTANIZADORA	6.4
TOTAL PRODUCTOS	548.9

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	3,601
CUENTAS POR PAGAR	1,200
CUENTAS POR COBRAR	1,837
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	4,238

SERVICIOS POR TM DE MTBE

Vapor Alta P (TM)	0.8
Vapor Baja P (TM)	0.0
Electricidad (KW-HR)	18.0
Fuel (10 ⁶ BTU)	0.00
Agua de Enfriamiento (m3)	130
Agua Alimentación Calderos (m3)	1.33

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de MTBE	4
-----------------	---

PERSONAL

Personas	22
----------	----

8.2.4 ESQUEMA N° 4 - PROCESO CATOFIN PARA LA PRODUCCION DE MTBE

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
MTBE	0.9	450.00	291.87	131,342
Hidrógeno	0.9	6.75	406	2,741
C5 de Desisobutanizadora	0.9	5.76	201.42	1,160
Fuel Gas: se estima que 1 TM equivale a 8.71 BEAC	0.9	31.50		
		BEAC/A 274,365	US\$/BEAC 12.24	MU\$/A 3,358
TOTAL INGRESOS				138,600

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3% INV. FIJA		10,775
Seguros	1.5% INV. FIJA		5,387
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900 US\$ /Persona		238
TOTAL COSTOS FIJOS			16,400
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	369,141	9.88	3,647
Vapor Baja P (TM)	0		0
Electricidad (KW-HR)	8,859,375	0.05	443
Fuel Gas(BEAC)	274,365	12.24	3,358
Fuel Oil (TM)	5,760	201.42	1,160
Agua de Enfriamiento (m3)	63,984,375	0.01	640
Agua Alimentación Calderos (m3)	654,609	1.18	772
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		4	1,969
TOTAL COSTOS VARIABLES			11,990
MATERIA PRIMA			
N-Butano	329.06	162.96	53,624
Metanol	163.13	208.48	34,008
TOTAL MATERIA PRIMA			87,632
TOTAL EGRESOS			116,022

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(359.2)															
CAPITAL DE TRABAJO		(4.2)														4.2
INGRESOS		138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6	138.6
EGRESOS		(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)	(116.0)
DEPRECIACION		(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)	(23.9)
UTILIDAD BRUTA		(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)	(1.4)
IMPUESTOS 30%		(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)	(0.4)
UTILIDAD NETA		(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)	(1.0)
FLUJO DE CAJA	(359.2)	18.8	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	27.2

VAN al 12% (MMUS\$)	Año - 0 :	(205.6)
TIR:		-0.49%
Tiempo Recuperación Inversión : (Años)		Más de 15
IVA :		(0.57)

8.2.5

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 5 PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

INVERSION FIJA

MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES			
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB		99.06
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5%	42.10
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0%	22.78
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0%	11.89
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5%	14.36
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0%	9.91
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5%	13.37
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5%	10.40
9	SUBTOTAL		223.87
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0%	7.92
11	INSPECCION (1% de 9)		2.24
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)		22.39
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0%	11.89
14	SUBTOTAL		44.44
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)		19.84
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)		10.85
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)		1.04
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)		35.50
19	SUBTOTAL		67.23
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)		50.33
INVERSION ISBL			
	CON IMPUESTOS		385.86
	SIN IMPUESTOS		318.63
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)			
	CON IMPUESTOS		135.05
	SIN IMPUESTOS		111.52
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)			
	CON IMPUESTOS		520.91
	SIN IMPUESTOS		430.15

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	
MTBE	500
PROPILENO	300
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	385.9
DESHIDROGENACION C3 / i-C4	287.6
ISOMERIZACION - MTBE	98.3
OSBL	135.1
TOTAL	520.9

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
PROPANO	371.4
N-BUTANO	385.9
METANOL	181.5
TOTAL CARGA	938.8
PRODUCTOS	MTM/A
MTBE	500.0
PROPILENO	300.0
HIDROGENO	32.7
FUEL GAS	99.1
C5 DE ISODEBUTANIZADORA	7.0
TOTAL PRODUCTOS	938.8

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	5,954
CUENTAS POR PAGAR	1,985
CUENTAS POR COBRAR	3,641
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	7,610

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SERVICIOS POR TM DE MTBE

Vapor Alta P (TM)	0.0
Vapor Baja P (TM)	0.0
Electricidad (KW-HR)	0.0
Fuel (10 ⁶ BTU)	0.00
Agua de Enfriamiento (m3)	0
Agua Alimentación Calderos (m3)	0

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de MTBE	22
-----------------	----

NOTA: Incluye 16 US\$/TM por costo de servicios

PERSONAL

Personas	27
----------	----

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
MTBE	0.9	450.00	291.9	131,342
PROPILENO	0.9	270.00	453.7	122,499
Hidrógeno	0.9	29.47	406.0	11,963
C5 de Desisobutanizado	0.9	6.3	201.4	1,269
Fuel Gas: se estima que 1 TM equivale a 8.71 BEAC	0.9	89.19	-----	-----
		BEAC/A	US\$/BEAC	MUS\$/A
		776,845	12.24	9,509
TOTAL INGRESOS				276,581

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3% INV. FIJA		15,627
Seguros	1.5% INV. FIJA		7,814
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900 US\$ /Persona		292
TOTAL COSTOS FIJOS			23,732
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	0	9.88	0
Vapor Baja P (TM)	0		0
Electricidad (KW-HR)	0	0.05	0
Fuel (BEAC)	0	12.24	0
Agua de Enfriamiento (m3)	0	1.15	0
Agua Alimentación Calderos (m3)	0	1.18	0
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		22	15,840
TOTAL COSTOS VARIABLES			15,840
MATERIA PRIMA			
Propano	334.30	162.19	54,219
N-Butano	347.31	162.96	56,598
Metanol	163.35	208.48	34,055
TOTAL MATERIA PRIMA			144,872
TOTAL EGRESOS			184,445

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(520.9)															
CAPITAL DE TRABAJO		(7.6)														7.6
INGRESOS		276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6	276.6
EGRESOS		(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)	(184.4)
DEPRECIACION		(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)	(34.7)
UTILIDAD BRUTA		57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4	57.4
IMPUESTOS 30%		17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2	17.2
UTILIDAD NETA		40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2	40.2
FLUJO DE CAJA	(520.9)	67.3	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	74.9	82.5

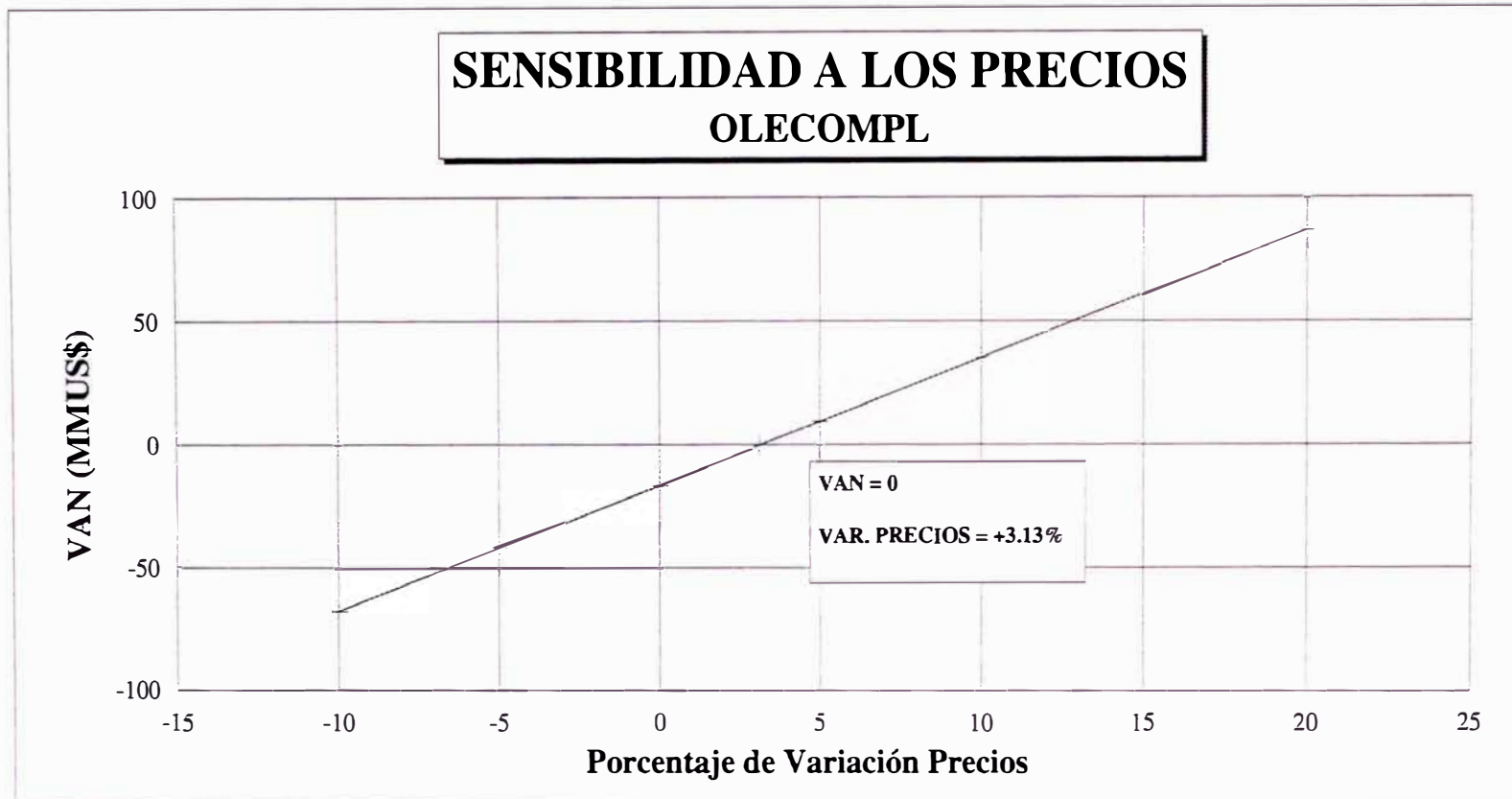
VAN al 12% (MMUS\$)	Año - 0 :	(16.1)
TIR:		11.43%
Tiempo Recuperación Inversión :	Más de 15	
	(Años)	
IVA :		(0.03)

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - OLECOMPL

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	BASE	+ 3.13 %	+ 5 %	+ 10 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA							
PROPANO	145.97	154.08	162.19	167.26	170.30	178.41	194.63
BUTANO	146.66	154.81	162.96	168.06	171.11	179.26	195.55
METANOL	187.63	198.06	208.48	215.00	218.90	229.33	250.18
PRECIOS PRODUCTOS							
PROPILENO	408.33	431.02	453.70	467.90	476.39	499.07	544.44
MTBE	262.68	277.28	291.87	301.00	306.46	321.06	350.24
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(67.51)	(41.80)	(16.09)	0.00	9.63	35.34	86.76
Tasa Interna de Retorno (%)	9.54%	10.50%	11.43%	12.00%	12.34%	13.24%	14.98%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	Más de 15	Más de 15	15.0	14.4	12.9	10.8

8.2.5 ESQUEMA 5 : PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE



8.2.6

EVALUACION ECONOMICA DEL ESQUEMA 6 PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

INVERSION FIJA
MMUS\$

RUBROS PRINCIPALES			
1	MATERIAL Y EQUIPO - FOB		110.10
2	LABOR DE MONTAJE (% DE 1)	42.5%	46.79
3	TERRENO Y GASTOS DE CONSTRUCCION (% DE 1)	23.0%	25.32
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE 1)	12.0%	13.21
5	SUPERVISION (% DE 1)	14.5%	15.96
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE 1)	10.0%	11.01
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES (% DE 1)	13.5%	14.86
8	LICENCIAS (% DE 1)	10.5%	11.56
9	SUBTOTAL		248.83
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE 1)	8.0%	8.81
11	INSPECCION (1% de 9)		2.49
12	CAMBIOS DE ORDEN (10% de 9)		24.88
13	FLETES, EMBALAJE Y SEGUROS (DE 1)	12.0%	13.21
14	SUBTOTAL		49.39
15	ARANCELES (15% de : 1, 7, 10 y 13)		22.05
16	IMPUESTO A LA RENTA (30% de 4, 5 y 6)		12.06
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (10% de 8)		1.16
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (18% de 1, 3, 7, 10, 12, 13, 15)		39.46
19	SUBTOTAL		74.72
20	CONTINGENCIAS (15% de sub total 9, 15, 19)		55.94
INVERSION ISBL			
	CON IMPUESTOS		428.88
	SIN IMPUESTOS		354.16
INVERSION OSBL (35% de Inversión ISBL)			
	CON IMPUESTOS		150.11
	SIN IMPUESTOS		123.96
INVERSION TOTAL FIJA (Inversión ISBL + Inversión OSBL)			
	CON IMPUESTOS		578.99
	SIN IMPUESTOS		478.11

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	
MTBE	500
PROPILENO	300
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	428.7
DESHIDROGENACION C3 / i-C4	354.2
ISOMERIZACION - MTBE	74.5
OSBL	150.1
TOTAL	578.8

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
PROPANO	354.0
N-BUTANO	365.6
METANOL	181.3
TOTAL CARGA	900.9
PRODUCTOS	MTM/A
MTBE	500.0
PROPILENO	300.0
HIDROGENO	17.7
FUEL GAS	76.8
C5 DE ISODEBUTANIZADORA	6.4
TOTAL PRODUCTOS	900.9

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	5,725
CUENTAS POR PAGAR	1,908
CUENTAS POR COBRAR	3,566
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	7,383

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SERVICIOS POR TM DE MTBE

Vapor Alta P (TM)	0.7
Vapor Baja P (TM)	0.0
Electricidad (KW-HR)	16.4
Fuel (10 ⁶ BTU)	7.94
Agua de Enfriamiento (m3)	216
Agua Alimentación Calderos (m3)	-0.16

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de MTBE	6.6
-----------------	-----

NOTA: Incluye 16 US\$/TM por costo de servicios

PERSONAL

Personas	27
----------	----

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
MTBE	0.9	450.00	291.9	131,342
PROPILENO	0.9	270.00	453.7	122,499
Hidrógeno	0.9	15.93	406.0	6,468
C5 de Desisobutanizado	0.9	5.76	201.4	1,160
Fuel Gas: se estima que 1 TM equivale a 8.71 BEAC	0.9	69.12	-----	-----
		BEAC/A	US\$/BEAC	MUS\$/A
		602,035	12.24	7,369
TOTAL INGRESOS				268,837

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3% INV. FIJA		17,364
Seguros	1.5% INV. FIJA		8,682
Labor (Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900 US\$ /Persona		292
TOTAL COSTOS FIJOS			26,338
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Alta P (TM)	596,743	9.88	5,896
Vapor Baja P (TM)	0		0
Electricidad (KW-HR)	13,258,071	0.05	663
Fuel (BEAC)	1,073,489	12.24	13,140
Agua de Enfriamiento (m3)	175,131,072	0.01	1,751
Agua Alimentación Calderos (m3)	(132,970)	1.18	(157)
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)		6.6	4,752
TOTAL COSTOS VARIABLES			26,045
MATERIA PRIMA			
Propano	318.60	162.19	51,674
N-Butano	329.07	162.96	53,625
Metanol	163.13	208.48	34,009
TOTAL MATERIA PRIMA			139,308
TOTAL EGRESOS			191,691

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION	(578.8)															
CAPITAL DE TRABAJO		(7.4)														7.4
INGRESOS		268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8	268.8
EGRESOS		(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)	(191.7)
DEPRECIACION		(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)	(38.6)
UTILIDAD BRUTA		38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6	38.6
IMPUESTOS 30%		11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6	11.6
UTILIDAD NETA		27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0	27.0
FLUJO DE CAJA	(578.8)	58.2	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	65.6	73.0

VAN al 12% (MMUS\$)	Año - 0 :	(137.4)
TIR:		7.38%
Tiempo Recuperación Inversión :	Más de 15	
	(Años)	
IVA :		(0.24)

8.2.6 ESQUEMA 6 : PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - CATCOMPL

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	BASE	5 %	+ 10 %	+ 12.34 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA							
PROPANO	145.97	154.08	162.19	170.30	178.41	182.21	194.63
BUTANO	146.66	154.81	162.96	171.11	179.26	183.08	195.55
METANOL	187.63	198.06	208.48	218.90	229.33	234.21	250.18
PRECIOS PRODUCTOS							
PROPILENO	408.33	431.02	453.70	476.39	499.07	509.70	544.44
MTBE	262.68	277.28	291.87	306.46	321.06	327.90	350.24
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(120.85)	(93.81)	(66.76)	(39.72)	35.34	0.00	41.41
Tasa Interna de Retorno (%)	7.96%	8.90%	9.82%	10.72%	11.59%	12.00%	13.30%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	Más de 15	15.0	12.8

9. EVALUACIÓN FINANCIERA

Con la finalidad de aplicar un apalancamiento a la rentabilidad de evaluaciones económicas, se ha recurrido a la evaluación financiera, considerando que es posible conseguir un financiamiento externo para parte de la inversión fija total. Del análisis de los resultados de las evaluaciones económicas, se decidió que era conveniente realizar evaluaciones financieras a cuatro esquemas.

9.1 BASES PARA LA EVALUACIÓN FINANCIERA

- Se asume como válidas todas las asunciones consideradas para las evaluaciones económicas.
- Se considera un financiamiento del 80 % de la inversión fija, sin impuestos.
- A base de publicaciones especializadas en financiamiento de proyectos, se ha elegido una tasa de interés para el crédito equivalente al 9.2 % anual.
- La amortización del crédito será realizada en 10 años.
- Se considera , una inflación externa equivalente a la inflación de los EE. UU., durante los últimos años, del 3 % anual.
- La moneda utilizada fueron dólares americanos constantes de 1995.
- La distribución del financiamiento se realizará de la siguiente manera: 20 %, el primer año; 40 %, el segundo año y el 40 % restante, el tercer año.

9.2 EVALUACIÓN FINANCIERA DE LOS ESQUEMAS PROPUESTOS.

Se efectuó evaluaciones financieras a los esquemas más atractivos económicamente. Tales evaluaciones, se presentan en tablas mostrando: el financiamiento de la inversión, intereses del crédito, amortización en moneda corriente y moneda constante, balance de ingresos y egresos y el flujo de caja.

Al final del flujo de caja se reportan los resultados obtenidos del Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR), Tiempo de Recuperación de Inversión (Pay- Out) y el índice de Valor Actual (IVA); que son los parámetros utilizados para elegir la mejor opción desde el punto de vista financiero.

Asimismo, se ha efectuado análisis de sensibilidad a la capacidad de planta, a los precios de la materia prima y productos, y a la tasa de interés del crédito.

Los esquemas evaluados son:

- 9.2.1 Esquema 1 : Proceso OLEFLEX para la producción de propileno.
- 9.2.2 Esquema 2 : Proceso CATOFIN para la producción de propileno.
- 9.2.3 Esquema 5 : Proceso OLEFLEX para la coproducción de propileno y MTBE.
- 9.2.4 Esquema 6 : Proceso CATOFIN para la coproducción de propileno y MTBE.

A continuación se presentan las evaluaciones financieras de los cuatro esquemas mencionados:

9.2.1

EVALUACION FINANCIERA DEL ESQUEMA 1 PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE PROPILENO

9.2.1 ESQUEMA 1: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE PROPILENO

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA		MMUS\$	
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS		293.71	
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS		242.53	
FINANCIAMIENTO			
3. FINANCIAMIENTO		80%	DE (2)
4. INVERSION A FINANCIAR		194.03	
5. INVERSION PROPIA		99.68	
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION			
6. INFLACION EXTERNA		3%	ANUAL
7. TASA DE INTERES		9.2%	ANUAL
8. AMORTIZACION		10	AÑOS

9.2.1 ESQUEMA 1: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE PROPILENO

UTILIDAD NETA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS				122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50
VENTA DE SUBPRODUCTOS Y/O SERVICIOS				10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29	10.29
TOTAL INGRESOS				132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79	132.79

EGRESOS

COSTO VARIABLE				7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39	7.39
COSTO FIJO				13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38	13.38
MATERIA PRIMA				54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22	54.22
TOTAL COSTOS OPERATIVOS				74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99	74.99
DEPRECIACION				19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58
GASTOS FINANCIEROS				16.93	14.79	12.77	10.85	9.03	7.30	5.67	4.13	2.67	1.30					
TOTAL EGRESOS				111.50	109.36	107.34	105.41	103.59	101.87	100.24	98.70	97.24	95.87	94.57	94.57	94.57	94.57	94.57

UTILIDAD BRUTA				21.29	23.42	25.45	27.37	29.19	30.91	32.54	34.09	35.54	36.92	38.22	38.22	38.22	38.22	38.22
IMPUESTO A LA RENTA			30% DE U. B.	6.39	7.03	7.63	8.21	8.76	9.27	9.76	10.23	10.66	11.08	11.46	11.46	11.46	11.46	11.46
UTILIDAD NETA				14.90	16.40	17.81	19.16	20.43	21.64	22.78	23.86	24.88	25.84	26.75	26.75	26.75	26.75	26.75

9.2.1 ESQUEMA 1: PROCESO OLEFLEX PARA PRODUCCION DE PROPILENO

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE: MMUS\$

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	38.81	79.94	82.34															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	3.57	10.92															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				20.11	20.11	20.11	20.11	20.11	20.11	20.11	20.11	20.11	20.11					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	38.81	118.75	201.08	180.97	160.87	140.76	120.65	100.54	80.43	60.32	40.22	20.11	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				18.50	16.65	14.80	12.95	11.10	9.25	7.40	5.55	3.70	1.85					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:

MONEDA CONSTANTE DE

1995 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%															
DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	38.81	77.61	77.61															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	3.47	10.30															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				18.40	17.87	17.35	16.84	16.35	15.87	15.41	14.96	14.53	14.10					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	38.81	115.29	189.54	165.62	142.93	121.42	101.04	81.75	63.49	46.23	29.92	14.53	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				16.93	14.79	12.77	10.85	9.03	7.30	5.67	4.13	2.67	1.30					

FLUJO DE CAJA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION PROPIA	19.94	39.87	39.87															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	3.47	10.30															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				18.40	17.87	17.35	16.84	16.35	15.87	15.41	14.96	14.53	14.10					
CAPITAL DE TRABAJO				3.29														(3.29)
TOTAL INVERSIONES	(19.94)	(43.34)	(50.17)	(21.69)	(17.87)	(17.35)	(16.84)	(16.35)	(15.87)	(15.41)	(14.96)	(14.53)	(14.10)					3.29
UTILIDAD NETA				14.90	16.40	17.81	19.16	20.43	21.64	22.78	23.86	24.88	25.84	26.75	26.75	26.75	26.75	26.75
DEPRECIACION				19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58	19.58
FLUJO NETO DE FONDOS	(19.94)	(43.34)	(50.17)	12.79	18.11	20.05	21.90	23.66	25.35	26.95	28.48	29.93	31.32	46.33	46.33	46.33	46.33	49.62

VAN AL 12% (AÑO 1995)	44.28
TIR	17.35%
PAYOUT	9.88 AÑOS
IVA	0.15

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA - ESQUEMA 1

Capacidad de la Planta	200	250	'BASE	350	400	450
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	10.02	26.32	44.28	63.56	83.92	105.17
Tasa Interna de Retorno (%)	13.65%	15.66%	17.35%	18.82%	20.13%	21.31%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	13.0	11.1	9.9	8.7	7.8	7.1

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - ESQUEMA 1

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	'BASE	+ 5 %	+ 10 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA						
PROPANO	145.97	154.08	162.19	170.30	178.41	194.63
PRECIOS PRODUCTOS						
PROPILENO	408.33	431.01	453.70	476.38	499.06	544.43
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	18.51	31.40	44.28	57.17	70.05	95.83
Tasa Interna de Retorno (%)	14.29%	15.83%	17.35%	18.83%	20.29%	23.13%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	12.3	11.0	9.9	8.7	7.7	6.3

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO - OLEPROFI

Tasa de Interés	8.5%	9.0%	'BASE	9.5%	10.0%	15.0%
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	47.58	45.22	44.28	42.87	40.52	16.99
Tasa Interna de Retorno (%)	17.80%	17.48%	17.35%	17.16%	16.84%	13.89%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	9.5	9.8	9.9	10.0	10.3	12.7

9.2.2

EVALUACION FINANCIERA DEL ESQUEMA 2 PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCIÓN DE PROPILENO

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA		MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS		357.83
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS		295.49
FINANCIAMIENTO		
3. FINANCIAMIENTO	80%	DE (2)
4. INVERSION A FINANCIAR		236.39
5. INVERSION PROPIA		121.44
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION		
6. INFLACION EXTERNA	3%	ANUAL
7. TASA DE INTERES	9.2%	ANUAL
8. AMORTIZACION	10	AÑOS

9.2.2 ESQUEMA 2: PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCION DE PROPILENO

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE: MMUS\$

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	47.28	97.39	100.31															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	4.35	13.31															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				24.50	24.50	24.50	24.50	24.50	24.50	24.50	24.50	24.50	24.50					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	47.28	144.67	244.98	220.49	195.99	171.49	146.99	122.49	97.99	73.50	49.00	24.50	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				22.54	20.28	18.03	15.78	13.52	11.27	9.02	6.76	4.51	2.25					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:

MONEDA CONSTANTE DE

1995 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%															
DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	47.28	94.56	94.56															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	4.22	12.55															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				22.42	21.77	21.13	20.52	19.92	19.34	18.78	18.23	17.70	17.18					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	47.28	140.46	230.92	201.78	174.13	147.93	123.10	99.60	77.36	56.33	36.46	17.70	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				20.63	18.02	15.55	13.21	11.00	8.90	6.91	5.03	3.26	1.58					

9.2.2 ESQUEMA 2: PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCION DE PROPILENO

UTILIDAD NETA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS				122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50	122.50
VENTA DE SUBPRODUCTOS Y/O SERVICIOS				7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93	7.93
TOTAL INGRESOS				130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43	130.43

EGRESOS

COSTO VARIABLE				11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00	11.00
COSTO FIJO				16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28	16.28
MATERIA PRIMA				51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67	51.67
TOTAL COSTOS OPERATIVOS				78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95	78.95
DEPRECIACION				23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86
GASTOS FINANCIEROS				20.63	18.02	15.55	13.21	11.00	8.90	6.91	5.03	3.26	1.58					
TOTAL EGRESOS				123.44	120.83	118.36	116.02	113.80	111.71	109.72	107.84	106.07	104.39	102.81	102.81	102.81	102.81	102.81

UTILIDAD BRUTA				6.99	9.60	12.06	14.41	16.62	18.72	20.71	22.59	24.36	26.04	27.62	27.62	27.62	27.62	27.62
IMPUESTO A LA RENTA				2.10	2.88	3.62	4.32	4.99	5.62	6.21	6.78	7.31	7.81	8.29	8.29	8.29	8.29	8.29
UTILIDAD NETA				4.89	6.72	8.45	10.08	11.64	13.11	14.50	15.81	17.05	18.23	19.33	19.33	19.33	19.33	19.33

9.2.2 ESQUEMA 2: PROCESO CATOFIN PARA PRODUCCION DE PROPILENO

FLUJO DE CAJA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION PROPIA	24.29	48.58	48.58															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	4.22	12.55															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				22.42	21.77	21.13	20.52	19.92	19.34	18.78	18.23	17.70	17.18					
CAPITAL DE TRABAJO				3.14														(3.14)
TOTAL INVERSIONES	(24.29)	(52.80)	(61.12)	(25.56)	(21.77)	(21.13)	(20.52)	(19.92)	(19.34)	(18.78)	(18.23)	(17.70)	(17.18)					3.14
UTILIDAD NETA				4.89	6.72	8.45	10.08	11.64	13.11	14.50	15.81	17.05	18.23	19.33	19.33	19.33	19.33	19.33
DEPRECIACION				23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86	23.86
FLUJO NETO DE FONDOS	(24.29)	(52.80)	(61.12)	3.19	8.81	11.17	13.42	15.57	17.62	19.58	21.44	23.21	24.90	43.19	43.19	43.19	43.19	46.33

VAN AL 12% (AÑO-0)	(17.55)
TIR	10.16%
PAYOUT (AÑOS)	MAS DE 15
IVA	-0.05

9.2.3

EVALUACION FINANCIERA DEL ESQUEMA 5 PROCESO OLEFLEX PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA		
	MMUS\$	
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS	520.91	
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS	430.15	
FINANCIAMIENTO		
3. FINANCIAMIENTO	80%	DE (2)
4. INVERSION A FINANCIAR	344.12	
5. INVERSION PROPIA	176.79	
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION		
6. INFLACION EXTERNA	3%	ANUAL
7. TASA DE INTERES	9.2%	ANUAL
8. AMORTIZACION	10	AÑOS

9.2.3 ESQUEMA 5: PROCESO OLEFLEX PARA CO-PRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE: MMUS\$

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	68.82	141.78	146.03															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.33	19.38															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				35.66	35.66	35.66	35.66	35.66	35.66	35.66	35.66	35.66	35.66					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	68.82	210.60	356.63	320.97	285.31	249.64	213.98	178.32	142.65	106.99	71.33	35.66	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				32.81	29.53	26.25	22.97	19.69	16.41	13.12	9.84	6.56	3.28					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:

MONEDA CONSTANTE DE

1995 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%															
DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	68.82	137.65	137.65															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.15	18.26															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				32.64	31.69	30.76	29.87	29.00	28.15	27.33	26.54	25.76	25.01					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	68.82	204.47	336.16	293.73	253.49	215.35	179.21	144.99	112.61	82.00	53.07	25.76	(0.00)					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				30.03	26.24	22.64	19.23	16.01	12.95	10.06	7.32	4.74	2.30					

UTILIDAD NETA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS				253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84
VENTA DE SUBPRODUCTOS Y/O SERVICIOS				22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74	22.74
TOTAL INGRESOS				276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58	276.58

EGRESOS

COSTO VARIABLE				15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84	15.84
COSTO FIJO				23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73	23.73
MATERIA PRIMA				144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87	144.87
TOTAL COSTOS OPERATIVOS				184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44	184.44
DEPRECIACION				34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73
GASTOS FINANCIEROS				30.03	26.24	22.64	19.23	16.01	12.95	10.06	7.32	4.74	2.30					
TOTAL EGRESOS				249.20	245.41	241.81	238.41	235.18	232.12	229.23	226.50	223.91	221.47	219.17	219.17	219.17	219.17	219.17

UTILIDAD BRUTA				27.38	31.17	34.77	38.17	41.40	44.46	47.35	50.08	52.67	55.11	57.41	57.41	57.41	57.41	57.41
IMPUESTO A LA RENTA			30% DE U. B.	8.21	9.35	10.43	11.45	12.42	13.34	14.20	15.03	15.80	16.53	17.22	17.22	17.22	17.22	17.22
UTILIDAD NETA				19.17	21.82	24.34	26.72	28.98	31.12	33.14	35.06	36.87	38.57	40.19	40.19	40.19	40.19	40.19

FLUJO DE CAJA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION PROPIA	35.36	70.71	70.71															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.15	18.26															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				32.64	31.69	30.76	29.87	29.00	28.15	27.33	26.54	25.76	25.01					
CAPITAL DE TRABAJO				7.61														(7.61)
TOTAL INVERSIONES	(35.36)	(76.86)	(88.98)	(40.25)	(31.69)	(30.76)	(29.87)	(29.00)	(28.15)	(27.33)	(26.54)	(25.76)	(25.01)					7.61
UTILIDAD NETA				19.17	21.82	24.34	26.72	28.98	31.12	33.14	35.06	36.87	38.57	40.19	40.19	40.19	40.19	40.19
DEPRECIACION				34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73	34.73
FLUJO NETO DE FONDOS	(35.36)	(76.86)	(88.98)	13.65	24.86	28.30	31.58	34.71	37.69	40.54	43.25	45.83	48.29	74.91	74.91	74.91	74.91	82.52

VAN AL 12% (AÑO-0)	38.11
TIR	14.63%
PAYOUT	11.99
IVA	0.07

9.2.3 ESQUEMA 5: PROCESO OLEFLEX PARA CO-PRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - ESQUEMA 5

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	BASE	+ 5 %	+ 10 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA						
PROPANO	145.97	154.08	162.19	170.30	178.41	194.63
BUTANO	146.66	154.81	162.96	171.11	179.26	195.55
METANOL	187.63	198.06	208.48	218.90	229.33	250.18
PRECIOS PRODUCTOS						
PROPILENO	408.33	431.01	453.70	476.38	499.06	544.43
MTBE	262.68	277.28	291.87	306.46	321.06	350.24
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(2.88)	17.62	38.11	58.61	79.11	120.10
Tasa Interna de Retorno (%)	11.80%	13.23%	14.63%	16.00%	17.35%	19.97%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	MAS DE 15	13.5	12.0	10.9	9.9	7.9

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO - ESQUEMA 5

Tasa de Interés	8.5%	9.0%	BASE	9.5%	10.0%	12.0%
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	43.96	39.78	38.11	35.61	31.44	14.75
Tasa Interna de Retorno (%)	15.06%	14.75%	14.63%	14.45%	14.14%	12.98%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	11.6	11.9	12.0	12.2	12.5	13.8

9.2.4

EVALUACIÓN FINANCIERA DEL ESQUEMA 6 PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCIÓN DE PROPILENO Y MTBE

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA		MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS		578.79
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS		477.95
FINANCIAMIENTO		
3. FINANCIAMIENTO	80%	DE (2
4. INVERSION A FINANCIAR		382.36
5. INVERSION PROPIA		196.43
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION		
6. INFLACION EXTERNA	3%	ANUAL
7. TASA DE INTERES	9.2%	ANUAL
8. AMORTIZACION	10	AÑOS

9.2.4 ESQUEMA 6: PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE: MMUS\$

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	76.47	157.53	162.26															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	7.04	21.53															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				39.63	39.63	39.63	39.63	39.63	39.63	39.63	39.63	39.63	39.63					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	76.47	234.00	396.26	356.63	317.01	277.38	237.76	198.13	158.50	118.88	79.25	39.63	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				36.46	32.81	29.16	25.52	21.87	18.23	14.58	10.94	7.29	3.65					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:

MONEDA CONSTANTE DE

1995 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%															
DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	76.47	152.94	152.94															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.83	20.29															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				36.26	35.21	34.18	33.19	32.22	31.28	30.37	29.49	28.63	27.79					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	76.47	227.19	373.51	326.37	281.66	239.27	199.12	161.10	125.12	91.11	58.97	28.63	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				33.36	29.15	25.16	21.37	17.79	14.39	11.18	8.14	5.27	2.56					

UTILIDAD NETA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS				253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84	253.84
VENTA DE SUBPRODUCTOS Y/O SERVICIOS				14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99	14.99
TOTAL INGRESOS				268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83	268.83

EGRESOS

COSTO VARIABLE				26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04	26.04
COSTO FIJO				26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34	26.34
MATERIA PRIMA				139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31	139.31
TOTAL COSTOS OPERATIVOS				191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69	191.69
DEPRECIACION				38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59
GASTOS FINANCIEROS				33.36	29.15	25.16	21.37	17.79	14.39	11.18	8.14	5.27	2.56					
TOTAL EGRESOS				263.64	259.43	255.43	251.65	248.06	244.66	241.45	238.41	235.54	232.83	230.27	230.27	230.27	230.27	230.27

UTILIDAD BRUTA (U.B.)				5.20	9.41	13.40	17.19	20.77	24.17	27.38	30.42	33.29	36.00	38.56	38.56	38.56	38.56	38.56
IMPUESTO A LA RENTA			30% DE U. B.	1.56	2.82	4.02	5.16	6.23	7.25	8.22	9.13	9.99	10.80	11.57	11.57	11.57	11.57	11.57
UTILIDAD NETA				3.64	6.59	9.38	12.03	14.54	16.92	19.17	21.30	23.30	25.20	26.99	26.99	26.99	26.99	26.99

9.24 ESQUEMA 6: PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

FLUJO DE CAJA

AÑO CALENDARIO	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AÑO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSION PROPIA	39.29	78.57	78.57															
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.83	20.29															
AMORTIZACION DE LA DEUDA				36.26	35.21	34.18	33.19	32.22	31.28	30.37	29.49	28.63	27.79					
CAPITAL DE TRABAJO				0.00														0.00
TOTAL INVERSIONES	(39.29)	(85.40)	(98.86)	(36.26)	(35.21)	(34.18)	(33.19)	(32.22)	(31.28)	(30.37)	(29.49)	(28.63)	(27.79)					0.00
UTILIDAD NETA				3.64	6.59	9.38	12.03	14.54	16.92	19.17	21.30	23.30	25.20	26.99	26.99	26.99	26.99	26.99
DEPRECIACION				38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59
FLUJO NETO DE FONDOS	(39.29)	(85.40)	(98.86)	5.96	9.96	13.79	17.43	20.91	24.22	27.38	30.40	33.26	35.99	65.58	65.58	65.58	65.58	65.58

VAN AL 12% (AÑO-0)	(48.74)
TIR	8.76%
PAYOUT	MAS DE 15 AÑOS
IVA	-0.08

9.2.4 ESQUEMA 6: PROCESO CATOFIN PARA COPRODUCCION DE PROPILENO Y MTBE

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS - ESQUEMA 6

VARIACIONES	- 10 %	- 5 %	BASE	+ 5 %	+ 10 %	+ 20 %
PRECIOS MATERIA PRIMA						
PROPANO	145.97	154.08	162.19	170.30	178.41	194.63
BUTANO	146.66	154.81	162.96	171.11	179.26	195.55
METANOL	187.63	198.06	208.48	218.90	229.33	250.18
PRECIOS PRODUCTOS						
PROPILENO	408.33	431.01	453.70	476.38	499.06	544.43
MTBE	262.68	277.28	291.87	306.46	321.06	350.24
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	(35.97)	(14.21)	7.56	29.32	51.09	94.62
Tasa Interna de Retorno (%)	9.63%	11.07%	12.49%	13.87%	15.23%	17.88%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	MAS DE 15	MAS DE 15	14.3	12.7	11.4	9.4

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO - ESQUEMA 6

Tasa de Interés	8.5%	9.0%	BASE	9.5%	10.0%	12.0%
VAN al 12% Año 1995 (MMUS\$)	14.05	9.41	7.56	4.77	0.14	(18.41)
Tasa Interna de Retorno (%)	12.92%	12.61%	12.49%	12.31%	12.01%	10.86%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	13.8	14.1	14.3	14.6	15.0	MAS DE 15

10 ANEXOS

PRODUCCION DE LIQUIDOS GAS NATURAL DE CAMISEA				
PROCESO: TURBO EXPANSION				
POZOS	CASHIRIARI		SAN MARTIN	
PRODUCTO	B/D	%	B/D	%
PROPANO	8,571.0	19.0	9,075.0	20.2
BUTANO	6,673.0	14.8	6,632.0	14.7
GASOLINA	8,788.0	19.5	8,668.0	19.3
NAFTA	6,757.0	15.0	6,879.0	15.3
KEROSENE	12,024.0	26.7	11,744.0	26.1
DIESEL	2,270.0	5.0	2,000.0	4.4
TOTAL	45,083.0	100.0	44,998.0	100.0

NOTA:

SE ASUME QUE LA EXPLOTACION DEL GAS DE CAMISEA, SE INICIARA CON LA EXPLOTACION DEL POZO SAN MARTIN, Y LA SEPARACION DE LOS LIQUIDOS, SE HARA MEDIANTE EL PROCESO TURBO EXPANDER; DE ACUERDO A PROPUESTAS DE LA CIA. SHELL (MAYO 1988).

Anexo 10.1

PRODUCCION DE LIQUIDOS GAS NATURAL DE CAMISEA

PROCESO: SEPARACION A BAJA TEMPERATURA				
POZOS	CASHIRIARI		SAN MARTIN	
PRODUCTO	B/D	%	B/D	%
PROPANO	8,571.0	19.0	10,317.0	22.9
BUTANO	6,673.0	14.8	6,707.0	14.9
GASOLINA	8,788.0	19.5	7,819.0	17.4
NAFTA	6,757.0	15.0	6,792.0	15.1
KEROSENE	12,024.0	26.7	11,745.0	26.1
DIESEL	2,270.0	5.0	1,635.0	3.6
TOTAL	45,083.0	100.0	45,015.0	100.0

Anexo 10.2

MATERIA PRIMA (POZO SAN MARTIN)

PRODUCTO	PROPANO	BUTANO
B/D	9075	6632
COMPOSICION (% VOL.)		
ETANO	1.4	0.0
PROPANO	95.4	14.0
I-BUTANO	2.2	28.5
N-BUTANO	1.0	57.4
PENTANOS +	0.0	0.1
TOTAL	100	100
ESPECIFICACIONES		
PROPANO (% VOL)	95.4	----
PROPILENO (% VOL)	0	----
PRESION VAPOR A 37.8 °C (KG/CM2)	13.4	5
95% DESTILADO A 760 mmHg (°C)	-40	0

Anexo 10.3

PRECIOS DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

AÑO	US\$/TM				
	PROPANO	N-BUTANO	MTBE	METANOL	PROPILENO (1)
1994	156.01	152.21	285.87	450.39	319.00
1995 (2)	168.38	173.71	297.88	277.68	484.00
PROM 94 - 95	162.19	162.96	291.87	364.04	401.50
1995 (3)	172.13	173.44	291.87	-----	451.00

NOTAS

- (1) Producto conteniendo 92% de pureza
- (2) Precios reales a Mayo, a excepcion del Metanol, que está calculado hasta Abril.
- (3) Precios Proyectados para todo el año

Anexo 10.4

11. BIBLIOGRAFÍA

1. ABB Lummus Crest Inc; **“MTBE from field butanes”** , USA 1993.
2. ABB Lummus Crest Inc; **“Technical Information Catofin Propane Dehydrogenation Unit for Propylene Production”**. BE 810-0004.
3. ABB Lummus Crest Inc; **“Coproduction of MTBE and Propylene using Catofin Process”** Rino Kramer and Mike Mendelsohn, Febrero 1993.
4. Chavrel Alain; Le Febvre Gilles; **“Petrochemical Processes, Technical and economic characteristics”**, Paris Technip 1989.
5. Hydrocarbon Processing, **“Petrochemical Handbook 1993”** , revista.
6. Hydrocarbon Processing, **“C2/C5 Dehydrogenation Updated”**, Abril 1982 , revista.
7. Hydrocarbon Processing, **“Refine LPG for process flexibility”**, Diciembre 1980; revista.
8. Hydrocarbon Processing, **“MTBE Production and Economics”**, Octubre 1984; revista.
9. Hymas Richard and Geoff Weedon, **“MTBE for the nineties”**.
10. Instituto Mexicano de Petróleo, **“Contribución al estudio de la deshidrogenación del isobutano sobre catalizadores cromo alúmina promovidos”**, Julio 1988.
11. Jasau Sabat Oscar, **“Financiamiento de Proyectos”**, Lima 1994.
12. JUNAC, **“Codificación del Acuerdo de Cartagena, Decisión 231”**, Lima Octubre 1991.
13. JUNAC, **“Programa de Integración Industrial Petroquímico, Decisión 296”**, Bogotá 1991.
14. NPRA 91ST Annual Meeting, **“Recent Catofin Commercial Experience for Isobutylene and Propylene Production”**, San Antonio, Texas 1993.
15. Oil and Gas Journal, **“LPG, a direct source of C3-C5 Olefins”**, Marzo 1993; revista.
16. Petroperú, **“Estudio de Procesos de la Planta de Fraccionamiento de los líquidos del gas natural de Camisea en La Pampilla”** Informe Técnico N° TCPI-1P-053-88

17. Petroperú, **“Estudio de Mercado de Productos Petroquímicos”**, Informe N° TCP-EE-115-88.
18. Petroperú, **“Estudio de Prefactibilidad Proyecto Complejo Petroquímico Peruano”**, Departamento Técnico, Junio 1989.
19. Petroperú, **“Formulación y Evaluación de Proyectos de Inversión”**, Agosto 1982.
20. Vora B.V, **“UOP OLEFLEX for LPG-paraffin dehydrogenation”**, Illinois USA 1992.
21. Wilcher F.P, **“Production of Light Olefins from LPG”**, USA 1990.