

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO



"ESTUDIO TECNICO - ECONOMICO PARA LA
RECUPERACION DE ETANO DEL GAS NATURAL
DE CAMISEA Y SU APLICACION COMO MATERIA
PRIMA EN LA INDUSTRIA PETROQUIMICA"

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO PETROQUIMICO

LUIS ALBERTO GARCIA CORNEJO

LIMA - PERU

1990

*ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA RECUPERACION
DE ETANO DEL GAS NATURAL DE CAMISEA Y SU APLICACION
COMO MATERIA PRIMA EN LA INDUSTRIA PETROQUIMICA*

<i>PRESENTACION</i>	<i>Pag.</i>
<i>RESUMEN</i>	
<i>1. INTRODUCCION</i>	<i>1</i>
<i>2. ANTECEDENTES</i>	<i>2</i>
<i>2.1 Ubicación de la Materia Prima</i>	<i>2</i>
<i>2.2 Extensión de las reservas</i>	<i>2</i>
<i>2.3 Antecedentes y Estudios Previos</i>	<i>3</i>
<i>3. ESTUDIO DE MERCADO</i>	<i>4</i>
<i>3.1 Aspectos Generales</i>	<i>4</i>
<i>3.1.1 El Producto</i>	<i>4</i>
<i>3.1.2 Area Geográfica en Estudio</i>	<i>8</i>
<i>3.2 Análisis de la Demanda</i>	<i>9</i>
<i>3.2.1 Demanda en el Perú</i>	<i>9</i>
<i>3.2.2 Balance del Grupo Regional Andino</i>	<i>11</i>
<i>3.2.3 Balance Mundial</i>	<i>14</i>
<i>3.2.4 Proyección de la Demanda Interna</i>	<i>23</i>
<i>3.3 Capacidad de Planta</i>	<i>24</i>
<i>3.4 Comercialización</i>	<i>25</i>
<i>4. INGENIERIA DEL PROYECTO</i>	<i>35</i>
<i>4.1 Tecnologías Actuales</i>	<i>35</i>
<i>4.2 Planta de Recuperación de Etano</i>	<i>38</i>
<i>4.2.1 Bases de Diseño</i>	<i>39</i>
<i>4.2.2 Descripción del Proceso</i>	<i>43</i>
<i>4.2.3 Resultados de la Simulación de Planta</i>	<i>47</i>
<i>4.2.4 Servicios Auxiliares</i>	<i>49</i>
<i>4.3 Planta de Producción de Etileno</i>	<i>55</i>
<i>4.3.1 Bases de Diseño</i>	<i>55</i>
<i>4.3.2 Descripción del Proceso</i>	<i>56</i>
<i>4.3.3 Resultados de la Simulación de Planta</i>	<i>63</i>
<i>4.3.4 Servicios Auxiliares</i>	<i>63</i>

5. LOCALIZACION	74
5.1 Alternativas Existentes	74
5.2 Evaluación de Factores	75
5.2.1 Cualitativos	75
5.2.2 Cuantitativos	83
5.3 Selección de Localización	83
6. INVERSION	86
6.1 Consideraciones Generales	86
6.2 Inversiones Desagregadas	87
7. ESTUDIO DE LOS INGRESOS Y EGRESOS ANUALES	93
7.1 Consideraciones Generales	93
7.2 Ingresos	93
7.3 Egresos	95
8. EVALUACION Y JUSTIFICACION ECONOMICA DEL PROYECTO	101
9. SENSIBILIDAD DEL PROYECTO	109
9.1 Sensibilidad a los Ingresos	109
9.2 Sensibilidad a los Egresos	109
9.3 Sensibilidad a la Inversión	109
10. EVALUACION FINANCIERA	114
11. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	118
12. BIBLIOGRAFIA	122
13. ANEXOS	124

PRESENTACION

La Producción Industrial en el Perú atraviesa por una situación crítica, originada principalmente por los elevados costos de las materias primas e insumos importados, así como la permanente escasez de divisas. Tal es el caso de la Industria Manufacturera que usa productos petroquímicos como insumo, la cual importa alrededor del 95% de su materia prima. Esta es una de las causas por las cuales mercados como el de fibras, resinas y plásticos han mantenido un crecimiento muy lento, llegando algunas veces a ser negativo, mientras que en otros países Latinoamericanos lograban crecimientos de hasta 20% anual en épocas de gran desarrollo.

Esta situación ha sido originada en el Perú por la ausencia de una clara definición de lo que es la Industria Petroquímica y el rol que cumple dentro de la actividad económica de un país en vías de desarrollo como el nuestro.

La Industria Petroquímica es una industria generadora de materias primas para el desarrollo industrial ya que permite consolidar los sectores industriales usuarios existentes (Automotriz, Construcción, Envases, etc.), así como el establecimiento de nuevas industrias. Además contribuye a ahorrar divisas sustituyendo importaciones y en algunos casos las genera a través de exportaciones. En el contexto Latinoamericano, varios países la consideran como una industria estratégica de carácter prioritario, y han llevado a cabo acciones efectivas para su desarrollo.

El presente estudio, que demuestra la factibilidad técnico-económica de producir etileno a partir del etano del gas de Camisea, pretende contribuir al surgimiento de esta industria en el Perú y establecer una base sólida para su crecimiento, como un primer paso para reducir la importación de productos petroquímicos.

RESUMEN

El presente estudio Técnico-Económico evalúa la posibilidad de implementar un Complejo Petroquímico, integrado por una planta de procesamiento por Turboexpansión para la recuperación de etano del gas natural de Camisea y una planta de Craqueo al vapor para la producción de etileno.

El estudio de mercado ha sido efectuado en función de los polietilenos y el policloruro de vinilo, ya que el etileno es la materia prima para la manufactura de dichos productos. Se ha encontrado que, en el Perú, los productos con demandas considerables son los polietilenos y PVC, y a partir del año 2000 existirá el mercado suficiente para llevar a cabo el proyecto. La lenta evolución de nuestro mercado está ligada a las dificultades que siempre han existido respecto a la disponibilidad de divisas, debido a que este sector depende casi en un 100% de las importaciones. La experiencia de otros países en Latinoamérica, demuestra que el consumo es incentivado con la producción interna. De concretarse el proyecto, las tasas de crecimiento del mercado proyectadas podrían incrementarse en forma significativa. Del análisis de la evolución futura del mercado en otras regiones, se encontró que la región asiática se presenta atractiva para posibles exportaciones.

La ubicación más conveniente para el complejo es la zona de Lima y la capacidad de producción de etileno es 180 MTM/A, aprovechando la disponibilidad de materia prima a través del gasoducto Camisea-Lima considerado en el Proyecto Integral de Camisea. Además por las facilidades portuarias, vías de acceso para la instalación de la planta, y la mejor distribución de los productos finales hacia el mercado interno y externo.

La inversión global del complejo asciende a 219 MM US\$ de 1989, y la evaluación económica a nivel empresa genera una Tasa Interna de Retorno de 17.3% , un Valor Actual Neto al 15% de 23 MM US\$ y un tiempo de recuperación de la inversión de 8 años 6 meses. De contar con un financiamiento del 60% de la inversión total, se originaría un sustancial incremento en la rentabilidad del proyecto, ya que

obtendríamos un TIR de 25.7%, un VAN(15%) de 58 MM US\$ y tiempo de recuperación de la inversión de 5 años 4 meses.

Los análisis de sensibilidad muestran que la rentabilidad es afectada en mayor grado por los ingresos que por la inversión, observándose que un incremento de ingresos del 5% origina un TIR igual a 20.2% , a nivel empresa y sin financiamiento.

CAPITULO 1 INTRODUCCION

La producción de etileno en el mundo es una de las mayores actividades en la industria petroquímica actual. Sus derivados, los polímeros, son los productos de mayor diversidad de aplicación en la sociedad moderna. Esta tendencia se va incrementando cada vez más, a medida que avanza la tecnología de los materiales.

La recuperación de etano del gas natural es un procedimiento común en los países productores de gas natural como México, Estados Unidos, Canadá, y otros del Medio Oriente. En 1989, el 27% de la producción de etileno a nivel mundial le correspondió al etano recuperado del gas natural.

El descubrimiento de inmensas reservas de gas no asociado en el área de Camisea ha motivado una serie de estudios para su explotación, siendo necesarios evaluar las posibilidades petroquímicas que se deriven por la utilización del etano contenido en el gas.

La realización del presente estudio tiene como objetivos:

- Evaluar la posibilidad de producir etano contenido en el gas natural de Camisea bajo condiciones ventajosas que incentiven el desarrollo de la Industria Petroquímica Nacional.*
- Definir los volúmenes de etano y etileno necesarios a producirse para satisfacer la demanda interna de sus derivados.*
- Seleccionar el tipo de operación más conveniente tanto para recuperar etano como para producir etileno.*
- Seleccionar la ubicación más conveniente para el complejo, teniendo en cuenta factores Técnico-Económicos.*

Determinar la inversión global del proyecto y la rentabilidad económica del mismo.

CAPITULO 2 ANTECEDENTES

2.1 Ubicación de la Materia Prima

Como resultado de un contrato de exploración por petróleo en Julio de 1981, entre la compañía Shell y Petroperú en los Lotes 38 y 42, fueron descubiertos reservorios de gas no asociado en dos estructuras : San Martín y Cashiriari, ubicadas en el área de Camisea, provincia de La Convención, departamento del Cusco.

El Proyecto de Explotacion del Gas de Camisea, contempla la construcción de un gasoducto Camisea-Lima, el cual podrá transportar hasta 450 MMPCD con 4 estaciones de compresión. Inicialmente el gasoducto sólo transportaría alrededor de 150 MMPCD de gas acondicionado en plantas de procesamiento, con el 10% de su contenido correspondiente al etano, que en masa representan 188,000 TM/Año.

De implementarse el proyecto del Complejo Petroquímico este volumen se incrementaría hasta 240 MMPCD, logrando transportar alrededor de 300 MTM/Año de etano, con lo que se cubren satisfactoriamente las necesidades de materia prima para el complejo. Adicionalmente se incrementaría la recuperación de líquidos favoreciendo el flujo de caja del proyecto, e incrementando su rentabilidad.

2.2 Extensión de las Reservas

Estudios efectuados por Petroperú arrojan un volumen de gas "in situ" de 16.6 billones de pies cúbicos. Las reservas recuperables se estiman en 10.8 billones de pies cúbicos de gas natural y 725 millones de barriles de líquidos del gas natural (LGN), las que en equivalente a petróleo crudo representan más de 2500 millones de barriles.

De estas reservas, 6.4 billones de pies cúbicos de gas natural y 405 millones de barriles de LGN se clasifican como probadas, mientras que la diferencia se clasifica como reservas probables.

Los valores anteriores muestran la gran extensión de las reservas para llevar a cabo el presente proyecto, y garantizar su operación durante muchos años, inclusive con mayores capacidades de planta si se lograra conseguir mercados de exportación.

2.3 Antecedentes y Estudios Previos

El Proyecto Integral de Explotación del Gas de Camisea elaborado por Petróleos del Perú contempla la optimización del consumo de estos recursos tanto en el sur como en el centro del país, y posteriormente en el resto del territorio nacional.

Los mercados que abarcará inicialmente el proyecto son la industria y la generación de electricidad. Posteriormente se piensa cubrir otros mercados con proyectos como Fertilizantes, Reducción de Mineral de Hierro, Petroquímica, Sector doméstico y transporte.

Por otro lado, según estudios de mercado efectuados por PETROPERU, a mediados de la década de los 90, en el Perú existirá un mercado lo suficientemente atractivo para iniciar proyectos de instalación de plantas petroquímicas. Si bien es cierto que existen varias alternativas en cuanto a materias primas (GLP, etano, nafta) para la producción de etileno, el etano presenta la ventaja de requerir menores costos de operación e inversión¹.

En definitiva, este descubrimiento permitirá desarrollar la petroquímica, que durante muchos años se había mantenido en postergación por falta de materias primas, y a su vez, se tendrá la posibilidad de desarrollar todo el sector industrial.

1 "Ethylene from NGL feedstocks", Hydrocarbon Processing, Oct./Nov./Dic. 1983, Feb./Mar. 1984.

CAPITULO 3

ESTUDIO DE MERCADO

El análisis y la identificación de los mercados actuales y futuros es la base sobre la cual se establecerá una visión clara de las posibilidades de implementación de proyectos petroquímicos en el Perú. Bajo este concepto, este capítulo persigue los siguientes objetivos :

- 1. Dar a conocer las propiedades resaltantes de los productos en estudio, su capacidad real y potencial como insumo intermedio de aplicación intensiva, tanto en el sector doméstico como Industrial.*
- 2. Establecer el pronóstico de la demanda interna hasta el año 2000 con un intervalo de confianza del 95% .*
- 3. Analizar el balance de oferta/demanda y la capacidad instalada disponible en el Grupo Subregional Andino, así como de otras regiones a nivel mundial, para identificar mercados potenciales futuros a los cuales se pueda llegar en condiciones ventajosas.*
- 4. Determinar, en base a los puntos 2 y 3, la capacidad de planta.*

3.1 ASPECTOS GENERALES

3.1.1 El Producto

El insumo clave dentro de la estructura de producción petroquímica es el Etileno. Como consecuencia, en este estudio se han evaluado los procesos de

- 1. Producción de etano a partir del gas natural (por Turboexpansión), y*
- 2. La conversión de etano a etileno (por Craqueo al Vapor)*

teniendo en consideración la necesidad de obtener costos de producción y de materias primas que permitan precios finales competitivos en el mercado internacional.

El esquema siguiente, explica simplifcadamente la secuencia de producción :



- Notas:
1. Proceso de Separación Criogénica.
 2. Proceso de Craqueo al vapor.
 3. Procesos de polimerización.
- (*) P.E. : Polietilenos

A continuación se dan algunas características del etileno, y sus aplicaciones más importantes :

Propiedades :

Entre sus principales características tenemos :

Fórmula Química	:	C_2H_4
Peso Molecular	:	28.054
Gravedad Específica (a 14.7 psia, 60° F)	:	0.9686
Temp. de Ebullición (a 14.7 psia)	:	-154.73° F
Presión de Vapor (encima de 100° F)	:	1400 psia

Poder Calorífico (Neto)

1499 Btu/ft³

Usos :

La aplicación más importante la encontramos como insumo en la producción de una amplia variedad de los denominados genéricamente "plásticos", los cuales son de uso generalizado en una amplísima gama de actividades en la vida moderna. En la tabla 3.1 se muestran productos, en los cuales se utiliza el etileno como materia prima :

Tabla 3.1
APLICACIONES DEL ETILENO

PROCESOS DE PRODUCC.	PRODUCTOS
Polimerización	Polietilenos
ClorInación	Cloruro de vinilo
Acetilación	Vinilacetato
Alquillación	Etilbenceno
	Estireno
Oxidación	Oxido de Etileno
	Etilen glicol
	Etanolaminas
Amonólisis	Etil aminas
Hidración	Etanol
	Acetaldehido
	Esters etílicos
	Acido acético
	Acetatos
ClorInación	Solventes

La magnitud de la demanda en el Perú de cada producto justificará su producción dentro de un Complejo Petroquímico. Estudios previos⁽¹⁾ demuestran que los polietilenos y el P.V.C son las únicas aplicaciones del

1 "Estudio de Prefactibilidad Complejo Petroquímico Peruano", PETROPERU, Dpto. Técnico - Producción Industrial, 1989.

etileno que justificarían su producción en el Perú a fines de la década de los 90.

En la tabla N° 3.2 se presenta la estructura del consumo en México, Brasil y a nivel mundial. Este patrón de consumo nos demuestra que, en la mayoría de países productores de etileno, más del 50% de la producción es destinada hacia la fabricación de polietilenos.

De concretarse un Proyecto Petroquímico en nuestro país, deberíamos llegar a un patrón de consumo similar en el largo plazo.

Tabla 3.2
ESTRUCTURA DEL CONSUMO DE ETILENO
(Porcentaje)

	MEXICO		BRASIL	MUNDIAL	
	1985	1990	1988	1985	1990
P.E.B.D. (*)	34.8	37.8	46.4	27.4	26.0
P.E.A.D.	14.9	20.4	25.8	20.4	22.8
Oxido de Etileno	15.6	12.6	8.9	17.3	16.3
Dicloroetano	12.7	10.9	8.1	13.8	14.5
Etilbenceno (Estireno)	0.8	6.6	5.2	7.7	7.8
Otros	21.2	11.7	5.6	13.3	12.6
TOTAL	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

(*)...Incluye P.E. lineal de baja densidad.

- Fuentes
- "Revista Petroquímica '86", Secretaria de Energía, Minas e Industria Paraestatal, Comisión Petroquímica Mexicana.
 - Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina, JUNAC, Abril de 1988.
 - Anuário da Indústria Química Brasileira 1988, publicado por ABIQUIM.

Tabla 3.3

PRODUCTO BASICO	MERCADO DE LOS DERIVADOS DEL ETILENO	PRODUCTO FINAL
Acetaldehido	:	Fibras sintéticas, pinturas adhesivas, solventes, pesticidas, medicamentos, plastificantes, humectantes, pisos, discos.
Oxido Etileno	:	Fibras sintéticas, anticongelantes, colorantes, plastificantes.
P.E. Alta y Baja	:	Películas, empaques, monofilamentos, tuberías.
Cloruro de vinilo	:	Plásticos, adhesivos, pisos, tuberías, perfiles, discos, calzado, juguetes, películas.
Percloroetileno	:	Aerosoles, resinas sintéticas, refrigerantes, solventes.

Fuente : - "Revista Petroquímica '86", Secretaria de Energía, Minas e Industria Paraestatal, Comisión Petroquímica Mexicana.

Como se observa, el etileno tiene amplia aplicación dentro de la industria Petroquímica Básica, generando gran variedad de productos que sirven de Insumos básicos en otros sectores industriales.

3.1.2 Area Geográfica de estudio

El Proyecto está destinado a cubrir el mercado interno. Adicionalmente, se analizan una serie de regiones a nivel mundial, con el fin de determinar mercados potenciales a mediano y largo plazo.

En la determinación del área geográfica del mercado se tomó en cuenta únicamente el área comprendida por las ciudades de mayor población en el Perú, debido al bajo nivel de consumo en las zonas rurales. La Tabla 3.4 muestra las ciudades de mayor población en el Perú :

TABLA N° 3.4

CIUDAD	POBLACION 1990 (*) ----- MMHab.
Lima Metr.	6.42
Arequipa	0.67
Callao	0.66
Trujillo	0.51
Chiclayo	0.42
Chimbote	0.30
Piura	0.27
Iquitos	0.26
Cusco	0.25
Otros	12.14
TOTAL	21.90

Fuente : (*) Estimado, I.N.E. - Anuario Estadístico 1988.

La ciudad de Lima representa alrededor del 30% de la Población del Perú, por lo cual abarcaría un porcentaje similar o mayor del mercado, siguiendole en importancia Arequipa y Callao con alrededor del 3% cada una.

En total, aunque estas ciudades representan sólo el 45% de la población del Perú, su nivel de consumo es de alrededor del 90% de la producción Industrial.

3.2 ANALISIS DE LA DEMANDA

3.2.1 Demanda en el Perú

En 1976 el consumo per cápita de derivados del etileno (P.E y PVC) era 2000 Ton/MMHab, hacia 1980 creció hasta 2500 Ton/MMHab, para luego en 1986 alcanzar las 3600 Ton/MMHab.

A pesar de ello, nuestro consumo per capita, ha mantenido un carácter oscilatorio crecimientos altos en algunos años, y caídas muy bruscas en otros. Por ejemplo, entre los años 83-84 tuvimos un período muy crítico en la economía del país, originado por la "Corriente del Niño", durante el cual el consumo per capita cayó por debajo de las 2000 Ton/MMHab. Este

comportamiento refleja que la demanda está íntimamente ligada a la capacidad de importación (disponibilidad de divisas).

En la tabla 3.5 podemos observar el consumo histórico de derivados del etileno en el período de 1976-1987. En promedio el PVC ha mantenido el más alto nivel de consumo, seguido por el P.E. de baja densidad y al final el P.E. de alta densidad. En el período 76-81 obtuvimos tasas de crecimiento promedio anual del orden de 12.4%, 10.7%, y 6.4% para el P.E. de alta densidad, P.E. de baja densidad y PVC respectivamente. Mientras que en el período 82-87 disminuyen hasta 9.5%, 9.0%, y 4.9% para los mismos productos.

Los datos de consumo de polietilenos se han tomado directamente de las pólizas de importación de dichos años, debido a que no existe producción interna de estas resinas. Los datos del PVC se obtuvieron adicionando las importaciones realizadas a la producción de la compañía Paramonga.

TABLA N° 3.5
CONSUMO HISTORICO DE DERIVADOS DE ETILENO EN EL PERU

AÑOS	(MTM/A)			TOTAL
	P.E.A.D	P.E.B.D	P.V.C	
1976	7.2	11.2	14.0	32.4
1977	7.3	11.4	16.1	34.8
1978	7.4	11.6	14.2	33.2
1979	7.7	12.0	13.6	33.3
1980	11.1	15.2	16.0	42.3
1981	12.8	18.5	19.0	50.3
1982	10.1	16.7	16.2	43.0
1983	7.5	12.9	12.2	32.6
1984	7.2	15.9	14.4	37.5
1985	11.9	16.1	13.0	41.0
1986	20.2	28.6	24.2	73.0
1987	19.0	32.9	32.9	84.8

Fuente - Pólizas de importación anual 1988, Dirección General de Comercio Exterior - MICTI.

Nota : - En el gráfico 3.1 están representados los datos de esta tabla.

3.2.2 Balance del Grupo Regional Andino

En general el crecimiento del consumo de los derivados del etileno en la subregión ha mantenido una tasa positiva, siendo Venezuela el país de más alto consumo a pesar de tener una población en número ligeramente menor a la del Perú. Las tasas de crecimiento promedio son de diferente magnitud como se puede apreciar en las tablas 3.6, 3.7, 3.8 y 3.9 .

En general, en 1985 los consumos en la subregión alcanzaron las cifras de : 113.4 MTM/A para PEAD, 167.7 MTM/A para PEBD y 141.7 MTM/A para PVC totalizando 422.8 MTM/A de derivados del etileno.

A Diciembre de 1987, Venezuela mantenía la supremacía en la producción de olefinas y sus derivados, según el documento "Situación de la Industria y del Mercado Petroquímicos Subregionales comprendidos en el programa sectorial de desarrollo de la Industria Petroquímica - Decisión 91", publicado por la JUNAC el 20 de Junio de 1988.

TABLA N° 3.6

CONSUMO DE PEAD EN EL GRAN
(MTM/A)

AÑOS	Bolivia	Colombia	Ecuador	Perú	Venezuela	Total
1975	0.6	5.0	1.2	5.7	22.2	34.7
1976	0.9	8.0	1.9	7.2	16.4	34.4
1977	0.9	9.6	3.3	7.3	29.5	50.6
1980	2.3	23.7	7.4	11.1	50.3	94.8
1985	1.3	26.8	11.8	11.9	62.0	113.5
<i>Tasa de Crecimiento promedio anual</i>						
75-80	25%	30%	35%	12%	15%	18%
80-85	-10%	2%	8%	1%	4%	3%

- Fuente :
- "Evaluación del Programa Petroquímico 1975-1978" , JUNAC Abril de 1979.
 - "Situación de la Industria y del Mercado Petroquímicos Subregionales comprendidos en el Programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Petroquímica", JUNAC Junio de 1988.

TABLA N° 3.7
CONSUMO DE PEBD EN EL GRAN
(MTM/A)

AÑOS	Bolivia	Colombia	Ecuador	Perú	Venezuela	Total
1975	0.6	20.9	4.1	17.1	34.0	76.7
1976	0.9	23.6	6.5	11.2	37.0	79.2
1977	0.9	30.6	10.3	11.4	34.5	87.7
1980	3.4	52.9	9.3	15.2	38.5	119.3
1985	3.1	73.4	14.5	16.1	60.6	167.7
<i>Tasa de Crecimiento promedio anual</i>						
75-80	33%	17%	15%	-2%	2%	8%
80-85	-2%	6%	8%	1%	8%	6%

Fuente : - Idem.

TABLA N° 3.8
CONSUMO DE PVC EN EL GRAN
(MTM/A)

AÑOS	Bolivia	Colombia	Ecuador	Perú	Venezuela	Total
1975	1.9	16.3	1.2	15.0	32.2	66.6
1976	2.0	37.1	2.7	14.0	37.9	93.7
1977	1.8	33.0	5.6	16.0	39.7	96.1
1980	4.8	40.5	12.4	16.0	49.2	122.9
1985	0.7	57.3	11.6	13.0	57.5	140.1
<i>Tasa de Crecimiento promedio anual</i>						
75-80	20%	20%	60%	1.3%	8.8%	13%
80-85	-13%	7%	-1.2%	-3.5%	3.2%	2.6%

Fuente : - Idem.

Venezuela y Colombia se distinguen porque siempre han mantenido tasas de crecimiento positivas, mientras que los demás países de la región mantuvieron tasas oscilantes, entre positivas y negativas. Una explicación a esto es la existencia de producción interna en estos países, lo que les permitió mantener su mercado interno parcialmente cubierto .

TABLA N° 3.9
CAPACIDAD INSTALADA EN EL GRAN
(Dic. 1987)
MTM/A

Prod.	Bolivia	Colombia	Ecuador	Perú	Venezuela	Total
ETILENO		130.0		4.8	150.0	284.8
PEAD		-			60.0	60.0
PEBD		55.0			60.0	115.0
PVC		77.0		6.5	47.2	130.7

Fuente : - Idem.

TABLA N° 3.10
DEFICIT NETO* DEL MERCADO REGIONAL ANDINO
(promedio 1985/1986)

	Mton	MMUS\$
PEAD	69.4	52.1
PEBD	47.5	35.1
PVC	38.4	35.0

Fuente : - Idem.

(*) *Neto se refiere a que si toda la producción disponible en la subregión se destinara a atender la demanda.*

En la tablas N° 3.9 y 3.10 podemos apreciar que la subregión no es autosuficiente en los productos petroquímicos en estudio, a pesar contar con materia prima e Infraestructura. Esto origina la fuga de divisas por importaciones, y frena el desarrollo de los mercados.

Colombia y Venezuela son los únicos países de la subregión que cuentan con capacidad instalada en la rama de las olefinas, pero no abastecen el mercado regional. Es por esto que los países del GRAN, se ven obligados a hacer importaciones de otros países de la región Latinoamericana o de Estados Unidos.

Actualmente, Venezuela es el país más agresivo en cuanto a inversiones en el sector y tiene un vasto plan de desarrollo de su industria petroquímica en general, en el cual figura llegar al mercado Internacional e Incentivar el crecimiento de la demanda Interna.

3.2.3 Balance Mundial

El consumo mundial de las principales poliolefinas creció a una tasa promedio de 8.8% anual durante el periodo 70-83. En los países en vías de desarrollo la tasa de crecimiento fué mayor, debido a mercados poco desarrollados y mayores oportunidades para sustituir materiales tradicionales.

Al igual que otros productos químicos, las poliolefinas al final de la década de los 80, sufrieron un exceso de capacidad instalada como resultado de proyecciones excesivamente optimistas, además de condiciones económicas deprimidas. Este exceso de oferta se combinó con el desbalance en la estructura de costos, por un lado la producción basada en nafta en los países tradicionalmente productores versus las plantas basadas en gas entre los nuevos países productores (Canadá, México, Medio Oriente), lo que indujo a una racionalización intensiva en esta industria. Cierres de plantas en Japón y Europa Occ. fueron seguidas por un intenso cambio en los Estados Unidos.

Según estimaciones, actualmente existe una demanda mundial excediendo la capacidad efectiva, originando un creciente déficit de oferta. También se está esperando que aparezcan variaciones geográficas en el patrón de oferta y demanda. Es muy probable que Japón aparezca como un importador significativo de poliolefinas. Países ricos en gas, tales como Canadá y el Medio Oriente surgirán eventualmente como exportadores importantes.

Actualmente nos encontramos en la etapa de redespliegue de las capacidades instaladas en la Petroquímica Mundial, originada por las reducciones de capacidad efectuadas en los países desarrollados, la disponibilidad de materia prima barata y la existencia de crecientes mercados insatisfechos, en la mayor parte de los países en desarrollo.

Esta situación está originando que los déficits de algunos países en desarrollo, sean cubiertos cada vez más, por producciones de otros países en desarrollo de la misma región.

TABLA N° 3.11
INCREMENTO DE LA PARTICIPACION EN LA CAPACIDAD
INSTALADA MUNDIAL DE LOS PAISES EN DESARROLLO

(Porcentaje)

	1970	1975	1980	1985	1990
ETILENO	1.8	3.9	8.4	15.7	20.7
PVC	7.9	11.6	14.8	21.0	29.7
PEBD	3.2	5.1	10.2	18.9	28.7
PEAD	1.3	1.6	7.7	14.3	33.3

Fuente : - "Situación Actual de la Industria Petroquímica en el mundo",
UNIDO/PC. 126 - 14 de Nov. 1985.

En la tabla N° 3.11, vemos cómo va creciendo la participación de los países en desarrollo en la capacidad instalada mundial. La tendencia es que los países en desarrollo incrementen su capacidad debido a la gran disponibilidad y bajo costo de su materia prima.

Región Latinoamericana fuera del Grupo Andino :

MARCO HISTORICO

México y Brasil son los dos países de la región que iniciaron con mayor decisión sus proyectos petroquímicos en la década del 70. A inicios de los 80, Brasil poseía ya el 50% de la capacidad instalada en la región, mientras que México bordeaba el 28% y el Pacto Andino como grupo alcanzaba el 15% . En 1985 cuando la capacidad instalada en la región se había incrementado en 87%, Brasil mantenía aún la supremacía con el 48%, México con 32%, en tanto que el Pacto Andino decreció al 10%, y Argentina dio un gran salto llegando al 9% .

Para inicios de la década del 90 se espera que Brasil y México compitan muy de cerca por la supremacía en la producción de etileno. En el gráfico 3.2 vemos el desarrollo de la capacidad instalada en la región, mientras que en el gráfico 3.3 se muestra la evolución del consumo.

En el gráfico 3.4 se observa la evolución de la producción de etileno en Brasil, México y Argentina a lo largo de las dos últimas décadas. Brasil, a pesar de haber iniciado la producción de etileno varios años después que México, ha logrado alcanzar un mayor crecimiento. Además se observa que los tres países hicieron ampliaciones importantes de su capacidad instalada en el período 81-83.

En la tabla N° 3.12 se presentan datos del consumo aparente en el período 83-87 en estos tres países, así como el % de la producción interna que representan dichos valores. La tasa de crecimiento global en este período fué mayor para Argentina con 46.3%, seguido por México con 35.3% y finalmente Brasil con 27.4%.

TABLA 3.12
EVOLUCION DEL CONSUMO APARENTE
(Mton/año)

	83	84	85	86	87	% 83-87
	-----	-----	-----	-----	-----	-----
BRASIL (*)	1,072 92%	1,140 90%	1,229 94%	1,279 98%	1,366 98%	27.4
MEXICO (*)	592 92%	594 92%	604 90%	741 97%	801 99%	35.3
ARGENTINA (*)	203 82%	211 82%	180 69%	233 89%	297 104%	46.3

(*) porcentaje de la producción interna en cada país.

En la tabla N° 3.13 se muestra que el consumo per-cápita en estos tres países superaba las 9,000 toneladas por millón de habitante en el año 1987.

TABLA 3.13
CONSUMO PER CAPITA AÑO 1987
(Ton/año/MMhab.)

BRASIL	9,680
MEXICO	9,650
ARGENTINA	9,420

ESTIMACIONES A MEDIANO PLAZO

Argentina presentará un crecimiento lento de la demanda en el periodo 90-95, según el Instituto Petroquímico Argentino, por lo que tienen proyectado importar de Brasil los déficits que se generen durante este periodo.

TABLA N° 3.14

ARGENTINA

	1990			1995		
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	CAPAC.	SALDO
ETILENO	235	300	65	345	420	75
PVC	100	163	63	110	163	53
PEBD	110	103	-7	110	103	-7
PEAD	108	182	74	148	182	32

Fuente : Instituto Petroquímico Argentino.

En el caso de Brasil, los datos de capacidad instalada en 1992 son tomados teniendo en cuenta un programa oficial de ampliaciones de capacidad que se espera sean concretados antes de esa fecha. Para los años posteriores a 1995, si Brasil no incrementa nuevamente su capacidad será considerablemente deficitario.

TABLA N° 3.15

BRASIL

	1992			1996		
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	CAPAC.	SALDO
ETILENO	1806	2519	713	2563	2519	-44
PVC	690	689	-1	970	689	-281
PEBD	770	968	198	1080	968	-112
PEAD	290	427	137	420	427	7

Fuentes : - Análise e Projecoes da Petroquímica Brasileira, por Arthur P.R. Candal y José Clemente de Oliveira, Sindicato da Indústria Petroquímica e de Resinas Sintéticas no Estado da Bahia, 1987.

- Programa Nacional de Petroquímica 1987/1995, Decreto N° 94745 de 6 de Agosto de 1987.
- Anuario da Industria Química Brasileira 1986, publicado por ABIQUIM (Associação Brasileira da Industria Química e de Produtos Derivados).

TABLA N° 3.16
MEXICO

	1990			1995		
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	CAPAC.	SALDO
ETILENO	1255	1418	163	1917	2418	501
PVC	131	386	255	161	386	125
PEBD	356	301	-47	476	549	73
PEAD	202	200	-2	285	300	15

Fuente : - Instituto Mexicano de Petroleo, 1987.

Otras Regiones :

A continuación se analizan las tendencias de la oferta y demanda por regiones de los productos en estudio. Las cifras pertenecen al Banco de Datos Petroquímicos de la ONUDI (Viena) y considera sólo capacidades esperadas para 1990.

En todos los casos, la capacidad instalada en el año 1995 ha sido considerada igual a la de 1990 con el objeto de distinguir la magnitud necesaria del aumento de capacidad antes de mediados de esta década, para lograr satisfacer la demanda esperada.

Asimismo, se han incluido datos del año 1985, para dar una idea del incremento de la participación de los países en vías de desarrollo en la producción y demanda mundiales.

TABLA N° 3.17
SALDOS DE ETILENO A NIVEL MUNDIAL
(MTM/AÑO)

	1990			1995	
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	SALDO*
<i>P. Desarrollados</i>					
<hr style="border-top: 1px dashed black;"/>					
E. U.A.	18,800	20,450	1,647	23,950	-3,500
EUROPA OCC.	13,500	13,900	400	17,700	-3,800
EUROPA OR./					
URSS	5,500	7,100	1,600	9,300	-2,200
JAPON	4,300	5,400	1,100	4,300	1,100
TOTAL	42,100	46,850		55,250	-8,400
(En 1985)	(37,400)	(44,400)			
<i>P. en Desarrollo</i>					
<hr style="border-top: 1px dashed black;"/>					
ASIA	5,100	5,200	100	9,500	-4,300
MEDIO OR.	2,100	2,300	200	2,100	200
AFRICA	500	450	-50	500	-50
LATINOAM.	3,300	4,000	700	5,500	-1,500
TOTAL	11,000	11,950		17,600	-5,650
(En 1985)	(6,700)	(8,300)			
TOTAL MUNDO	53,100	58,800		72,850	
% Paises en Desarrollo	20	20		24	
(% en 1985)	(15)	(16)			

(*) : - Saldo que tendrá que ser cubierto con un aumento de capacidad en el período 90-95 para satisfacer la demanda.

Fuente : - "Situación Actual de la Industria Petroquímica en el mundo", UNIDO/PC.126, 14 de Nov. 1985, Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (Viena), y su actualización a Nov. 1987.

- "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", JUN/di 1150, 28 de Abril 1988, JUNAC.

TABLA 3.18
SALDOS DE PVC A NIVEL MUNDIAL
(MTM/Año)

	1990			1995	
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	SALDO*
<i>P. Desarrollados</i>					
E.U.A.	3,800	4,400	600	5,100	-700
EUROPA OCC.	4,300	5,000	700	5,150	-150
EUROPA OR./ URSS	2,200	2,500	300	3,850	-1,350
JAPON	1,500	1,800	300	1,650	150
TOTAL	11,800	13,700		15,750	-2,050
(En 1985)	(10,300)	(13,200)			
<i>P. en Desarrollo</i>					
ASIA	3,500	3,280	-220	6,500	-2,220
MEDIO OR.	700	600	-100	1,250	-650
AFRICA	600	500	-100	1,000	-500
LATINOAM.	1,300	1,300		2,150	-850
TOTAL	6,100	5,680		10,900	-4,220
(En 1985)	(3,850)	(3,500)			
TOTAL MUNDO	17,900	19,380		26,650	
% Países en Desarrollo	34	29		40	
(% en 1985)	(27)	(21)			

(*) : - Saldo que tendrá que ser cubierto con un aumento de capacidad en el período 90-95 para satisfacer la demanda.

Fuente : - "Situación Actual de la Industria Petroquímica en el mundo", UNIDO/PC.126, 14 de Nov. 1985, Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (Viena), y su actualización a Nov. 1987.

- "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", JUN/di 1150, 28 de Abril 1988, JUNAC.

TABLA N° 3.19
SALDOS DE PEBD A NIVEL MUNDIAL
(MTM/Año)

	1990			1995	
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	SALDO*
<i>P. Desarrollados</i>					
E.U.A.	4,300	6,200	1,900	5,800	400
EUROPA OCC.	4,500	5,100	600	5,800	-700
EUROPA OR./ URSS	2,200	2,150	-50	3,450	-1,300
JAPON	1,200	700	-500	1,500	-800
TOTAL	12,200	14,150		16,550	-2,400
(En 1985)	(10,800)	(13,950)			
<i>P. en Desarrollo</i>					
ASIA	2,400	2,300	-100	3,750	-1,450
MEDIO OR.	500	1,100	600	850	250
AFRICA	600	470	-130	1,300	-830
LATINOAM.	1,500	1,810	310	2,600	-1,790
TOTAL	5,000	5,680		8,500	-3,820
(En 1985)	(3,400)	(3,250)			
TOTAL MUNDO	17,200	19,830		25,050	
% Países en Desarrollo	29	28		33	
(% en 1985)	(24)	(19)			

(*) : - Saldo que tendrá que ser cubierto con un aumento de capacidad en el período 90-95 para satisfacer la demanda.

Fuente - "Situación Actual de la Industria Petroquímica en el mundo", UNIDO/PC.126, 14 de Nov. 1985, Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (Viena), y su actualización a Nov. 1987.

- "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", JUN/di 1150, 28 de Abril 1988, JUNAC.

TABLA N° 3.20
SALDOS DE PEAD A NIVEL MUNDIAL
(MTM/Año)

	1990			1995	
	DEMANDA	CAPAC.	SALDO	DEMANDA	SALDO*
<i>P. Desarrollados</i>					
E.U.A.	3,500	3,750	250	6,050	-2,300
EUROPA OCC.	2,100	2,500	400	3,050	-550
EUROPA OR./ URSS	1,000	1,300	300	1,800	-500
JAPON	800	700	-100	1,200	-500
TOTAL	7,400	8,250		12,100	-3,850
(En 1985)	(6,050)	(7,200)			
<i>P. en Desarrollo</i>					
ASIA	1,400	1,500	100	3,500	-2,000
MEDIO OR.	200	300	100	400	-100
AFRICA	500	250	-250	1,000	-750
LATINOAM.	700	700		1,750	-1,050
TOTAL	2,800	2,750		6,650	-3,900
(En 1985)	(1,800)	(1,200)			
TOTAL MUNDO	10,200	11,000		18,750	
% Paises en Desarrollo	27	25		35	
(% en 1985)	(23)	(14)			

(*) : - Saldo que tendrá que ser cubierto con un aumento de capacidad en el período 90-95 para satisfacer la demanda.

Fuente : - "Situación Actual de la Industria Petroquímica en el mundo", UNIDO/PC.126, 14 de Nov. 1985, Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial (Viena), y su actualización a Nov. 1987.
- "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", JUN/di 1150, 28 de Abril 1988, JUNAC.

La participación de los países en desarrollo en la demanda mundial tiende a aumentar en todos los casos.

En el grupo de los países desarrollados se mantendrán saldos positivos de capacidad. Entre estos países, una excepción a esta tendencia es Japón que a inicios de los 90 comenzará a tener déficits de capacidad originadas por la decisión de destinar sus recursos fundamentalmente a otros sectores.

En el caso de los países en desarrollo, la región Asiática se proyecta como otro mercado de interés para producciones de nuestra región, especialmente por encontrarnos en la misma cuenca del Pacífico. Para 1995 esta región tendrá que aumentar su capacidad instalada en 83% para etileno, 68% para PVC, 63% para PEBD y 133% para PEAD.

3.2.4 Proyección de la demanda Interna

Existen una gran variedad de métodos y técnicas para pronosticar la demanda, tal como los modelos de series de tiempo y los modelos econométricos. Otros modelos, pretenden establecer un rango dentro del cual se pueda encontrar la demanda con un cierto grado de certeza. En nuestro caso decidimos utilizar un modelo de este tipo denominado método causal determinístico, con un grado de certeza del 95%.

Al evaluar entre una serie de variables, se encontró que la variable más relevante para explicar el comportamiento de la demanda es el Producto Bruto Interno. Previamente se evaluó la relación de los datos históricos (tabla N° 3.21) a través de un diagrama de dispersión, mostrado en el gráfico N° 3.5. Donde el PBI se representó en el eje X y la demanda en el eje Y. En este gráfico se observa que la demanda crece cuando el PBI crece, lo que demuestra la relación causal (Anexo 13.3).

Por consiguiente, se aplicó el modelo determinístico lineal de una variable. En este modelo se traza una línea recta obtenida por el método de los mínimos cuadrados, la cual representa los valores medios de la demanda para cualquier valor del Producto Bruto Interno. Además se considera que los volúmenes de demanda proyectados pueden variar de manera normal alrededor del valor medio de la demanda (Ver gráfico 3.6 y tabla 3.21) . Es decir, este modelo establece que para cualquier valor

del PBI, la demanda presenta una distribución normal alrededor de su valor medio.

Los datos históricos y proyectados del PBI, empleados en la correlación, han sido obtenidos del "ANUARIO ESTADISTICO 1988", publicado por el Instituto Nacional de Estadística. Con estos datos hemos obtenido que el consumo total de resinas PVC, PEAD, PEBD al año 2000 será de : 125.6 MTM/A como valor medio, con valor máximo de 151.2 MTM/A y mínimo de 100 MTM/A (Ver gráfico 3.7 y tabla 3.21).

En el gráfico 3.8 se muestra la proyección de los valores medios de la demanda considerando cada producto por separado.

Si a partir del año 2000 o antes se lograra concretar el Proyecto Petroquímico, el crecimiento de la demanda sería más acelerado, tal como ha sucedido con otras experiencias de países Latinoamericanos.

3.3 CAPACIDAD DE PLANTA

Tomando en cuenta los puntos antes analizados, tenemos lo siguiente (proyecciones al año 2000):

	INICIAL
	MTM/A
1. Mercado Interno	125.6
2. Mercado Gran	
3. Mercado Externo	
TOTAL	125.6

$$CAPACIDAD = 125.6/0.7 = 180 \text{ MTM/A}$$

Se ha considerado que la planta iniciará sus operaciones al 70% de su capacidad instalada, y sólo atenderá al mercado interno.

3.4 COMERCIALIZACION

Los polímeros son producidos por las compañías petroquímicas y embarcados hacia las compañías fabricantes (procesadoras), las cuales funden el termoplástico o formulan y mezclan los compuestos con otros aditivos con el objeto de formar productos plásticos de diversa forma. El producto se embarca en formas de :

- Pellets
- Granos
- Polvo
- Líquido

y en esta etapa el producto se denomina resina. En el caso de los termoplásticos, la forma predominante es como pellets, usualmente sin pigmentar (natural) y es necesario adicionarles colorantes o aditivos básicos como estabilizadores para darle la presentación final. Con muy pocas excepciones, la mayoría de las resinas no se usan al estado natural, sino que son combinadas con otros materiales, a través de mezclas mecánicas en estado de fusión para obtener un producto que esté listo para ser usado por el procesador.

La combinación o formulación puede ser hecha por la compañía productora del polímero, por una compañía independiente o por el mismo procesador. Las combinaciones que se hacen con las resinas incluyen alguno o varios de los siguientes puntos :

1. Aditivos : colorantes, inhibidores de llama, estabilizadores para el calor o luz, lubricantes y otros.
2. Rellenos o Refuerzos : fibra de vidrio, minerales, o esferas de vidrio ahuecadas.
3. Otros polímeros : para formar una mezcla o aleación.

TABLA N° 3.21

CONSUMO HISTORICO Y PROYECCION DE LA DEMANDA
DE DERIVADOS DEL ETILENO EN EL PERU

AÑOS	PBI MMI./	PEAD	PEBD (M T M / A)	PVC	TOTAL	LIMITES (*)	
						SUP.	INF.
1976	3,276	7.2	11.2	14.0	32.4		
1977	3,289	7.3	11.4	16.1	34.8		
1978	3,299	7.4	11.6	14.2	33.2		
1979	3,490	7.7	12.0	13.6	33.3		
1980	3,647	11.1	15.2	16.0	42.3		
1981	3,808	12.8	18.5	19.0	50.3		
1982	3,817	10.1	16.7	16.2	43.0		
1983	3,346	7.5	12.9	12.2	32.6		
1984	3,506	7.2	15.9	14.4	37.5		
1985	3,589	11.9	16.1	13.0	41.0		
1986	3,930	20.2	28.6	24.2	73.0		
1987	4,236	19.0	32.9	32.9	84.8		
1988	3,863	14.3	22.5	21.6	58.4	64.7	52.1
1989	3,283	6.4	10.1	11.7	28.2	35.2	21.3
1990	3,227	5.7	8.9	10.8	25.3	33.0	17.7
1991	3,386	7.8	12.3	13.5	33.6	39.4	27.8
1992	3,545	10.0	15.7	16.2	41.9	46.6	37.1
1993	3,715	12.3	19.3	19.1	50.7	55.7	45.7
1994	3,893	14.7	23.1	22.1	59.9	66.5	53.3
1995	4,080	17.3	27.1	25.2	69.6	78.6	60.6
1996	4,276	19.9	31.3	28.5	79.8	91.7	68.0
1997	4,481	22.7	35.7	32.0	90.5	105.4	75.5
1998	4,696	25.7	40.3	35.7	101.6	119.9	83.3
1999	4,922	28.7	45.2	39.5	113.4	135.2	91.5
2000	5,158	31.9	50.2	43.5	125.6	151.2	100.0

NOTA : LOS VALORES HISTORICOS Y PROYECTADOS DEL PRODUCTO BRUTO INTERNO HAN SIDO OBTENIDOS DEL ANUARIO DEL INSTITUTO NACIONAL DE ESTADISTICA, EDICION 1988.

(*) : LIMITES SUPERIOR E INFERIOR DEL INTERVALO DE CONFIANZA DEL 95% .

GRAFICO N 3.1
CONSUMO HISTORICO - DERIVADOS DE ETILENO

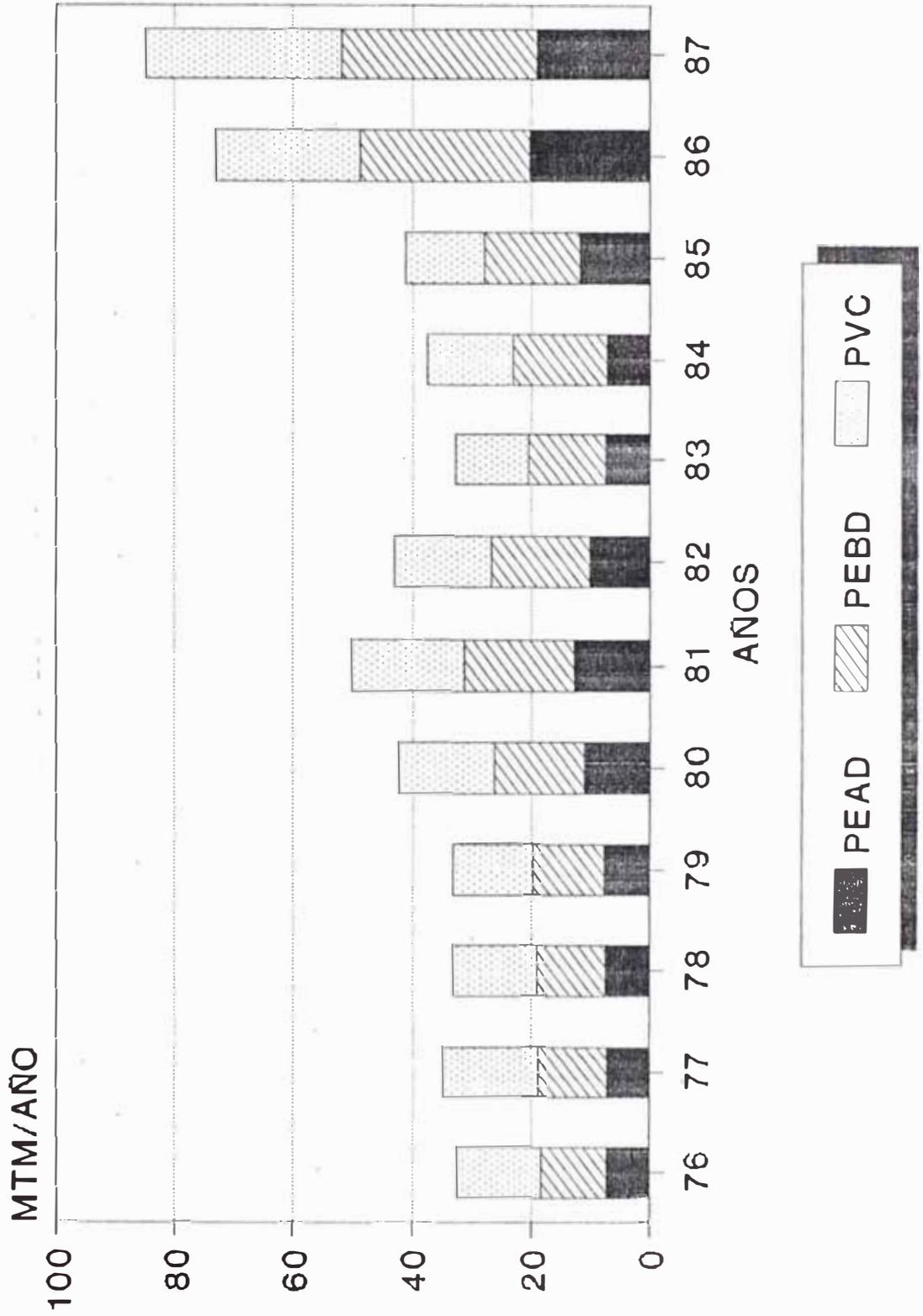


GRAFICO N 3.2
CAPACIDAD INSTALADA DE ETILENO

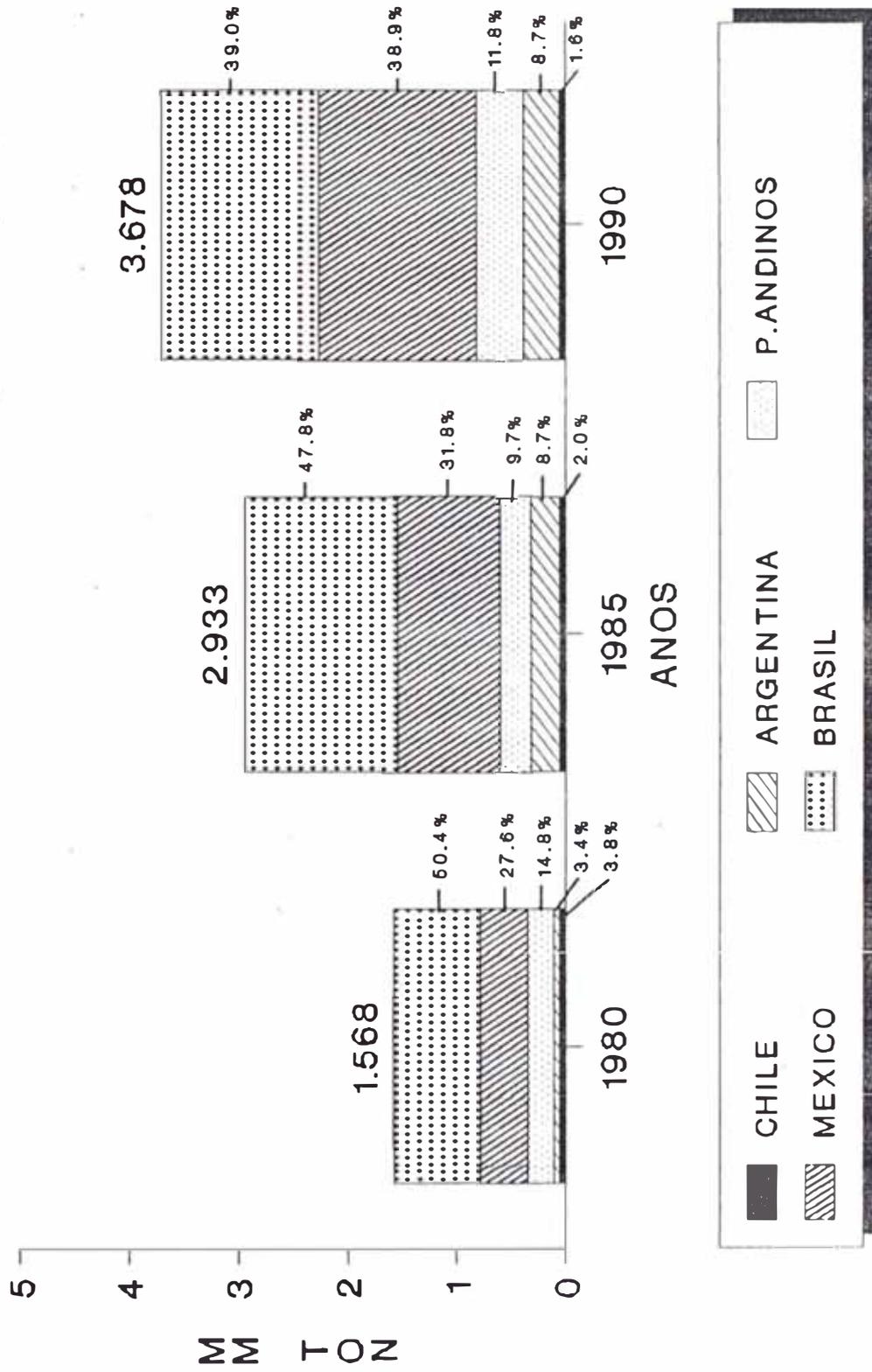


GRAFICO N 3.3
CONSUMO DE ETILENO EN LATINOAMERICA

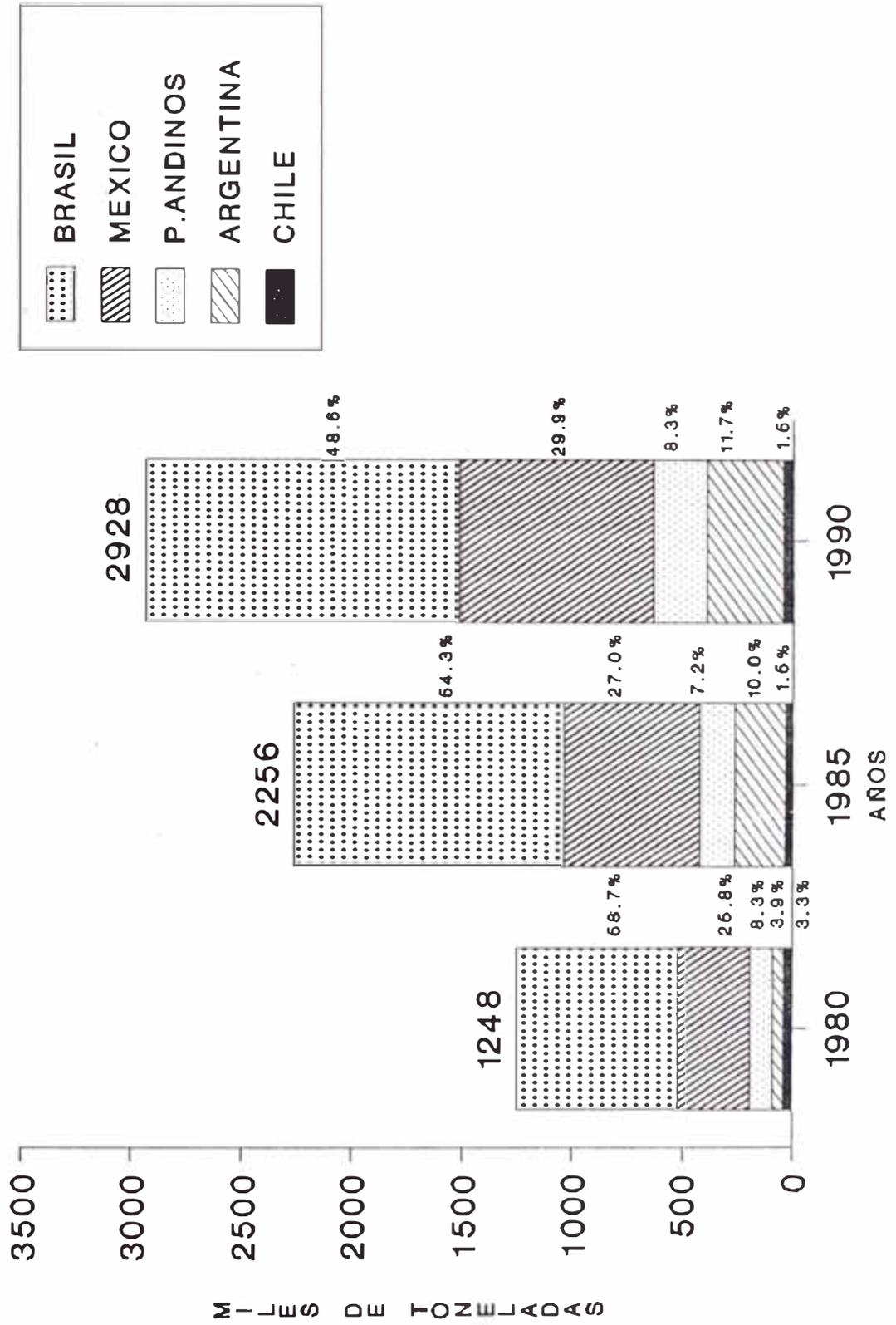


GRAFICO N 3.4
PRINCIPALES PRODUCTORES DE ETILENO
EN LA REGION LATINOAMERICANA

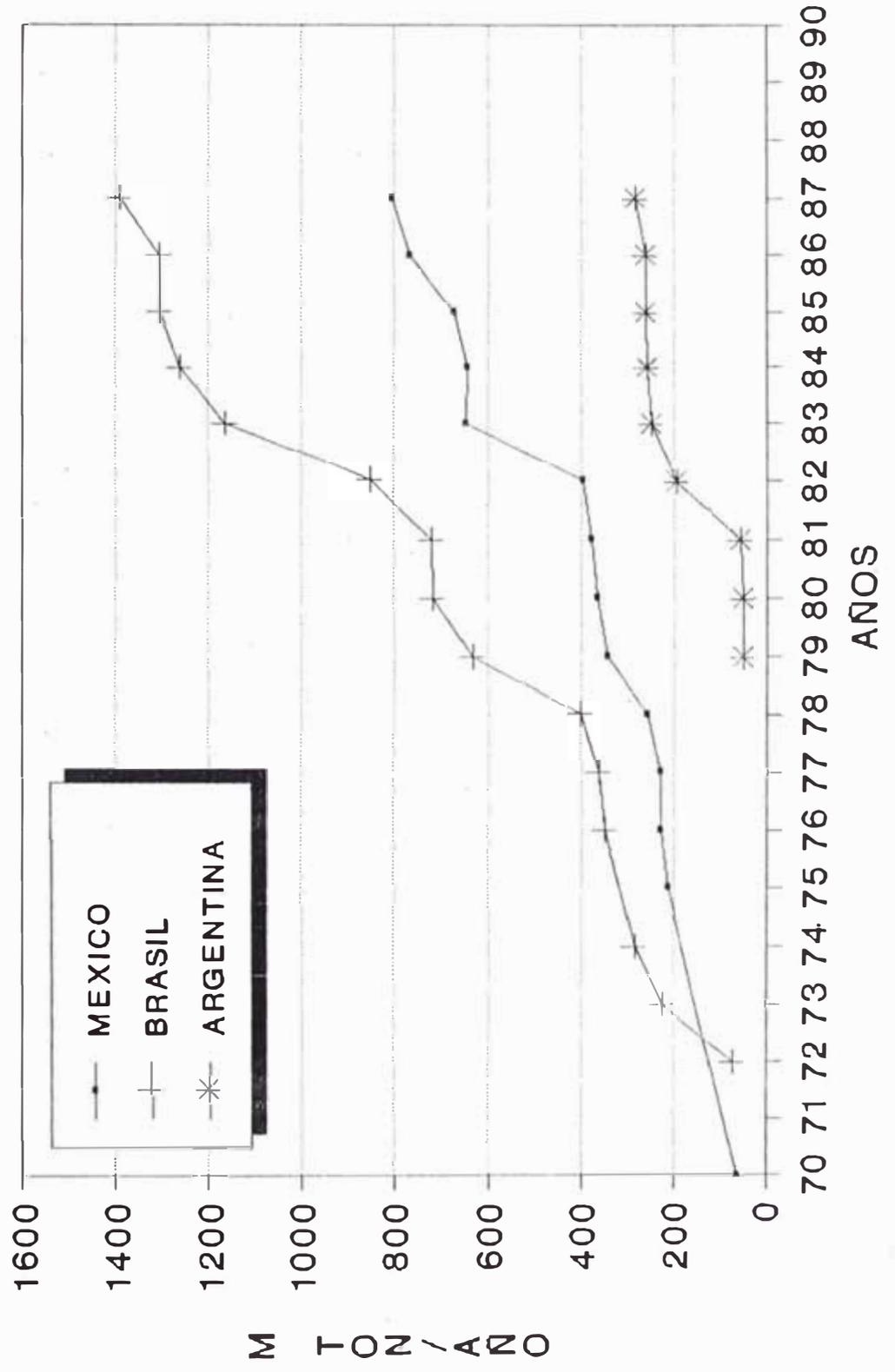
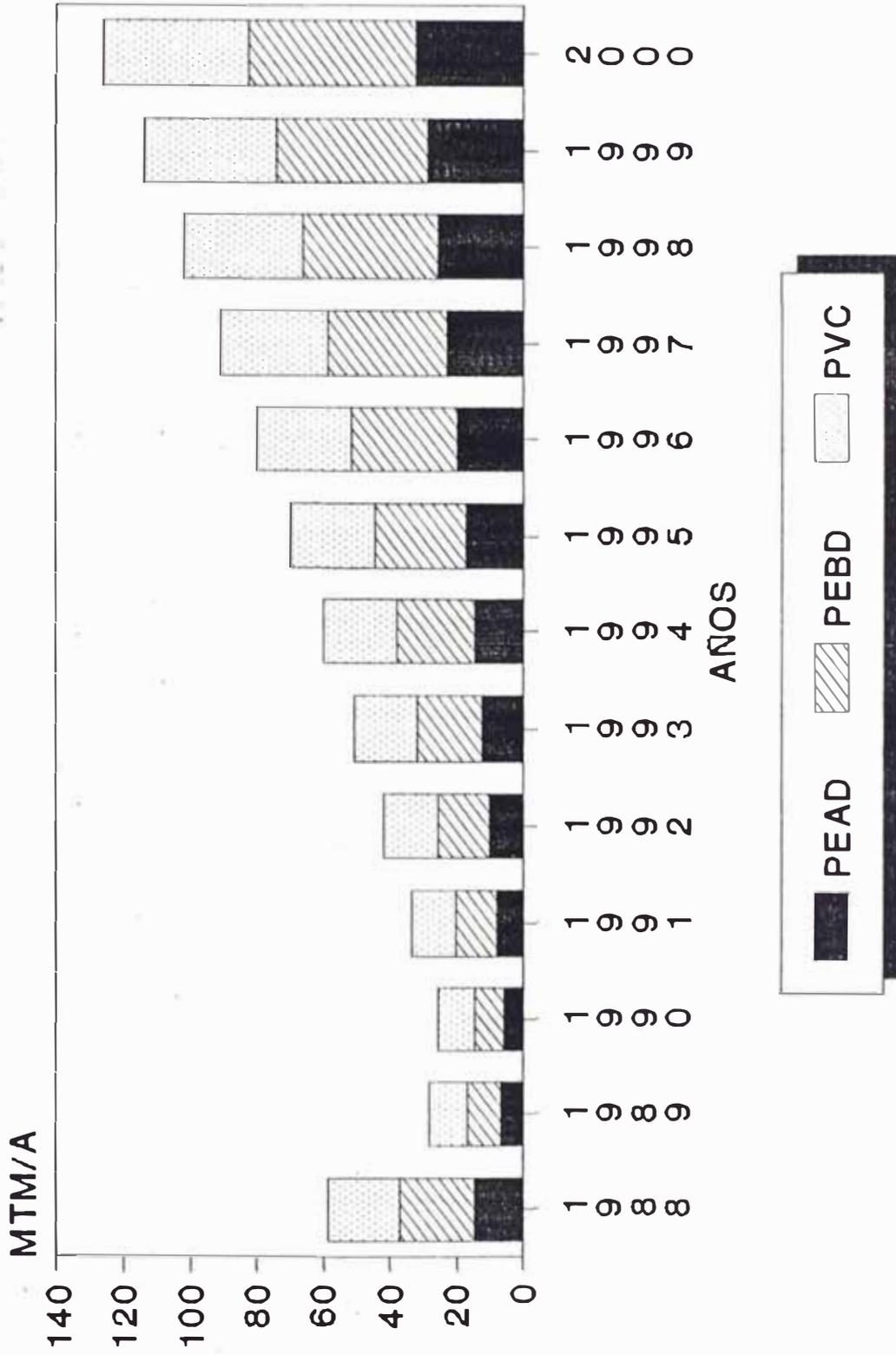


GRAFICO N 3.8
PRONOSTICO DE LA DEMANDA POR PRODUCTOS
RESULTADOS DEL MODELO APLICADO



CAPITULO 4 INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1 TECNOLOGIAS ACTUALES

PRODUCCION DE ETANO

Las plantas de procesamiento de gas son diseñadas para recuperar componentes tales como gasolina natural, butanos, propano y etano. Adicionalmente cuentan con equipos de fraccionamiento para separar los hidrocarburos líquidos recuperados en productos puros o en mezclas especificadas.

La decisión de sí una planta debería instalarse o no, está directamente influenciada por el volumen de gas a ser acondicionado. Además, los hidrocarburos líquidos condensables no pueden ser tolerados por un sistema de transmisión de gas, por lo que es obligatorio separar estos productos del gas antes de su ingreso al gasoducto.

La mayor producción de líquidos debe justificar económicamente la instalación íntegra de procesamiento de gas , dando como resultado un sustancial incremento de los ingresos por encima de los que resultarían a través de un simple acondicionamiento con las facilidades de campo usuales.

Estas plantas son básicas para el ciclaje en un reservorio retrógado debido a que el propósito de la operación es recuperar la máxima cantidad de líquidos manteniendo constante la presión del reservorio.

La cantidad y tipos de productos obtenidos en una determinada planta dependerá de la composición del gas alimentado y las especificaciones contractuales del gas residual entregado por la planta. De este modo la producción de etano y propano debe ser limitada a fin de mantener el poder calorífico del gas residual.

Actualmente existe una gran variedad de tecnologías para recuperar líquidos del gas natural (NGLs), incluyendo etano, usando sistemas de separación criogénicos , uno de ellos es la Turboexpansión definida como: expansión isoentrópica del gas con producción de trabajo a través de

una turbina (Turboexpansor). El turboexpansor recupera trabajo utilizable producido por la expansión de una corriente de gas a alta presión. Idealmente el proceso opera isoentrópicamente y produce en el caso real una cantidad menor al trabajo teórico calculado. Durante la producción de trabajo, la corriente de gas disminuye su temperatura considerablemente, como consecuencia de la expansión, resultando en una licuefacción parcial de hidrocarburos livianos, la cual es el principal objetivo de este sistema.

Los atributos principales de una planta de Turboexpansión sobre otros procesos alternativos incluyen :

- Simplicidad Mecánica : El número de items de equipo rotatorio ha sido reducido sustancialmente.*
- *Simplicidad del Proceso : Adicionalmente a la reducción del equipo rotatorio, el número de recipientes e instrumentos se han reducido hasta alrededor de un tercio.*
- *Menor Mantenimiento : La mayor simplicidad mecánica disminuye los requerimientos de mantenimiento.*
- *Servicios Reducidos : A pesar de que no hay una reducción sustancial en el consumo de combustible debido a las necesidades de recompresión, se ha conseguido reducir los requerimientos de energía eléctrica.*
- *Seguridad : Una reducción significativa en la cantidad de líquidos presentes en el equipo de proceso y los items reducidos de equipos originan una instalación más segura.*
- *Mano de obra : Los factores de simplificación mencionados arriba originan una reducción en los requerimientos de mano de obra operativa y de mantenimiento.*

Las compañías importantes con tecnologías disponibles en el mercado son por ejemplo

- *Randall Corporation*
- *Orloff Inc.*
- *Fish Engineering Inc.*

PRODUCCION DE ETILENO

Desarrollos tecnológicos han estado dando mayor importancia a la reducción de costos de inversión fija y de manufactura. Sin embargo, muchos de los items que han contribuido a la reducción en el costos de la planta no han sido puramente tecnológicos. Los diseñadores y constructores de plantas de etileno se han visto forzados, bajo condiciones competitivas, a examinar aquellos elementos incluidos en diseños previos que no contribuían con la producción de etileno, y a eliminarlos de sus estándares de diseño.

El costo de la tubería es una parte importante del costo total de la planta y se consiguen ahorros significativos reacomodando el esquema de ubicación de equipos con el objeto de disminuir las longitudes de tubería. Además se obtienen ahorros en aislamiento examinando pérdidas de calor exhaustivamente.

Debido a que el patrón de rendimientos en el horno tiene mucha influencia sobre el diseño de otras secciones posteriores, los hornos de craqueo son una parte muy importante en este tipo de plantas . El arreglo de los tubos en diseños antiguos de hornos era en forma horizontal, mientras que en la actualidad la mayoría de las plantas en operación poseen hornos con tubos verticales.

La economía actual ha hecho muy atractivo el minimizar los desechos de calor. El efluente de los hornos de craqueo es una gran fuente de calor por lo que hoy en día se instalan serpentines economizadores con vapor para incrementar al máximo la recuperación de calor.

Otro punto muy importante en todas las operaciones de craqueo comerciales de hidrocarburos para la producción de olefinas es la presencia de vapor. La necesidad de este compuesto se debe a que cumple tres funciones principales :

- Disminuye la presión parcial de los hidrocarburos y con eso fomenta mayor selectividad hacia los productos olefínicos deseados.*
- Reduce la presión parcial de hidrocarburos aromáticos en ebullición en la zona de alta conversión, disminuyendo la tendencia a formar coque dentro de los serpentines de*

craqueo y a la deposición de alquitrán pesado en las paredes de los intercambiadores de calor corrientes abajo.

- *Tiene un efecto de oxidación en el tubo metálico para generar el efecto catalítico del hierro y nickel que disminuyen la formación de carbón.*

Debido a que los costos de energía han estado incrementándose al doble de la velocidad de los costos de capital, se han incentivado intensamente estudios para la optimización de energía. La compañía C.F. Braun & Co. llevó a cabo una extensa investigación sobre la economía en la producción de etileno¹ con el objetivo de minimizar los costos de producción.

El resultado de este estudio fué una planta de menor costo de capital, que usa dispositivos de ahorro, los cuales conducen a un menor consumo de energía sin prescindir de facilidades necesarias. El menor costo se atribuye también a materiales más baratos, menor número de platos de destilación de menor diámetro, menos bombas y necesidades de compresión. Adicionalmente, la planta tiene menos piezas operativas de equipo, lo que la hace más económica de operar y mantener.

En el diseño de nuestra planta hemos considerado un diagrama de flujo estandar, sin optimización excesiva con el fin de mantener un margen de confianza positivo en las inversiones.

En el mundo existen varias compañías que disponen de tecnología muy desarrollada en este campo, entre las cuales podemos mencionar a :

- *The Lummus Company - Bloomfield, New Jersey.*
- *C.F. Braun & Co. - Alhambra, California.*

4.2 PLANTA DE RECUPERACION DE ETANO

Se han analizado dos casos, el primero considera el procesamiento del gas en la zona de Camisea y el segundo, la misma operación en la zona de Lima.

1 "Ethylene from NGL feedstocks", Hydrocarbon Processing Oct.,Nov.,Dic. 1983 y Feb.,Mar. 1984.

Cada planta de procesamiento de gas tienen por su lado características especiales, originadas por las diferentes composiciones y condiciones del gas que ingresa a cada una de ellas. En consecuencia tendremos los siguientes casos

CASO 1 : PROCESAMIENTO EN CAMISEA

CASO 2 : PROCESAMIENTO EN LIMA

4.2.1 Bases de Diseño

A. Datos Composicionales

La composición del gas proveniente del reservorio mostrado en la tabla N° 4.1 fué tomada de análisis hechos por la compañía FLOPETROL para PETROPERU, y con la cual se ha trabajado también en el Proyecto Integral de Camisea. Estos datos pertenecen sólo al Yacimiento San Martín, que es el que entraría primero en producción. El Yacimiento Cashiriari tiene una composición más pobre en hidrocarburos condensables (Líquidos del Gas Natural), por lo que es importante tomarlo en cuenta para el diseño de plantas flexibles, o en nuevos diseños posteriores.

Los datos presentados en la tabla N° 4.1 son composiciones iniciales del yacimiento, con el transcurso de los años, el gas irá disminuyendo su riqueza en condensables debido al efecto de la Inyección de gas pobre. Esto originará una variación en las condiciones operativas de la planta.

A.1. Caso 1 :

En la tabla N° 4.2 se muestra la composición del gas de alimentación para este caso; el gas proviene de una zona de Estabilización de Líquidos, donde se le ha quitado una gran parte de los hidrocarburos más pesados que puedan originar formación de sólidos en las zonas de muy baja temperatura en la planta.

A.2. Caso 2 :

En este caso, la composición del gas de alimentación ha sido estimada efectuando el promedio de dos situaciones de procesamiento en Camisea. La primera, un procesamiento muy pobre del gas (baja recuperación de líquidos) y la segunda, un procesamiento normal del gas (recuperación

de líquidos moderada). El resultado del promedio de ambas situaciones podemos verlo en la tabla N° 4.3.

B. Temperatura y Presión de Flujo

B.1. Caso 1 :

Debido a las necesidades de reinyección la presión debe mantenerse en los niveles más altos posibles. Se estima que la presión en cabeza de pozo debe estar alrededor de 1500 psi; asumiendo una considerable caída de presión en las líneas de doble fase desde el pozo hasta las instalaciones de procesamiento, que estarán ubicadas cerca al yacimiento, tendremos una presión de alimentación de 1000 psig.

La temperatura de alimentación empleada en el diseño es de 110° F (43° C), basada en reportes de temperaturas en líneas de cabeza de pozo. No se han tomado en cuenta efectos de enfriamiento en las líneas debido a que la temperatura ambiente en la zona está entre 86° y 95° F (30° y 35° C).

B.2. Caso 2 :

Como resultado de estudios efectuados por PETROPERU (Proyecto Integral de Camisea), en el capítulo sobre el transporte de gas, se concluyó que la presión de llegada a Lima será de 450 psi (31 bar) para una demanda de 450 MMPCD como máximo.

Para el diseño, se ha asumido la misma presión de alimentación de 450 psi (31 bar) a la planta de Turboexpansión, considerando caídas de presión despreciables desde el punto de llegada hasta la planta de procesamiento.

La temperatura en Lima oscila entre 60° y 86° F (15° -30° C) en invierno y verano respectivamente. Se ha asumido una temperatura de alimentación de 85° F para efectos del diseño.

C. Presión de Inyección

C.1. Caso 1 :

La presión de inyección en cabeza de pozo, según se estima, estará en 4500 psi (310 bar). Es por esto que es muy importante mantener la presión para evitar Incrementar las necesidades en recompresión.

C.2. Caso 2 :

En Lima no es necesario hacer Inyección de gas seco, ya que todo el gas resultante será consumido por el mercado. Este caso origina una considerable disminución de la inversión.

D. Tamaño del tren de procesamiento

La capacidad de procesamiento en ambos casos está determinada por las necesidades de materia prima en la planta de pirólisis. En consecuencia para producir 180 MTM/A de etileno, en ambos casos necesitamos procesar alrededor de 240 MM SCFD en promedio.

Tabla N° 4.1
COMPOSICION DEL GAS
YACIMIENTO SAN MARTIN

COMPONENTE	% MOLAR
N ₂	0.55
CO ₂	0.18
C ₁	80.59
C ₂	9.80
C ₃	3.80
I-C ₄	0.57
n-C ₄	1.13
I-C ₅	0.45
n-C ₅	0.44
n-C ₆	0.62
n-C ₇	0.56
n-C ₈	0.52
n-C ₉	0.29
n-C ₁₀	0.19
n-C ₁₁	0.11
n-C ₁₂ ⁺	0.20

TOTAL	100.00

Flujo Vol. : 235 MM scfd
Flujo Mol. : 25,520 mollb/hr
Presión : 1000 psig
Temperatura : 110 °F

Tabla N° 4.2
COMPOSICION DEL GAS DE ALIMENTACION CASO 1

COMPONENTE	% MOLAR
N ₂	0.57
CO ₂	0.19
C ₁	82.86
C ₂	10.02
C ₃	3.73
i-C ₄	0.52
n-C ₄	0.97
i-C ₅	0.32
n-C ₅	0.29
n-C ₆	0.27
n-C ₇	0.15
n-C ₈	0.08
n-C ₉	0.02
n-C ₁₀	0.01
n-C ₁₁	0.00
n-C ₁₂ ⁺	0.00
TOTAL	100.00

Flujo Vol. : 229 MM scfd
Flujo Mol. : 24,820 mollb/hr
Presión : 1000 psig
Temperatura : 110 °F

Nota : La presente composición ha sido obtenida considerando únicamente la fase gaseosa del gas de pozo, así como parte del gas proveniente de las baterías de estabilización de condensados.

Tabla N° 4.3

COMPOSICION DEL GAS DE ALIMENTACION CASO 2

COMPONENTE	% MOLAR
N ₂	0.60
CO ₂	0.19
C ₁	86.09
C ₂	10.08
C ₃	2.23
i-C ₄	0.23
n-C ₄	0.38
i-C ₅	0.09
n-C ₅	0.07
n-C ₆	0.04
n-C ₇	0.02
n-C ₈	0.00
n-C ₉	0.00
n-C ₁₀	0.00
n-C ₁₁	0.00
n-C ₁₂ ⁺	0.00
TOTAL	100.00

Flujo Vol. : 240 MM scfd
Flujo Mol. : 26,360 mol/b/hr
Presión : 500 psig
Temperatura : 85 °F

Nota : La presente composición ha sido obtenida considerando un promedio de procesos en Camisea, con el único objetivo de acondicionar el gas para su transporte por ducto hacia Lima.

4.2.2 Descripción del Proceso

La planta de Turboexpansión ha sido dividida de la siguiente manera

- Sección de Procesamiento y Recup. de Etano
- Sección de Compresión
- Sección de Refrigeración
- Sección de Deshidratación

A. Caso 1 (Procesamiento en Camisea)

A.1 Sección de Procesamiento y Recup. de Etano (Graf.N° 4.1)

El gas de alimentación a la planta ingresa a 110°F y 1000 psig, para dividirse en dos líneas de aproximadamente igual flujo. Una de ellas es dirigida hacia el intercambiador de calor E-101 donde es enfriada por el gas residual, proveniente de la zona fría de la planta, hasta alcanzar -

16° F. La otra línea de gas suministra calor al rehervidor de la demetanizadora en E-103, para luego ser enfriada sucesivamente a través de un chiller con propano en E-106 y dos corrientes laterales frías provenientes de la demetanizadora en E-104 y E-105, hasta alcanzar una temperatura de -27° F. Ambas corrientes frías son mezcladas nuevamente, resultando una corriente a -21° F en doble fase que ingresa al separador D-101.

Una parte de los gases provenientes de este separador (70%) ingresan al turboexpansor disminuyendo su presión hasta 350 psi, alcanzando una temperatura de -98° F y originando una gran condensación. En estas condiciones ingresa el fluido bifásico a la columna demetanizadora C-101, algunos platos debajo del tope. El 30% restante del gas es mezclado con el condensado proveniente del mismo separador y enviado hacia el intercambiador E-102, donde se consigue subenfriar la mezcla hasta -90° F con un corriente muy fría de gas residual proveniente del tope de la demetanizadora. Este procedimiento de mezclar el líquido y parte del gas presenta ventajas debido a que los hidrocarburos pesados absorben las fracciones livianas reduciendo el área requerida de transferencia de calor en el intercambiador E-102. Posteriormente, la mezcla es expandida a través de una válvula Joule-Thompson, para luego alimentar la demetanizadora por los topes a 350 psi y -126° F.

Este esquema de procesamiento es conocido como "Proceso de Gas Subenfriado" (GSP-Gas Subcooled Process) patentado por la compañía Orloff y su objetivo es mantener mayor cantidad de hidrocarburos pesados en fase gaseosa con la finalidad de proveer una alimentación fría y rica en condensados por el tope.

El gas residual proveniente del tope de la demetanizadora es usado para suministrar frío en E-102 y E-101 sucesivamente, como ya se mencionó anteriormente. Este gas es luego alimentado a la succión del compresor, que usa como driver al turboexpansor, para ser descargado a 415 psi, presión con la cual se dirige a la sección de recompresión.

El producto de fondos de la demetanizadora (C_2^+) es precalentada hasta 120° F antes de ser alimentada a la demetanizadora. Esta última columna C-102 opera a 250 psi con 10° F en el tope, y a 255 psi con 155° F en el fondo y es la que nos proporciona etano por los topes, además de un

corte de C_3^+ por los fondos. El condensador E-107 de la deetanizadora es un chiller con propano como refrigerante, mientras que el rehedidor E-110 es accionado por el gas caliente proveniente de la descarga de los compresores.

A.2 Sección de Compresión (Graf.N° 4.1)

El gas residual proveniente de la sección de procesamiento a 415 psi y 130° F es enfriado a través del enfriador con aire E-301 hasta alcanzar 90° F, para ser enviado luego a la succión del compresor de transporte K-301. De ahí es descargado con una presión de 1000 psi y 250° F, parte de este gas se utiliza en suministrar calor al precalentador de alimentación a la deetanizadora así como al rehedidor de la misma columna.

Posteriormente el gas ingresa al aeroenfriador E-302 donde alcanza 90° F, y es enviado luego a la succión del compresor de inyección K-302, el cual en dos etapas levanta la presión hasta los 4500 psi necesarios en cabeza de pozo.

A.3 Sección de Refrigeración (Graf.N° 4.4)

Tiene como objetivo enfriar algunas corrientes de gas, como en E-106 y E-107, para conseguir condensación parcial del fluido.

Consiste de un circuito cerrado donde el propano es condensado por un aeroenfriador E-401 a 235 psi y 100° F (ver gráfico N° 4.4), para luego ser enviado a un acumulador D-401. El propano líquido proveniente de este acumulador se expande isoentálpicamente hasta una presión de 55 psi alcanzando doble fase y alimentando posteriormente un recipiente economizador D-402; el gas resultante de este recipiente ingresa a la succión de la segunda etapa de compresión (K-402), mientras que la corriente de propano líquido se vuelve a expandir hasta 5 psi alcanzando una temperatura de -10° F con la cual opera el chiller (E-106 y E-107). Parte del propano evaporado es succionado por la primera etapa de compresión (K-401) descargándose a 55 psi, ingresando luego a la segunda etapa donde alcanza 238 psi y 230° F. El gas propano vuelve a iniciar el ciclo ingresando al condensador E-401, continuando con el circuito anteriormente descrito.

El propano con el cual opera el sistema debe tener una concentración de 80% de pureza mínima, suficiente para alcanzar las temperaturas requeridas.

A.4 Sección de Deshidratación (Graf.N° 4.3)

Tiene por objetivo eliminar el agua de una corriente de gas natural.

La deshidratación de la corriente de gas se efectúa a través de desecantes sólidos (támices moleculares). Este es el único esquema que nos asegura una deshidratación confiable del gas para alcanzar temperaturas muy bajas sin posibilidades de formación de hidratos.

Para la planta en estudio usaremos un sistema de dos torres de lecho empacado (D-201 A/B). Mientras una torre está en operación (D-201 A) adsorbiendo humedad del gas, la segunda torre (D-201 B) está siendo regenerada (un gas caliente remueve el agua adsorbida) para luego ser enfriada. Ambas son intercaladas automáticamente antes que la torre en operación llegue a saturarse de agua.

Una pequeña fracción del gas residual es utilizado como gas de regeneración, por lo que es calentado en un pequeño horno (H-201) hasta 550° F y luego introducido a la torre en contracorriente. El gas caliente y húmedo proveniente de la torre en regeneración es enviado a un aroenfriador (E-201) de donde sale con una temperatura de 100° F, eliminando posteriormente el agua condensada en D-202. El gas resultante es utilizado como combustible.

B. Caso 2 (Procesamiento en Lima)

B.1 Sección de Procesamiento y Rec. de Etano (Graf.N° 4.2)

El criterio de procesamiento de gas en Lima es el mismo utilizado en Camisea (Gas Subcooled Process), existiendo variantes originadas por la diferencia en la composición del gas (más pobre), la presión y temperatura de alimentación a la planta, así como las condiciones climatológicas.

El gas de alimentación a 450 psi y 85° F ingresa a un precompresor (K-103) siendo descargado a 1000 psi y 204° F. Se enfria este gas a través

del aerofriador E-108 disminuyendo su temperatura hasta 85° F. A partir de este momento recién se inicia el procesamiento.

El gas proveniente de E-108 es separado en dos líneas iguales. La primera, suministra calor al rehervidor E-103 de la demetanizadora, luego intercambia calor en E-104 con un corte lateral de la misma columna e ingresa al chiller E-106 donde alcanza una temperatura de -25° F. (en este caso no existe E-105). La segunda, es enfriada en E-101 con gas residual hasta -16° F. Ambas líneas son mezcladas nuevamente alcanzando una temperatura de -24° F, consiguiéndose una condensación parcial de hidrocarburos livianos, para ingresar luego al separador de baja temperatura D-101.

El 70% del gas como en el caso anterior es expandido hasta 300 psi en el turboexpansor (K-101) y alimentado a la columna. El restante 30% del gas se mezcla con los líquidos del mismo separador (en mucho menor volumen que el caso anterior), se subenfria en E-102 hasta -101° F y finalmente se expande en válvula hasta 300 psi ingresando a la columna (C-101) a -135° F por el tope.

Todas las demás líneas del proceso son iguales al caso anterior como el gas residual, y la alimentación a la demetanizadora.

B.2 Sección de Compresión

En este caso la planta se encuentra muy cerca del mercado y lejos de los yacimientos, lo que evita la inyección del gas residual disminuyendo considerablemente las necesidades de compresión. Sólo queda la pre-compresión descrita anteriormente.

B.3 Sección de Refrigeración

Idéntica al caso anterior (ver A.3)

B.4 Sección de Deshidratación

Idéntica al caso anterior (ver A.4)

4.2.3 Resultados de la Simulación de Planta

Tabla N° 4.4
COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CASO 1

COMPONENTE	GAS DE ALIMENT.	GAS RESIDUAL	ETANO PRODUCTO	LIQUIDOS DEL GAS
	(% MOLAR)			
N ₂	0.57	0.67	0.00	0.00
CO ₂	0.19	0.21	0.02	0.00
C ₁	82.86	97.22	1.93	0.00
C ₂	10.02	1.78	97.18	3.21
C ₃	3.73	0.12	0.87	55.62
i-C ₄	0.52			7.97
n-C ₄	0.97			15.25
i-C ₅	0.32	--		4.96
n-C ₅	0.29			4.46
n-C ₆	0.27			4.33
n-C ₇	0.15			2.40
n-C ₈	0.08			1.24
n-C ₉	0.02			0.37
n-C ₁₀	0.01			0.13
n-C ₁₁	0.00			0.04
n-C ₁₂ ⁺	0.00	--		0.02
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00
F. Vol.(MMscfd) :	229	192	19.8	10,610 bpd
F. Mol.(mol/hr) :	24,820	21,113	2,120	1,586
Presión (psig) :	1000	430	150	250
Temperatura (°F):	110	110	110	110

Tabla N° 4.5
COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CASO 2

COMPONENTE	GAS DE ALIMENT.	GAS RESIDUAL	ETANO PRODUCTO	LIQUIDOS DEL GAS
	(% MOLAR)			
N ₂	0.60	0.68	0.00	0.00
CO ₂	0.19	0.21	0.01	0.00
C ₁	86.09	96.65	1.66	0.00
C ₂	10.08	2.43	97.79	3.04
C ₃	2.23	0.02	0.54	69.95
i-C ₄	0.23	0.01		7.47
n-C ₄	0.38			12.35
i-C ₅	0.09			2.94
n-C ₅	0.07			2.29
n-C ₆	0.04			1.31
n-C ₇	0.02			0.65
n-C ₈	0.00			0.00
n-C ₉	0.00			0.00
n-C ₁₀	0.00			0.00
n-C ₁₁	0.00			0.00
n-C ₁₂ ⁺	0.00			0.00
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00
F. Vol.(MMscfd) :	240	212	19.9	5,090 bpd
F. Mol.(mol/hr) :	26,360	23,448	2,110	807
Presión (psig) :	450	350	265	265
Temperatura (° F):	85	85	85	85

En en anexo (cap.13) se presentan algunos parámetros y metodología empleada en el diseño de equipos.

4.2.4 Servicios Auxiliares

Servicios Primarios

Combustible : Se priorizará el uso de gas natural como combustible en toda la planta por sus características de combustión completa y llama limpia, además de su amplia disponibilidad.

Por ejemplo, los compresores podrán ser accionados por turbinas a gas y las bombas usarán motores de combustión interna a gas donde se justifique.

El horno de calentamiento del gas de regeneración quemará gas.

Electricidad : será generada en la planta, especialmente en Camisea, si al inicio de la operación no es posible adquirirla de Electroperú.

Agua : No se usarán torres de enfriamiento, por lo que se reducirá considerablemente su uso. Sólo será necesario contar con agua potable y contraincendio.

Otros Servicios :

No se requerirán de sistemas de almacenamiento, pero si de sistemas para el movimiento de productos y materias primas tales como redes de distribución.

Servicios Secundarios

- Servicio de mantenimiento
- Edificaciones complementarias
 - Oficinas
 - Vestidores
 - Cafetería
 - Serv. médicos
 - Laboratorios
 - Talleres y bodegas
- Equipo contraincendios
- Sistemas de drenajes
- Aire para la planta
- Seguridad

GRAFICO 4.1
CASO 1: TURBOEXPANSION GAS ACONDICIONADO-CAMISEA

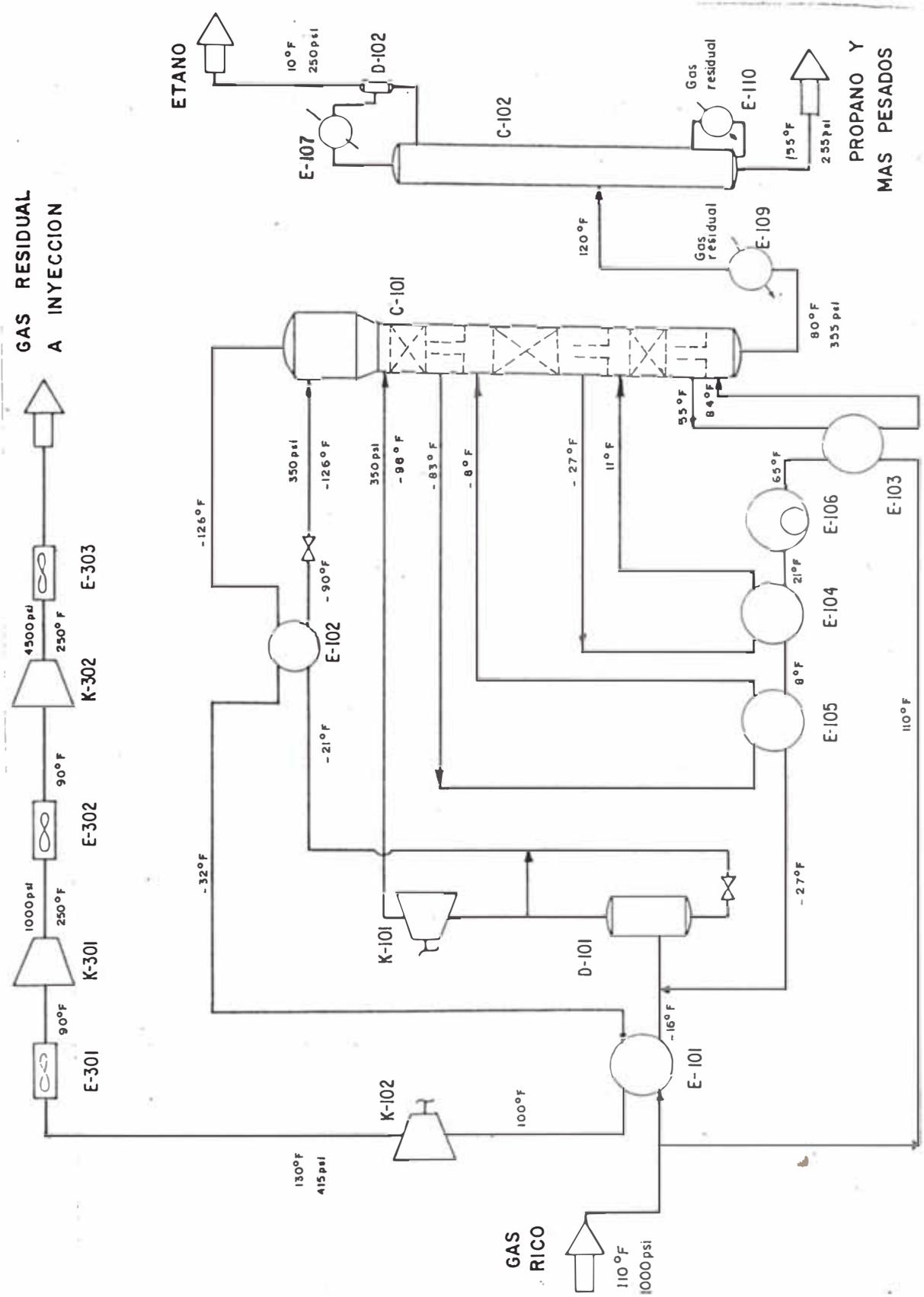


GRAFICO 4.2
CASO 2: TURBOEXPANSTION GAS ACONDICIONADO - LIMA

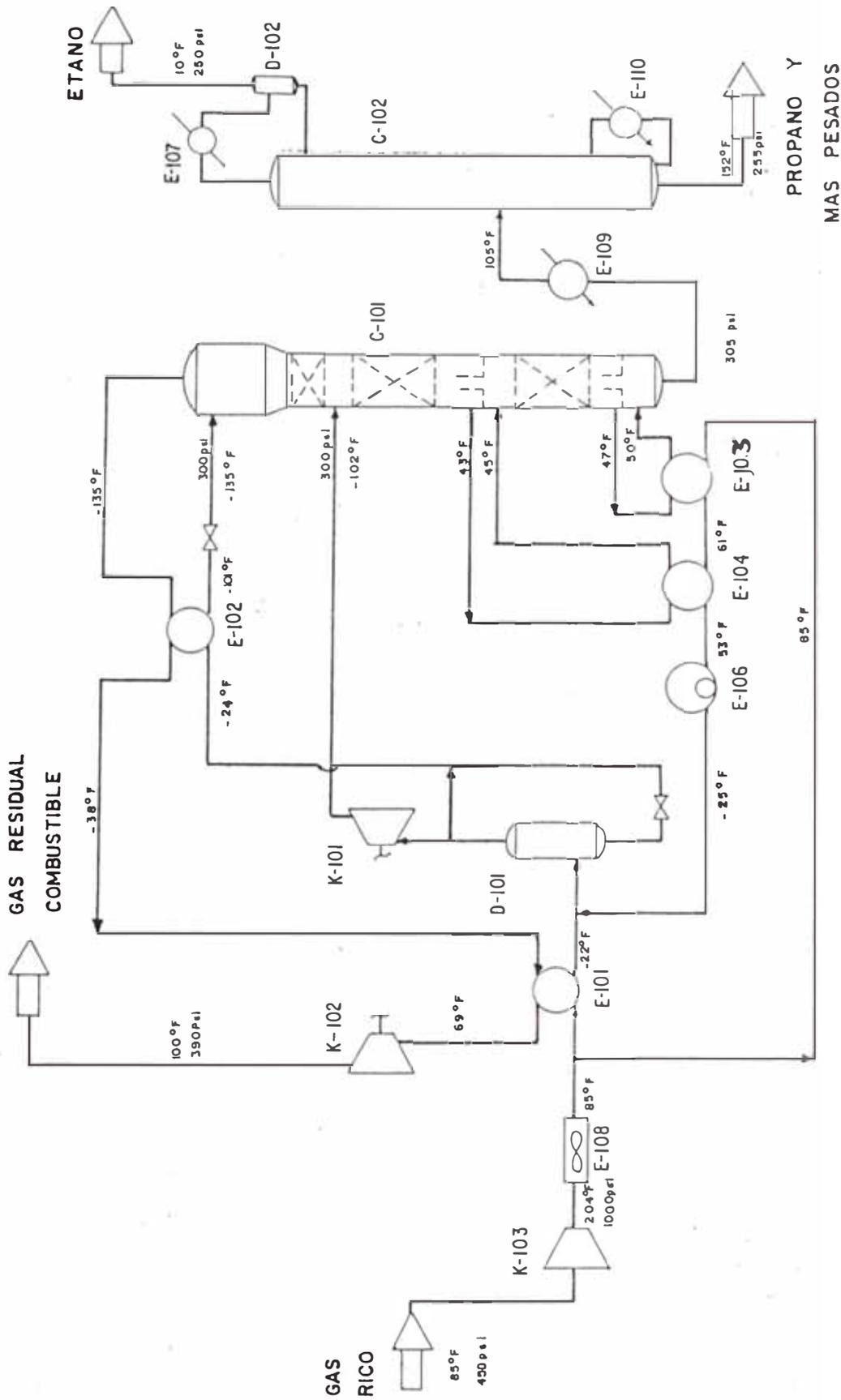


GRAFICO 4.3
PLANTA DE TURBOEXPANSION
SECCION DE DESHIDRATACION

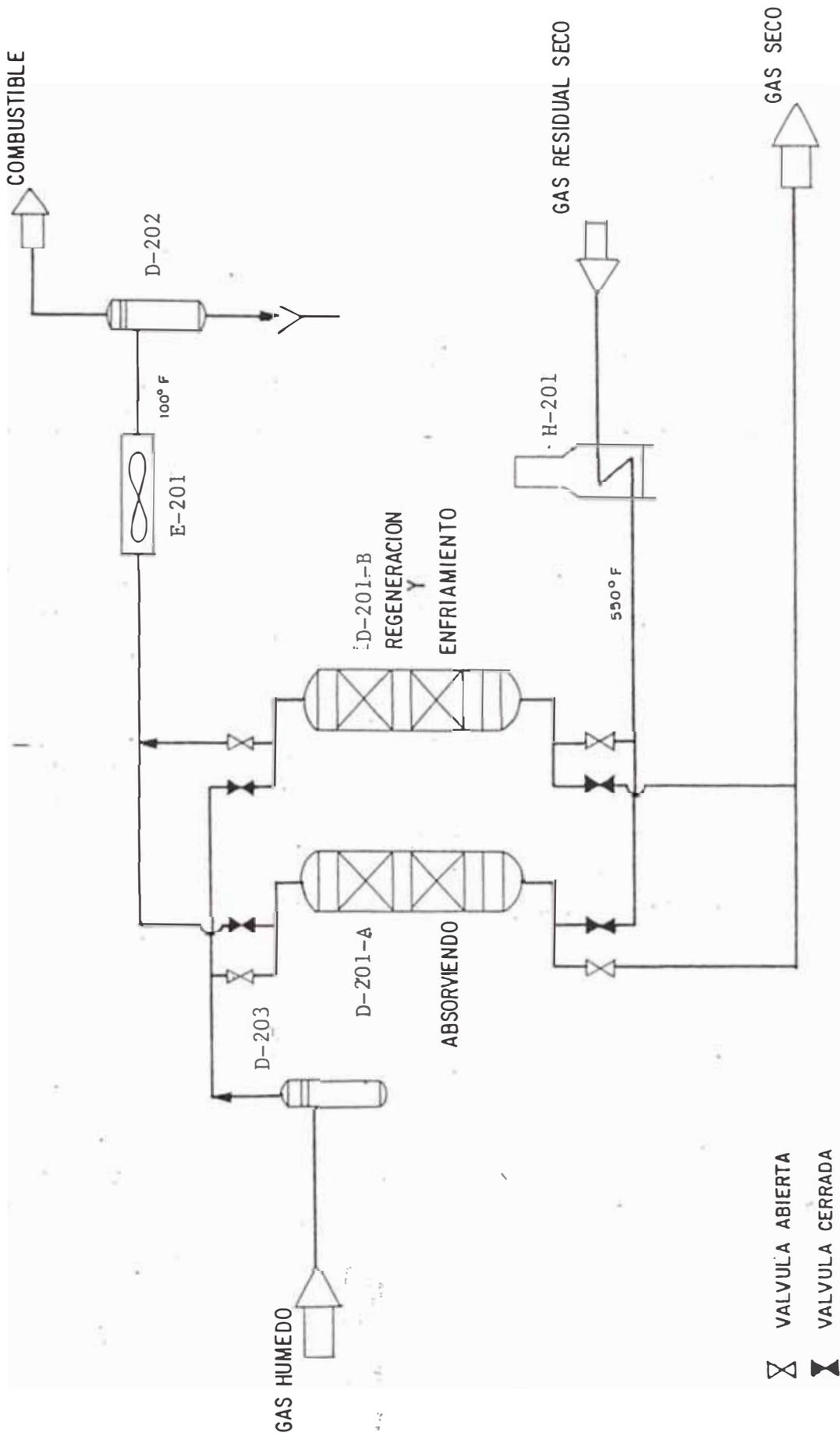
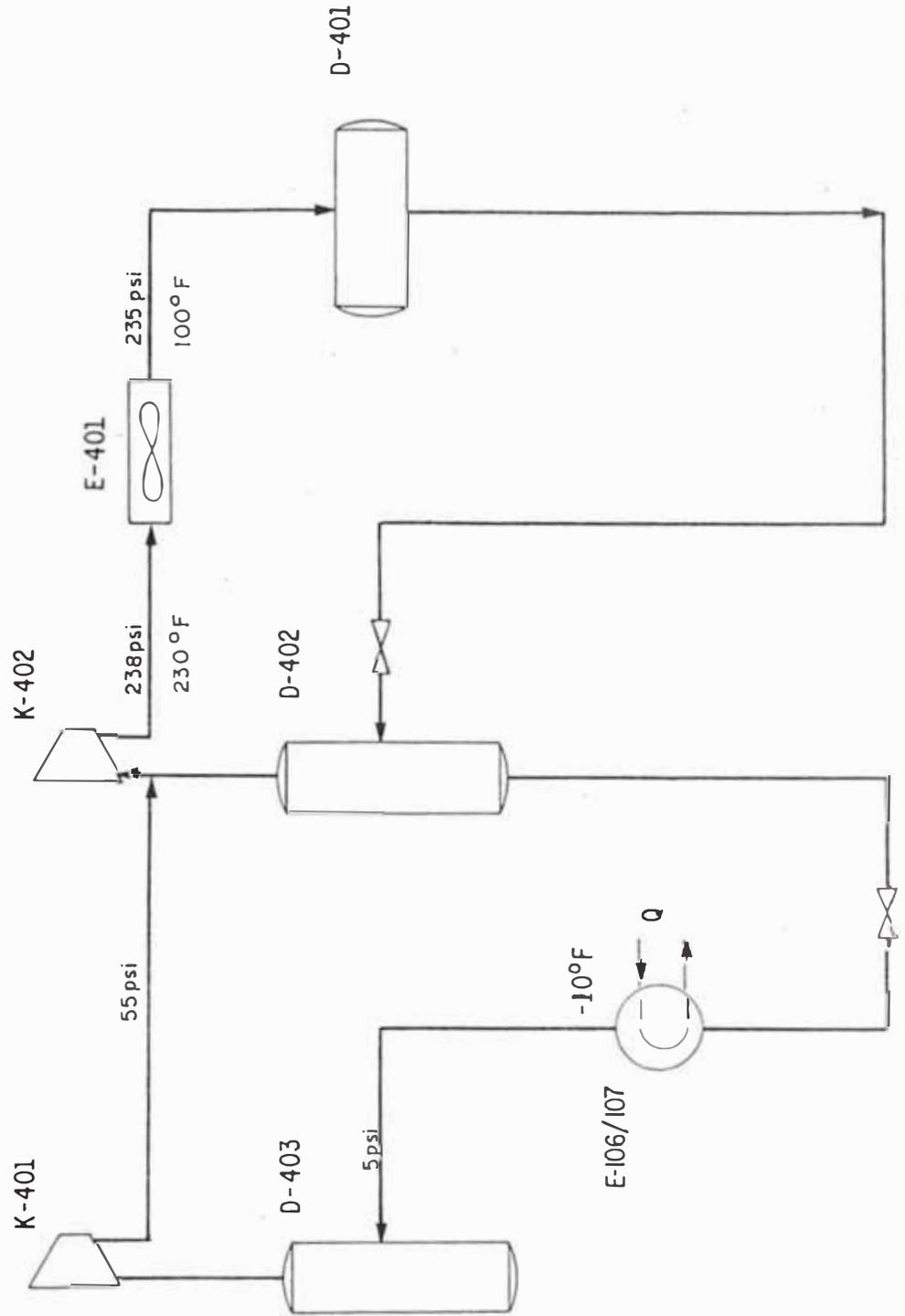


GRAFICO 4.4

PLANTA DE TURBOEXPANSION

SISTEMA DE REFRIGERACION CON PROPANO



4.3 PLANTA DE PRODUCCION DE ETILENO

4.3.1 Bases de Diseño

La corriente de alimentación a la planta está compuesta por etano al 97% , como puede verse en la tabla N° 4.6. Dicha alimentación es requerida para producir 180,000 toneladas métricas por año de etileno grado polímero en 335 días de operación promedio por año. Tecnologías actuales poseen índices de operatividad de hasta 345 días por año.

No existe ningún horno de reserva, por tal motivo al decoquizar un horno será necesario operar los cuatro restantes al 110% de su capacidad, para que la capacidad global de planta se reduzca sólo al 88% mientras dure la decoquización.

Se considera la formación de subproductos, tales como :

- Gas rico en hidrogeno
- Propileno y más pesados
- Gas combustible rico en metano

Todos los productos excepto etileno son consumidos como combustibles dentro de la planta o exportada como productos combustibles. La línea de etano es reciclada para mezclarse con el etano de alimentación.

El producto etileno grado polímero es distribuido en límites de batería en fase gaseosa a 240 psi y 64° F.

Tabla N° 4.6
ETANO DE ALIMENTACION

COMPONENTE	% MOLAR
Metano	1.66
Etano	97.79
Propano	0.54
CO ₂	0.01
Azufre	-----
TOTAL	100.00

Flujo Vol. : 20 MMscfd
Flujo Mol. : 2,220 mol/b/hr

Presión : 200 psi
Temperatura : 85 °F

Dada la poca diferencia en composiciones de las corrientes de etano en las plantas de Camisea y Lima, para este caso se realiza un sólo diseño para ambos casos.

Esto significa que los equipos en ambos casos se consideran de igual dimensión, manteniendose únicamente una diferencia en los costos, debido a factores de transporte e instalación entre Camisea y Lima.

4.3.2 Descripción del Proceso

La planta ha sido dividida de la siguiente manera :

- 1.- Sección de Reacción y Apagado*
- 2.- Sección de Compresión*
- 3.- Sección de Lavado Caústico*
- 4.- Sección de Deshidratación*
- 5.- Sección de Enfriamiento y Demetanización*
- 6.- Sección de Fraccionamiento y Purificación*
- 7.- Sección de Refrigeración con Propano*
- 8.- Sección de Refrigeración con Etileno*

1. Sección de Reacción y Apagado

Esta sección tiene como parte principal cinco hornos de craqueo al vapor (H-101/105) en paralelo, del tipo serpentín calentado a fuego directo con tubos verticales. Cada horno consta de dos zonas, radiación y convección, con una capacidad de 79 millones de lb/año y 32 MM Btu/hr cada uno.

Diseños actuales incluyen serpentines economizadores para la producción de vapor, en los cuales se puede recuperar de 18 a 20% más de calor en la sección de convección.

El circuito para la producción de vapor se inicia en el horno H-106, donde es bombeada agua a alta presión (800 psi) para precalentarla (Ver gráfico N° 4.5). Luego esta línea de agua, dividida en cinco, ingresa a los serpentines economizadores de cada horno de craqueo (H-101, H-102, H-103, H-104, H-105). La mezcla líquido-vapor allí formada ingresa a unos

acumuladores (D-101, D-102), donde el líquido es enviado a los intercambiadores de línea de transferencia (E-101, E-102) para producir vapor saturado, mientras que el vapor a 725 psi es alimentado a la sección de radiación del horno H-106 para generar vapor sobrecalentado que irá a las turbinas de vapor.

La carga de etano a 130 psi y 90° F, incluyendo la línea de reciclaje, es precalentada, con una corriente de agua proveniente del separador D-121, en el intercambiador E-111 donde alcanza 140° F. Posteriormente se divide esta línea en cinco partes para alimentar igual número de hornos en paralelo (H-101/105). Las cargas de etano antes de ingresar a los hornos son mezcladas con vapor de dilución (0.30 Kg vapor/Kg hidrocarburos). Cada corriente a su vez se divide en dos para posteriormente alimentar por lados opuestos la zona de convección del horno respectivo. De esta zona los gases salen a 950° F y 65 psi, ingresando luego a la zona de radiación donde alcanzan 1530° F y 15 psi.

El producto efluente de cada horno es enfriado rápidamente en intercambiadores TLE (Transfer Line Exchangers) hasta 600° F. El calor entregado en los cinco pares de intercambiadores E-101/109 y E-102/110 es usado para producir vapor de alta presión por el lado de la carcasa. Es muy importante el enfriamiento rápido del efluente para prevenir la pérdida de olefinas por reacciones secundarias.

El uso de equipos TLE horizontales o verticales está en función de la ubicación de la salida del serpentín. En muchos casos los equipos TLE están sujetos a ensuciamiento y pueden llegar a limitar el tiempo de corrida del horno de craqueo. Asimismo, la caída de presión de este equipo es aditiva a la presión de salida del serpentín y afecta el patrón de rendimiento del horno.

Los efluentes del TLE a 600° F y 11 psi son alimentados a una torre por el último plato (Torre de Apagado C-101) donde se produce un contacto directo con agua. Esta torre opera a baja presión (7 psi) y la temperatura de salida del gas es 110° F por el tope, mientras que el fondo está a 174° F. El agua ingresa por los toques y sale por los fondos en mezcla con parte de la gasolina de craqueo. Existen dos objetivos importantes que esta torre debe cumplir, la disminución de la temperatura de los gases craqueados hasta condiciones ambientales a

través de un íntimo contacto gas-agua y además remover fracciones pesadas de productos muy livianos.

Los líquidos de los fondos de la torre de apagado son enviados al separador trifásico D-121, donde se separan gasolina de craqueo, fracciones gaseosas y agua. El agua es bombeada a través del precalentador de alimentación de etano E-111, y luego hacia las torres de enfriamiento E-112 y E-113. Parte del agua es alimentada por un plato intermedio a 130° F y la otra parte ingresa por el tope a 105° F.

Los gases craqueados salen por el tope con dirección a la zona de compresión.

2. Sección de Compresión

El gas craqueado proveniente de la torre C-101 ingresa a un scrubber D-201 (Ver gráfico N° 4.6). Los líquidos son enviados hacia el separador D-121, mientras que el gas va a la succión de la primera etapa de compresión a 7 psi y 110° F para ser descargados a 37 psi y 250° F. El gas se dirige a el aerofriador E-201 donde alcanza 110° F. De igual manera, sucesivamente los gases ingresan a la segunda y tercera etapas de compresión alcanzando presiones de 100 y 246 psi respectivamente. Todos los líquidos formados después del enfriamiento en cada etapa son reunidos y enviados hacia el separador D-121.

Entre la tercera y cuarta etapa de compresión el gas pasa por la sección de lavado caústico que será descrita posteriormente. En la succión de la cuarta etapa de compresión el gas se encuentra a 228 psi y 115° F, siendo descargado posteriormente a 560 psi y 250° F. Antes de dirigirse al sistema de deshidratación, el gas es enfriado en E-211 con propano.

3. Sección de Lavado Caústico

Los elementos tales como el H_2S y CO_2 , considerados gases ácidos, son removidos normalmente de los gases craqueados por absorción en hidróxido de sodio acuoso. Este proceso generalmente se lleva a cabo antes de la última etapa de compresión a 235 psi, de tal manera que todos los componentes inclusive los C_{4S} sean lavados causticamente y no sea necesario mayor tratamiento de los productos a fin de llegar a especificación.

Cuando son removidos gases ácidos en una torre caústica, debe ser usado un sistema de circulación dual como el que se muestra en el gráfico N° 4.7.

Este sistema consta principalmente de una columna de absorción C-501. El gas craqueado pasa primero por la sección de platos de fondos y toma contacto con la solución parcialmente agotada. La solución altamente caústica (10% peso) es bombeada sobre los platos superiores. Adicionalmente se alimenta agua pura de lavado por los topes, encima de la .sección de circulación altamente caústica, con el objeto de eliminar cualquier partícula caústica presente en los gases craqueados. La solución caústica diluida es descargada hacia el sistema de preparación de la solución. Con este sistema es posible utilizar una solución altamente caústica.

Después del contacto con el agua de lavado, los gases craqueados son enviados a la cuarta etapa de compresión.

4. Sección de Deshidratación

El sistema de deshidratación utilizado en esta planta, es básicamente el mismo que el de la planta de procesamiento de gas, anteriormente descrito. Los desecantes sólidos ofrecen mayor garantía que otros procesos de secado en la industria. El gráfico N° 4.8 muestra el arreglo usado en esta sección.

El arreglo consta de dos recipientes D-601 A/B, de los cuales uno permanece en servicio, mientras el otro está siendo reactivado. El gas húmedo fluye hacia abajo en el recipiente D-601 A a través de dos lechos de desecantes, el primero como lecho principal y el segundo de seguridad. El deshidratador es regenerado cuando la humedad satura el lecho principal; esto ocurre generalmente cada 24 horas.

El lecho de seguridad en este sistema origina una sequedad final máxima constante del gas procesado puesto que la adsorción es un proceso de equilibrio gobernado por la presión de vapor ejercida por el material adsorbido.

La reactivación del desecante es llevada a cabo dejando pasar gas residual seco a través del deshidratador D-601 B, previamente calentado

en un horno tubular H-601. La temperatura es incrementada gradualmente permitiendo que cualquier hidrocarburo polimero sea vaporizado, proporcionando una lenta liberación del agua adsorbida.

La temperatura final de reactivación está gobernada por los requerimientos del punto de rocío del gas de proceso. En nuestro caso el gas de regeneración está por los 480° F. Una vez completada la regeneración se hace pasar algo de gas residual frio a través del lecho hasta llegar a la temperatura de proceso.

5. Sección de Enfriamiento y Demetanización

El gas proveniente de la sección de deshidratación es enfriado parcialmente en E-301, para luego ingresar a un extenso tren de enfriamiento cuyo objetivo es eliminar el hidrógeno gaseoso y evitar que ingrese en exceso a la demetanzadora (Ver gráfico N° 4.9).

Este arreglo se ha establecido de tal forma que la alimentación sea enfriada diferencialmente a cuatro niveles de temperatura, con la correspondiente condensación de líquidos. Los niveles de enfriamiento son a : -35° , -95° , -145° y -230° F, descargándose luego a cuatro recipientes D-301, D-302, D-303 y D-304 respectivamente, donde se separan las fracciones condensadas.

En el último recipiente D-304 se consigue separar casi la totalidad (98%) del hidrógeno en la fración gaseosa, la cual a -230° F es enviada por el tren de intercambiadores de alimentación triple (E-302, E-306, E-309, E-311). El gas residual proveniente del tope de la demetanzadora a -145° F es enviada también por el mismo tren.

Todos los líquidos de los recipientes son enviados a la demetanzadora por diferentes niveles de alimentación.

Este arreglo cuenta además con chillers de apoyo accionados con propano (E-303, E-305) y etileno (E-307, E-308, E-310) para conseguir los niveles de temperatura deseados.

En el intercambiador E-304 se aprovecha una corriente fria de etano recirculado para conseguir enfriamiento de la línea de alimentación.

La columna demetanizadora opera a 450 psi y cuenta en el tope con un condensador de etileno (E-318), el cual mantiene temperaturas de -145°F . El reboiler es accionado por una corriente de propano gaseoso manteniéndose a 32°F .

6. Sección de Fraccionamiento y Purificación

Los fondos de la demetanizadora son precalentados en E-408 antes de ingresar a la deetanizadora C-401, la cual opera a 300 psi (Ver gráfico N° 4.10). La temperatura del rehervidor está en 173°F , mientras que el tope se encuentra a 4°F .

Bajo estas condiciones moderadas, la sección inferior de la torre y el rehervidor pueden operar sin una formación, ni deposición excesiva de polímeros consiguiéndose tiempos de corrida más largos.

La corriente neta de topes de la deetanizadora ingresa al convertidor de acetileno DR-401 a una temperatura de 250°F , después de pasar por los intercambiadores E-403 y E-406, este último calentado por vapor de baja presión.

El convertidor de acetileno (DR-401) es un reactor catalítico de lecho fijo donde se consigue hidrogenar el acetileno, producido en la reacción de pirólisis, transformándolo en etileno. La reacción de hidrogenación origina también un producto indeseable llamado aceite verde. Este producto es un hidrocarburo líquido que contamina la corriente de etileno, por tal motivo toda el efluente del convertidor de acetileno es enviado a una torre absorbedora (C-403) de platos. Por el tope de dicho absorbedor ingresa una corriente líquida proveniente de un corte lateral de la fraccionadora etano-etileno (C-402), mientras que por los fondos ingresan los gases con el aceite verde. Los productos de fondo de esta torre conteniendo principalmente el aceite verde son enviados a la deetanizadora.

Los gases, libres de aceite verde, ingresan a un pequeño sistema de deshidratación para prevenir la formación de hidratos y luego son alimentados a la fraccionadora etano-etileno. Esta columna es la más grande de todas y opera a 250 psi. El condensador (E-411) es accionado por propano a -30°F y el rehervidor opera a 9°F . El etileno producto es obtenido en estado gaseoso en límite de baterías a -30°F y 250 psi. El

producto de fondos, etano, es recirculado nuevamente, mezclandose con la carga fresca.

7. Sección de Refrigeración con Propano

El gráfico N° 4.11 ilustra el flujo a través del sistema de refrigeración con propano. En este caso tenemos dos niveles de refrigeración.

En una unidad de recuperación de etileno por fraccionamiento a baja temperatura, la refrigeración con propano se usa para, enfriar la alimentación a la demetanizadora, condensar el reflujo en la deetanizadora, el fraccionador etano-etileno y finalmente condensar el etileno en otro sistema de refrigeración (Sist. Refrig. en Cascada).

Vapores de propano a $-35^{\circ}F$ y 5 psi ingresan a la succión de la 1° etapa de compresión (K-701), pasan a través de la 2° etapa (K-702) y son descargados a 245 psi y $130^{\circ}F$. Después de la condensación en E-701, el propano líquido es enviado a un acumulador D-701. Posteriormente parte del propano va hacia el recipiente economizador D-702, y lo demás ingresa a un evaporador de alta temperatura para necesidades de enfriamiento parcial. Una porción del vapor proveniente del economizador es usado en el rehervidor de la demetanizadora. El líquido del economizador fluye hacia el chiller de baja temperatura, donde los vapores ingresan al acumulador D-703.

8. Sección de Refrigeración con Etileno

El gráfico N° 4.12 muestra el diagrama de flujo del sistema de refrigeración con etileno. El etileno es usado a un nivel intermedio de temperatura ($-95^{\circ}F$) y un bajo nivel ($-150^{\circ}F$) en el proceso. Los vapores del refrigerante del evaporador de más baja temperatura fluye hacia el recipiente de succión D-803 a 2 psi, para ingresar luego a la 1° etapa de compresión (K-801) de donde son descargados a 65 psi. Después de la 2° etapa de compresión (K-802) los vapores son descargados a 275 psi. El condensador de etileno E-801 es accionado por propano refrigerante.

4.3.3 Resultados de la Simulación de Planta

Como resultado de las corridas realizadas con el simulador de procesos CHEMCAD, se obtuvieron los productos con las siguientes características:

Tabla N° 4.7
CUADRO DE RESULTADOS

COMPONENTE	ETILENO	C ₃ ⁺	H ₂	GAS RESIDUAL
	-----	-----	-----	-----
	(% MOLAR)			
Hidrógeno	0.00	0.00	92.03	31.67
Metano	0.03	0.00	7.78	63.16
Etileno	99.95	0.00	0.18	4.81
Etano	0.02	0.01	0.36	
Propileno	0.00	11.02	0.00	0.00
Propano	0.00	2.62	0.00	0.00
Butadienos	0.00	30.97	0.00	0.00
Butilenos	0.00	7.57	0.00	0.00
Butanos	0.00	6.88	0.00	0.00
Pentanos ⁺	0.00	39.24	0.00	0.00
	-----	-----	-----	-----
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00
F.Mol.(mol/hr):	1,780	82	1,912	459
Flujo 182 Mt/a	550 b/d	22 Mt/a	4.2 MMPCD	
Presión (psig):	240	240	450	97
Temperat. (° F):	65	100	85	85
P.Cal.(btu/lb):		19,380	39,100	22,740

Nota : Condiciones en Límite de Baterías.

4.3.4 Servicios Auxiliares

Servicios Primarios

Los requerimientos de servicios primarios se muestran en la Tabla N° 4.8:

Tabla N° 4.8

Servicios Primarios

<i>Combustible, MMBtu/hr</i>	<i>154</i>
<i>Electricidad, Kw*hr</i>	<i>805</i>
<i>Agua de enfriamiento, gpm</i>	<i>860</i>
<i>Agua de Calderas, gpm</i>	<i>150</i>

Necesidades de compresión 0.52 hp.hr/ lb etileno

Adicionalmente como servicios primarios se requerirán de sistemas de almacenamiento y movimiento de productos, materias primas, agua potable y contraincendio.

Servicios Secundarios

- *Sistema de control distribuido*
- *Servicio de mantenimiento*
- *Edificaciones complementarias*
 - *Salas de control*
 - *Oficinas*
 - *Vestidores*
 - *Cafetería*
 - *Serv. médicos*
 - *Laboratorios*
 - *Talleres*
 - *Centro de capacitación*
 - *Almacén*
- *Equipo contraincendios*
- *Planta de tratamiento de agua*
- *Tratamiento de efluentes*
- *Sistemas de drenajes*
- *Sistemas de agua de enfriamiento*
- *Aire para la planta*
- *Seguridad*

En el anexo (cap.13) se presentan algunos parámetros y metodología empleados en el diseño de los equipos.

TABLA N?4.9

PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR

BALANCE DE MASA

(Lbmol/hr)

	ETANO ALIMENT.	INGRESO HORNOS	SALIDA HORNOS	ETILENO PROD.	ETANO RECICLADO	C3+	GAS H2	GAS RESIDUAL
H2	0.00	0.00	1911.85	0.00	0.00	0.00	1759.25	145.34
CO2	0.25	0.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CH4	36.88	36.88	439.04	0.49	0.00	0.00	148.68	289.87
C2H2	0.00	0.00	7.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H4	0.00	20.00	1818.46	1780.00	20.00	0.00	3.38	22.08
C2H6	2172.90	3534.91	1365.83	0.36	1362.01	1.40	0.38	1.68
C3H6	0.00	35.12	44.19	0.00	35.12	9.07	0.00	0.00
C3H8	12.05	12.10	2.27	0.00	0.11	2.16	0.00	0.00
C4H6	0.00	0.00	25.49	0.00	0.00	25.49	0.00	0.00
C4H8	0.00	0.00	6.23	0.00	0.00	6.23	0.00	0.00
C4H10	0.00	0.00	5.66	0.00	0.00	5.66	0.00	0.00
C5H12	0.00	0.00	32.29	0.00	0.00	32.29	0.00	0.00
TOTAL	2222.08	3639.26	5659.24	1780.85	1417.24	82.30	1911.69	458.97
MASA (Lb/hr)	66,480	109,479	109,482	49,947	42,999	4,906	6,027	5,611
P (psig)	130	110	15	250	255	320	440	436
T (?F)	85	140	1530	-29	9	173	40	23

GRAFICO 4.8

PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR

SECCION DE DESHIDRATACION

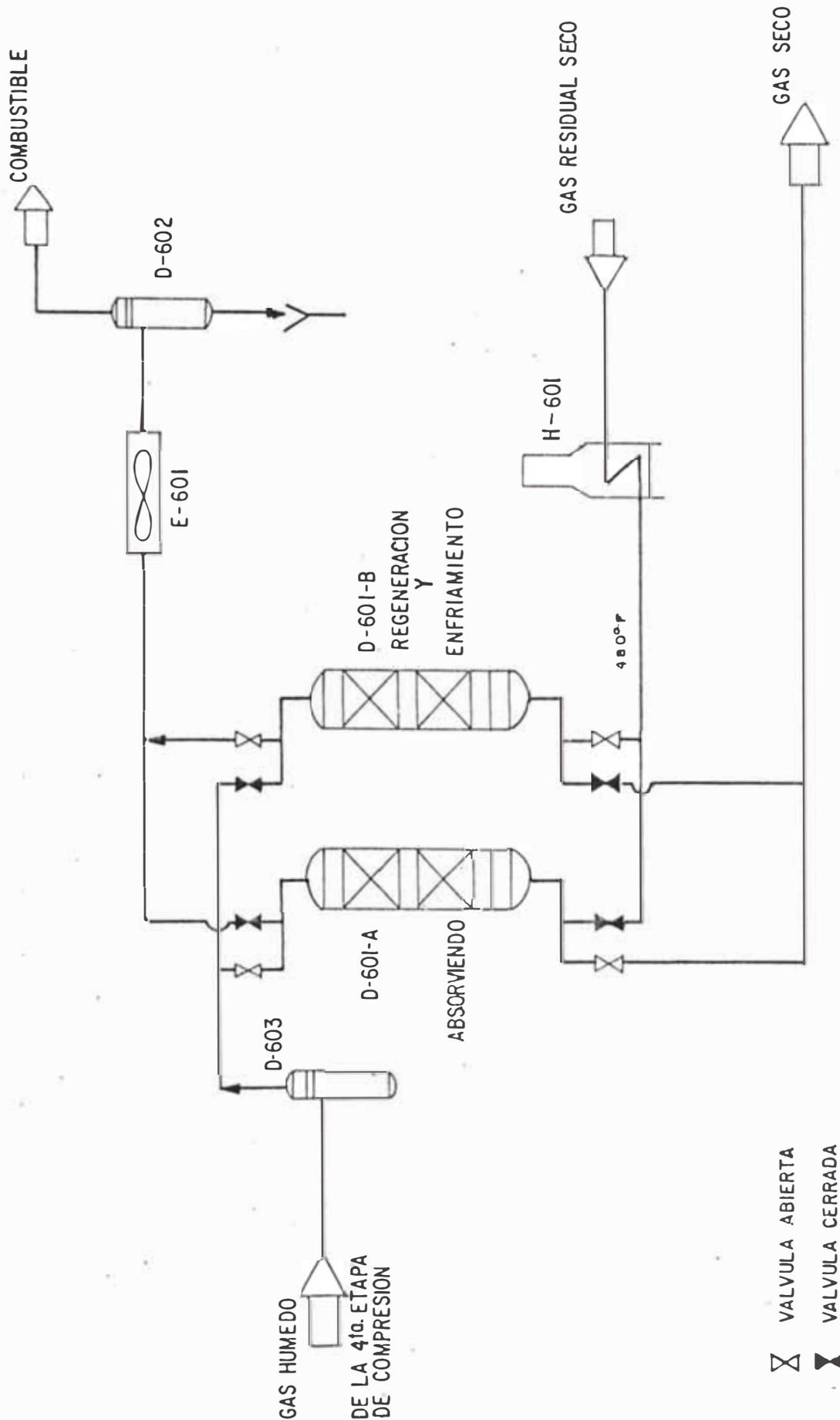


GRAFICO 4.10

PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR SECCION DE FRACCIONAMIENTO Y PURIFICACION

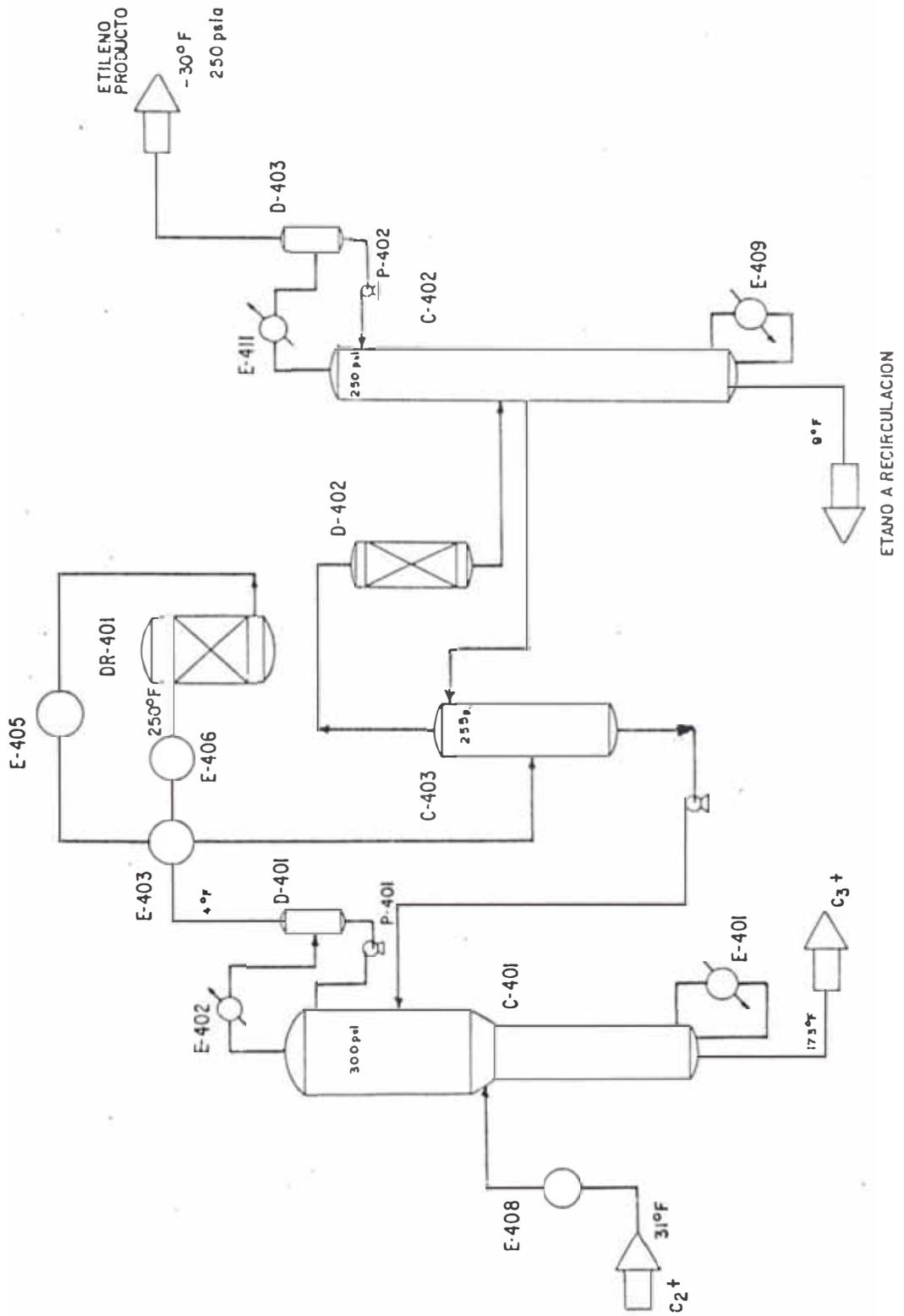


GRAFICO 4.II
PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR
SECCION DE REFRIGERACION CON PROPANO

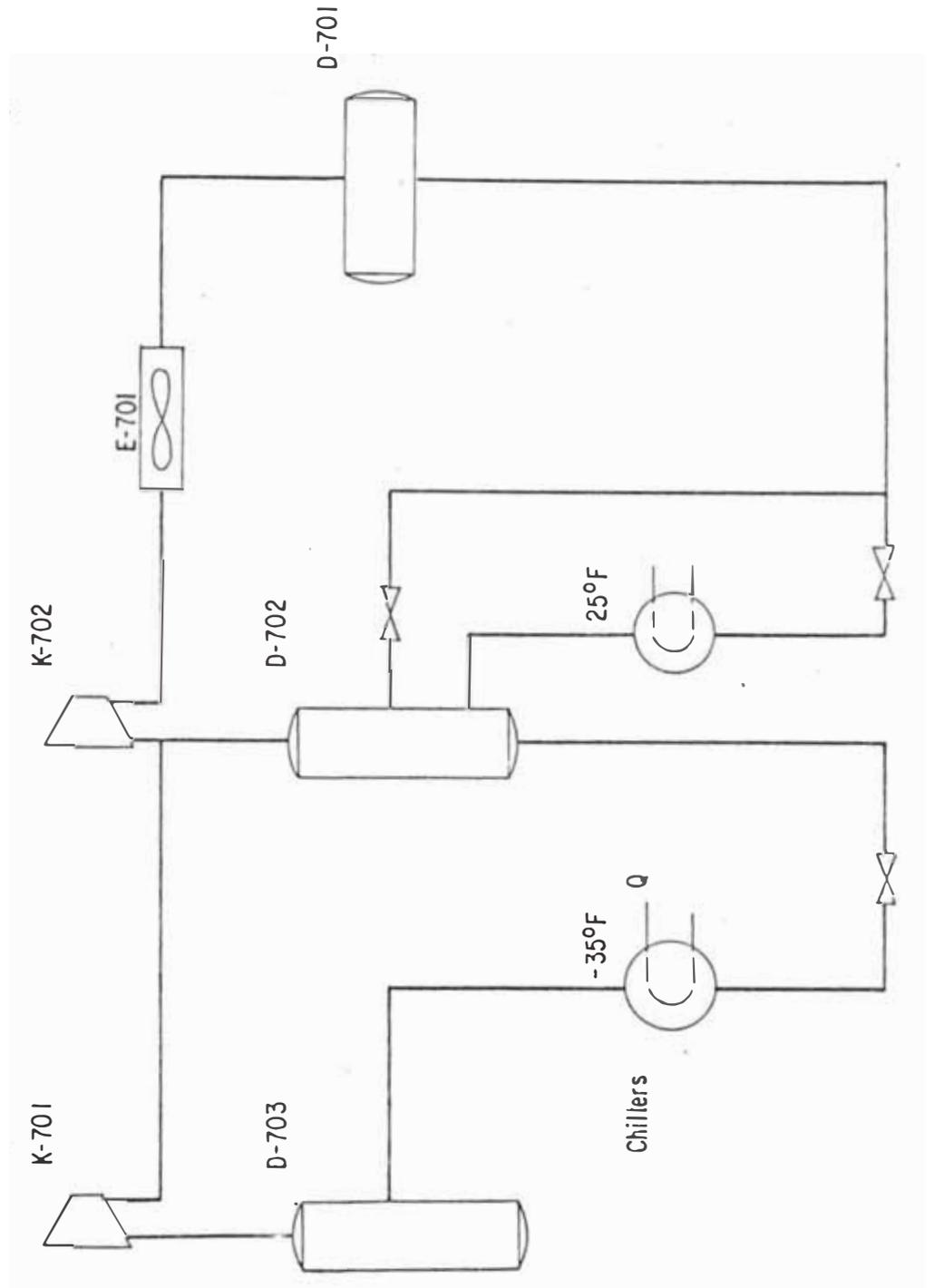
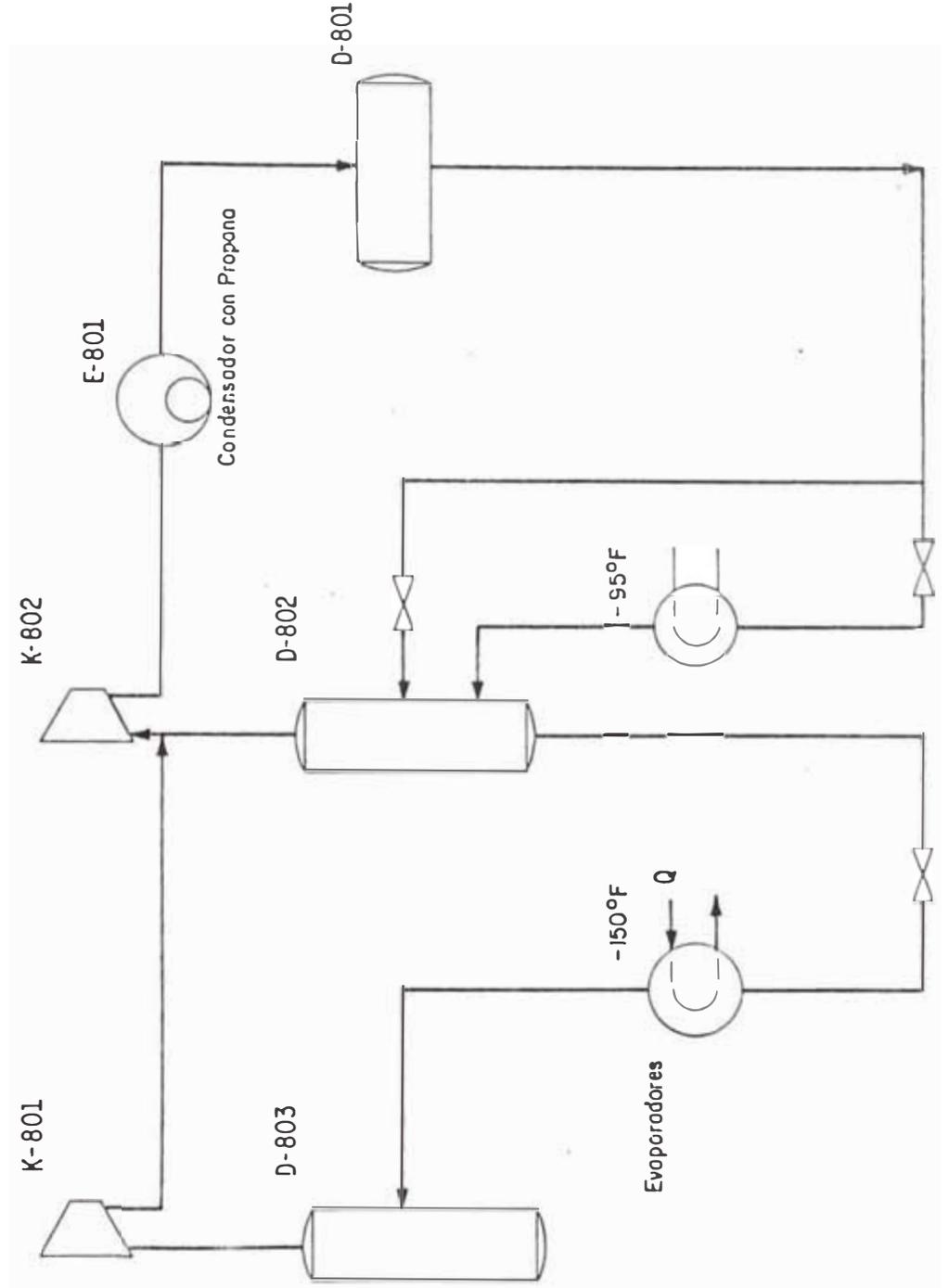


GRAFICO 412
PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR
SECCION DE REFRIGERACION CON ETILENO



CAPITULO 5
LOCALIZACION

5.1 Alternativas existentes

En este capítulo se evalúan dos zonas de posible localización : Lima y el área de Camisea. Ambas zonas se han preseleccionado tomando en cuenta cinco criterios básicos : suministro de materia prima, servicios auxiliares, cercanía a los centros de consumo, infraestructura y descentralización industrial.

Además se ha tenido en cuenta la construcción del gasoducto Camisea-Lima, considerado en el Proyecto Integral de Explotación del Gas de Camisea.

ZONA ALTERNATIVA

CRITERIOS PREDOMINANTES
DE SELECCION

A. LIMA

1. CERCANIA A LOS CENTROS DE CONSUMO
El consumo de derivados del etileno está centralizado en las principales ciudades de la Costa del país, especialmente en Lima.
2. INFRAESTRUCTURA
Lima, a consecuencia del amplio centralismo, cuenta con facilidades para el transporte marítimo , acceso de carreteras y construcción.
3. CERCANIA A LA DISTRIBUCION DE LA MATERIA PRIMA
Al concretarse la construcción del gasoducto Camisea-Lima, esta zona dispondrá de gas.

B. CAMISEA

1. CERCANIA A LA MATERIA PRIMA
La planta estará ubicada alrededor de los yacimientos de gas.

2. DESCENTRALIZACION

Este factor estaría apoyado por las políticas de descentralización industrial que tratan de implementarse.

3. INFRAECTRUCTURA

A raíz de la instalación de las plantas de procesamiento de gas , se contará con vías de acceso y facilidades básicas.

La evaluación se basa en dos aspectos. cualitativo y cuantitativo. El aspecto cualitativo se fundamenta en una opinión concreta sobre un determinado número de factores que influyen sobre el funcionamiento e instalación de una planta. Es un criterio subjetivo, pero no deja de ser un método rápido y eficaz de evaluación.

El aspecto cuantitativo toma en cuenta criterios económicos. Es decir, se centra en la determinación de los efectos que tendría la ubicación de la planta en alguna de las dos zonas alternativas sobre los costos de producción, además de costos de transporte para su distribución en todo el País.

Es por esto que en la tabla N° 6.3 se presenta un cuadro comparativo de los costos de producción de polietileno lineal de baja densidad en Camisea y Lima, así como los costos de distribución, lo que determinará finalmente el precio del producto en el mercado.

5.2 Evaluación de Factores

5.2.1 Cualitativos

La calificación de los factores influyentes sobre la ubicación de la planta se hará en base a la escala que presentamos a continuación :

- | | |
|---------------------|---|
| <i>1. Malo :</i> | <i>Totalmente desfavorable.</i> |
| <i>2. Regular :</i> | <i>Desfavorable, pero con muchas probabilidades de mejorar.</i> |

- 3. Bueno : Favorable, sin embargo pueden existir deficiencias.
- 4. Muy Bueno : Favorable, cumple ampliamente con los requerimientos.
- 5. Optimo : Es la mejor opción.

1. Materia Prima y Materiales

Tomando en consideración la materia prima, la zona de Camisea adquiere amplias ventajas sobre ubicaciones en el área de la Costa por su cercanía a los yacimientos de gas.

Sin embargo, en fases posteriores del Proyecto de Explotación del gas de Camisea se materializará la construcción del gasoducto Camisea-Lima, lo que favorecerá la zona de la Costa.

Con relación a las facilidades de aprovisionamiento de otros materiales e insumos como catalizadores, desecantes y aditivos, la zona de Camisea se encuentra en desventaja por la gran distancia desde la costa y la dificultad de la geografía del terreno.

Por lo tanto, asignamos :

	<u>M.Prima</u>	<u>Materiales</u>
- Camisea	4	2
- Lima	3	4

2. Mano de Obra

La planta de craqueo al vapor, de gran complejidad, con equipos que operan a temperaturas criogénicas requiere de personal altamente especializado en este campo para alcanzar factores de servicio adecuados (un mínimo de 335 días por año).

En Camisea, actualmente, no se cuenta con mano de obra calificada. Posteriormente como consecuencia de la instalación de las plantas de procesamiento se dispondrá de mano de obra especializada y de relativa experiencia.

En Lima, en cambio, la alta concentración de industrias ha generado mano de obra con experiencia en diferentes operaciones de producción,

por lo tanto será necesario la capacitación adicional en la operación de sistemas criogénicos.

Por lo tanto,

- Camisea 2
- Zona Lima 3

3. Energía Eléctrica

Ambas zonas presentan ciertas equivalencias en el abastecimiento de energía eléctrica.

La zona de Camisea no dispone actualmente de este recurso, pero se prevé la construcción de la termoeléctrica de Quillabamba por parte de Electroperú durante la 1° etapa del Proyecto Integral. Esto favorecería el panorama de abastecimiento energético en la zona.

En Lima, actualmente existe un gran déficit de este recurso debido al crecimiento desmesurado de la zona. Se prevé también la construcción de varias termoeléctricas destinadas a cubrir tal déficit, pero esto dependerá de la llegada del gasoducto a Lima.

Por lo tanto,

- Camisea 3
- Zona Lima 3

4. Suministro de Agua

En Lima existen limitaciones originadas por la gran demanda de la población que no dispone de este servicio. Además, no hay confiabilidad para el abastecimiento seguro de este servicio en la zona debido a la gran baja del nivel que los ríos presentan en ciertas épocas del año.

La zona de Camisea si dispone de inmensas cantidades de agua proveniente de ríos aledaños, pero se necesitarán construir facilidades adicionales para este servicio.

En Lima se requerirán también de facilidades adicionales para abastecer las necesidades de agua de diferente pureza.

Por lo tanto,

- Camisea	4
- Zona Lima	2

5. Transporte

Es uno de los factores más importantes para el buen funcionamiento de la planta, ya que es necesario llevar los productos terminados hacia los centros de consumo dentro de los plazos indicados. Por esto es necesario contar con las facilidades adecuadas tales como, puertos de exportación y vías de acceso por comunicación terrestre.

La zona de Camisea no cuenta actualmente con facilidades de transporte pesado de ningún tipo para los volúmenes de producción estimados. El proyecto integral de Camisea sólo considera la construcción de vías de acceso para el transporte del personal operativo, más no instalaciones de embarque para grandes volúmenes de productos sólidos, tales como pellets de polietileno.

La zona Lima dispone de grandes zonas de desembarque marítimo, además de grandes facilidades de vías de acceso.

Por lo tanto,

- Camisea	2
- Zona Lima	4

6. Terreno

Áreas cercanas al sur de la refinería La Pampilla cuentan con alrededor de 18 hectáreas de terreno plano, que no requerirán de nivelación excesiva. Diseños actuales de plantas tienden hacia la construcción sobre patines empaquetados, lo que reduce las necesidades de área. Se estima que hay suficiente área para la instalación de las plantas de Turboexpansión y Pirólisis. Las posibilidades de adquisición de dicho terreno también son favorables y la resistencia del suelo es adecuado.

En Camisea se dispone de zonas amplias, aunque no se conoce exactamente la resistencia del terreno. Se estima que existen dificultades por el terreno típico de selva alta y por ese motivo poco resistente.

Por lo tanto,

- Camisea 3
- Zona Lima 4

7. Efectos sobre el Medio Ambiente

La zona de Camisea es una área con muy poco grado de contaminación, por lo tanto será necesario mantener ese estado con el fin de preservar el habitat natural y ecológico.

La planta de craqueo al vapor, a causa de su complejidad, genera desechos. Debido a los diferentes tratamientos que se le hacen al gas es necesario utilizar aditivos o productos químicos tales como la soda empleada en el tratamiento caústico.

En Lima, debido a la congestión industrial ya existen zonas de alto grado de contaminación, especialmente de las aguas de mar por los desechos líquidos. Al ubicar las plantas en esta zona será necesario instalar sistemas de tratamiento de desechos a fin de no contribuir con la contaminación.

Por lo tanto,

- Camisea 2
- Zona Lima 2

8. Mercados

Lima presenta de lejos una gran ventaja con respecto a la comercialización y consumo de los productos en general, debido al alto grado de centralismo industrial generado en muchos años. Además se ve mucho más favorecida por encontrarse en la costa.

Camisea presenta muchas dificultades de comercialización y el desarrollo del mercado en la región es muy pobre.

Por lo tanto,

- Camisea 2
- Zona Lima 4

9. Equipamiento Urbano

En este factor se incluyen la disponibilidad de facilidades para vivienda, alimentación, educación y recreación en cada una de las alternativas.

Al igual que otras facilidades, Lima dispone ampliamente de esta infraestructura, mientras que en Camisea recién a partir del Proyecto Integral de Camisea se implementarán algunas de ellas.

Por lo tanto,

- Camisea	2
- Zona Lima	4

10. Facilidades de Construcción

La disponibilidad de materiales, mano de obra y equipo de construcción civil se deja en manos de compañías subcontratistas de la zona o áreas cercanas que cuenten con facilidades de construcción permanentes.

En la zona del Cusco no hay compañías que cuenten con equipo de construcción permanente, por lo que se deberá llevar equipo de una zona cercana o posiblemente de Lima.

Por lo tanto,

- Camisea	2
- Zona Lima	4

11. Vulnerabilidad de la Operación Normal

La operación normal de la planta puede verse afectada en mayor o menor grado por deficiencias en alguno de los siguientes puntos :

- Abastecimiento de Materia Prima
- Servicios Industriales*
- Despacho de Productos
- Servicios contraincendios
- Seguridad*

El diferente grado de interferencia se conoce como vulnerabilidad, y es con la que se estima el desempeño de la planta a lo largo de su vida útil.

9. Equipamiento Urbano

En este factor se incluyen la disponibilidad de facilidades para vivienda, alimentación, educación y recreación en cada una de las alternativas.

Al igual que otras facilidades, Lima dispone ampliamente de esta infraestructura, mientras que en Camisea recién a partir del Proyecto Integral de Camisea se implementarán algunas de ellas.

Por lo tanto,

- Camisea	2
- Zona Lima	4

10. Facilidades de Construcción

La disponibilidad de materiales, mano de obra y equipo de construcción civil se deja en manos de compañías subcontratistas de la zona o áreas cercanas que cuenten con facilidades de construcción permanentes.

En la zona del Cusco no hay compañías que cuenten con equipo de construcción permanente, por lo que se deberá llevar equipo de una zona cercana o posiblemente de Lima.

Por lo tanto,

- Camisea	2
- Zona Lima	4

11. Vulnerabilidad de la Operación Normal

La operación normal de la planta puede verse afectada en mayor o menor grado por deficiencias en alguno de los siguientes puntos

- Abastecimiento de Materia Prima
- Servicios Industriales
- Despacho de Productos
- Servicios contraincendios
- Seguridad

El diferente grado de interferencia se conoce como vulnerabilidad, y es con la que se estima el desempeño de la planta a lo largo de su vida útil.

Camisea presenta ventajas con respecto a Lima en el abastecimiento, servicios industriales y servicios contraincendios; aunque también existirían deficiencias en el despacho de productos. Con respecto a la seguridad es muy difícil de estimar en ambas alternativas.

Por lo tanto,

- Camisea 3*
- Zona Lima 3*

12. Efectos del Medio Ambiente

Camisea presenta un clima de mayor temperatura (35° C) y gran cantidad de lluvias. No es una zona de gran actividad sísmica, y tampoco presenta variaciones excesivas de temperatura a lo largo del año.

Lima presenta una temperatura ambiental más favorable, pero por otro lado mantiene un alto grado de humedad relativa. No existen muchas precipitaciones a lo largo del año por lo que es una zona desértica. Presenta un alto grado de salinidad, debido a la cercanía al mar y problemas de corrosión. Tiene un alto coeficiente sísmico para el diseño de plantas.

Por lo tanto,

- Camisea 3*
- Zona Lima 3*

13. Relaciones Económico-Industriales-Administrativas

Dentro de estas relaciones se toman en cuenta la presencia, en el lugar, de entidades bancarias, firmas comerciales, facilidades administrativas de trámite público y privado.

Camisea no cuenta con estas facilidades, por lo que el personal tendría que trasladarse a la Ciudad del Cusco.

Por lo tanto,

- Camisea 2*
- Zona Lima 4*

Tabla N° 5.1

DETERMINACION DEL PONDERADO FINAL

NOMBRE DEL FACTOR	Import. Relativa %	CAMISEA		LIMA	
		Ptos.	Ptos. Ponder.	Ptos.	Ptos. Ponder.
1. Materia Prima	10	4	0.40	3	0.30
Suministr. Mat.	5	2	0.10	4	0.20
2. Mano de Obra	12	2	0.24	3	0.36
3. Energía	9	3	0.27	3	0.27
4. Agua	9	4	0.36	2	0.18
5. Transporte	11	2	0.22	4	0.44
6. Terreno	3	3	0.09	4	0.12
7. Efectos sobre el M.	8	2	0.16	2	0.16
8. Mercados	9	2	0.18	4	0.36
9. Equipamiento Urb.	7	2	0.14	4	0.28
10. Facilidades de C.	4	2	0.08	4	0.16
11. Vulnerabilidad	7	3	0.21	3	0.21
12. Efectos del M.	4	3	0.12	3	0.12
13. Relac. Econ.-Ind.- -Financ.	2	2	0.02	4	0.08
TOTAL	100		2.59		3.24

El resultado total ponderado muestra que cualitativamente la zona de Lima presenta una ligera ventaja sobre el área de Camisea. Mientras que Lima alcanza los 3.24 puntos, la zona de Camisea sólo llega a los 2.59 puntos.

Es necesario volver a resaltar que esta calificación no contempla bajo ningún aspecto criterios de índole económico, y sólo se limita a la calificación de cualidades de una u otra zona.

5.2.2 Cuantitativos

La decisión final para la ubicación de la planta debe incluir el análisis de los costos de producción en ambas zonas, así como los fletes necesarios para su distribución en el mercado. El resultado de este análisis determinará la zona con menores precios de venta en el mercado y por lo tanto favorecerá su ubicación.

La tabla N° 5.2 muestra un resumen de los costos de producción de etileno : en Lima 250 \$/ton y en Camisea 235 \$/ton, favoreciendo a la zona del Cusco en 15 \$/ton. Este resultado no es concluyente, ya que el etileno no es el producto final siendo necesario convertirlo posteriormente en su polímero correspondiente, polietileno, el que será distribuido finalmente en el mercado.

Contrariamente a lo sucedido en la producción de etileno, el costo de producción de polietileno en Lima es de 720 \$/ton, mientras que en Camisea es de 790 \$/ton (Tabla N° 5.3). Adicionalmente, el costo por transporte incrementa aún más el precio de venta.

Los fletes para el transporte de sólidos se estiman en alrededor de 100 \$/Ton a la fecha (90 \$/Ton en Diciembre de 1988) siguiendo la ruta Camlsea-Matarani por tren y Luego Matarani-Lima por carretera.

5.3 Selección de Localización

Los resultados de los costos de producción y fletes, así como los factores cualitativos de localización muestran definitivamente que la mejor ubicación para el complejo petroquímico que utilice etano como materia prima es la zona de Lima.

TABLA 5.2

ESTIMADO DE LOS COSTOS DE PRODUCCION DE ETILENO

	ZONA LIMA		ZONA CUSCO	
	COSTO ANUAL MM US\$	COSTO PROD. \$/ton	COSTO ANUAL MM US\$	COSTO PROD. \$/ton
*COSTO DE MATERIA PRIMA				
ETANO 70 \$/ton (Lima)	16.38	91.00	8.19	45.50
35 \$/ton (Cusco)				
*COSTOS OPERATIVOS DIRECTOS				
MANO DE OBRA	0.34		0.39	
SUPERVISION	0.24		0.36	
DIRECCION	0.16		0.20	
	-----		-----	
	0.73	4.06	0.95	5.27
SERVICIOS				
- COMBUSTIBLE (2\$/MMBtu LHV)	2.55		1.91	
- ELECTRICIDAD (9c/KW-hr)	0.60		0.60	
- AGUA ENFR. (9c/1000 gal)	0.03		0.05	
- AGUA CALDER. (40c/1000 gal)	0.03		0.05	
	-----		-----	
Total Servicios	3.21	17.85	2.61	14.48
QUIMICOS Y CATALIZADORES	0.46		0.58	
MANTENIMIENTO (2% Inv.)	3.1		3.86	
Total Costos Oper. Direct.	7.51	41.71	7.99	44.40
*COSTOS OPERATIVOS INDIRECTOS				
GENERALES Y ADMINISTR. (1.5%)	2.325		2.895	
IMPUESTOS Y SEGUROS (2%)	3.1		3.86	
DEPRECIACION (10%)	15.5		19.3	
	-----		-----	
Total Costos Oper. Indirect.	20.925	116.25	26.055	144.75
*COSTO TOTAL DE PROD.	44.81	248.96	42.24	234.65

NOTA : LOS COSTOS OPERATIVOS DIRECTOS E INDIRECTOS HAN SIDO ESTIMADOS EN BASE A VALORES OBTENIDOS DE "ETHYLENE FROM NGL FEEDSTOCKS", DE HYDROCARBON PROCESSING (VER BIBLIOGRAFIA).

TABLA 5.3

ESTIMADO DE LOS COSTOS DE PRODUCCION DE POLIETILENO

	INVERSION			
	LIMA		CAMISEA	
Limite Bat.	44.3		53.16	
Offsites	21.8		26.16	
Capital Fijo T.	66.1		79.32	
	LIMA		CAMISEA	
	MM us\$	\$/ton	MM us\$	\$/ton
MATERIAS PRIMAS				
Etileno	56.41	470.11	56.41	470.11
Comonomero	14.63	121.88	19.01	158.44
SERVICIOS	2.59		2.86	
Costos Variables T.	73.63	613.60	78.28	652.34
M.O. OPERATIVA	1.04		1.56	
M.O. MANTENIMIENTO	0.44		0.80	
M.O. CONTROL Y LAB	0.21		0.47	
Total M.O. Directa	1.69	14.12	2.83	23.60
MATER. DE MANTEN.	0.44	3.69	0.53	4.43
ABAST. OPERATIVO	0.10	0.87	0.16	1.30
DIRECCION	1.36	11.30	2.27	18.88
IMP. Y SEGUROS	1.32	11.02	1.59	13.22
DEPRECIACION	6.61	55.08	7.93	66.10
GASTOS GEN.& ADMIN	1.32	11.02	1.59	13.22
COSTOS TOTALES DE PROD.	86.48	720.70	95.17	793.09
FLETES				90.00
PRECIO EN EL MERCADO		720.70		883.09

NOTA 1 : EL PRECIO DEL ETILENO EN CAMISEA HA SIDO CONSIDERADO IGUAL AL DE LIMA, DEBIDO A QUE DE LO CONTRARIO LA MAYOR INVERSION EN CAMISEA OCASIONARIA UNA POBRE RENTABILIDAD

NOTA 2 : LOS VALORES DE COSTOS OPERATIVOS HAN SIDO ESTIMADOS EN BASE A INFORMACION PROPORCIONADA POR "PHILLIPS PETROLEUM CO."

CAPITULO 6
INVERSION

La inversiones totales para las plantas de Turboexpansión y Craqueo al vapor se han estimado en 72 y 213 MM US\$ de 1989 para el caso de Camisea, y en 49 y 170 MM US\$ de 1989 para el caso de Lima. Todas las inversiones incluyen facilidades adicionales de servicios. El resumen de inversiones que se muestra a continuación se considera como el Caso Base :

Tabla N° 6.1
RESUMEN DE INVERSIONES
(MM US\$ de 1989)

	ZONA LIMA			ZONA CAMISEA		
	C.Fijo	C.Trab.	Total	C.Fijo	C.Trab.	Total
Turboexpansión	48.77		48.77	71.39		71.39
Craqueo al V.	154.63	15.46	170.09	193.29	19.33	212.62
TOTAL	203.40	15.46	218.86	264.68	19.33	284.01

6.1 Consideraciones Generales

Todas las inversiones de capital se han estimado tomando como base el último trimestre del año 1989. El estimado de inversiones ha sido obtenido con la ayuda de los manuales : "Petroleos del Perú Estimating Manual"-C.E. Lummus-1985, "Process Equipment Costs"-Richardson Engineering Services-1988 , e información adicional proporcionada por Petrobras.

Adicionalmente se ha tomado en consideración los siguientes factores :

- Transporte del equipo por barco desde la Costa del Golfo hasta nuestra costa (Lima o Matarani).
- Transporte del equipo por tren, desde Matarani hasta el Cusco, para el caso de Camisea.
- No existen muchas dificultades de accesibilidad en el terreno, y no es necesario una excesiva remoción de tierras para la instalación.

- Se han incluido todas las facilidades para el control y análisis de los productos.
- Todo el equipo necesario para el sistema de vapor está también incluido.
- Cargas iniciales de catalizadores, desecantes y productos químicos.
- Facilidades auxiliares, como bombas de agua, sistemas de desechos y almacenamiento están también consideradas.

En las plantas de Turboexpansión no se ha considerado Capital de Trabajo, ya que se estima que su magnitud es despreciable. Es decir, los inventarios de materia prima, productos en proceso y productos terminados no comprometen capital fresco debido a que serán originados por la producción del proyecto.

El Capital de Trabajo, en el caso de la planta de craqueo al vapor, no excederá del 10% de la inversión de capital fijo, considerando stocks de refrigerantes, aditivos para prevenir la corrosión, catalizadores, desecantes sólidos, etc.

La fase de construcción del complejo ha sido estimada en 2 años. Durante el primer año, se ha considerado un desembolso del 60% de la inversión de capital fijo, mientras que el 40% restante se ejecutará durante el segundo año.

6.2 Inversiones Desagregadas

La inversión de capital fijo está constituida de la siguiente manera :

Costos Directos

- Equipos de Proceso
- Mano de Obra para equipos de proceso
- Materiales de Proceso
 - Subestructuras Civiles
 - Tuberias y Ductos
 - Edificaciones
 - Material estructural (Acero)
 - Instrumentación
 - Materiales Eléctricos
- Mano de Obra para Materiales de Proceso
 - Subestructuras Civiles
 - Tuberias y Ductos
 - Edificaciones

- *Material Estructural (Acero)*
- *Instrumentación*
- *Materiales Eléctricos*
- *Subcontratos*
 - *Aislamiento*
 - *Equipos Contraincendio*
 - *Pintura*

Costos Indirectos

- *Pruebas de Arranque*
- *Beneficios Adicionales de Mano de Obra*
- *Obras Civiles Generales*
 - Operaciones y Construcc. Temporales*
 - *Viajes y Subsistencias*
 - *Impuestos y Seguros*
 - *Supervisión de la Construcción*
- *Gastos de Administración*
 - *Ingeniería*
 - *Diseño*
 - *Contabilidad e Ingeniería de Costos*
 - *Comunicaciones*
 - Supervisión*
 - *Viajes y Subsistencias*
 - *Compras*

Los valores de cada uno de los rubros principales se pueden observar en las tablas N° 6.2 , 6.3 , 6.4 y 6.5 .

TABLA 6.2
 DETALLES DE LA INVERSION DE CAPITAL FIJO
 PLANTA DE TURBOEXPANSION EN CAMISEA
 (MM US\$ de 1989)

COSTOS DIRECTOS	Material	Mano de Obra	TOTAL
EQUIPOS	24.65	1.23	25.88
C. Civil	0.69	1.04	1.73
Tuberias	6.16	3.70	9.86
Edificios	0.49	0.25	0.74
Estruct. Metal.	0.42	0.25	0.67
Instrumentos	2.36	0.39	2.76
Aislamiento	0.94	1.41	2.34
Equipo Contrainc.	0.10	0.07	0.17
Electricidad	0.74	0.37	1.11
Pintura	0.13	0.30	0.43
COSTO DIRECTO TOTAL	36.68	8.99	45.68
COSTOS INDIRECTOS			
Pruebas de Arranque			0.39
Beneficios + Mano de Obra			4.36
Obras Civiles Generales			7.23
Costos de Administr.			7.23
COSTO INDIRECTO TOTAL			19.23
CONTINGENCIAS			6.49
INVERSION TOTAL			71.39
MONEDA NACIONAL			24.99
MONEDA EXTRANJERA			46.41

TABLA 6.3
 DETALLES DE LA INVERSION DE CAPITAL FIJO
 PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR EN CAMISEA
 (MM US\$ de 1989)

COSTOS DIRECTOS	Material	Mano de Obra	TOTAL
EQUIPOS	57.98	2.78	60.76
C. Civil	5.17	6.77	11.94
Tuberias	19.86	10.96	30.82
Edificios	1.40	1.18	2.58
Estruct. Metal.	2.31	0.83	3.14
Instrumentos	5.55	0.83	6.38
Aislamiento	2.20	3.30	5.51
Equipo Contrainc.	0.24	0.16	0.40
Electricidad	4.17	3.94	8.12
Pintura	0.25	0.58	0.83
COSTO DIRECTO			
TOTAL	99.14	31.35	130.49
COSTOS INDIRECTOS			
- Pruebas de Arranque			0.93
- Beneficios + Mano de Obra			10.26
- Obras Civiles Generales			17.02
- Costos de Administr.			17.02
COSTO INDIRECTO			
TOTAL			45.22
CONTINGENCIAS			17.57
INVERSION TOTAL			193.29
MONEDA NACIONAL			67.65
MONEDA EXTRANJERA			125.64

TABLA 6.4
 DETALLES DE LA INVERSION DE CAPITAL FIJO
 PLANTA DE TURBOEXPANSION EN LIMA
 (MM US\$ de 1989)

COSTOS DIRECTOS	Material	Mano de Obra	TOTAL
EQUIPOS	16.84	0.84	17.68
C. Civil	0.47	0.71	1.18
Tuberias	4.21	2.53	6.74
Edificios	0.34	0.17	0.51
Estruct. Metal.	0.29	0.17	0.45
Instrumentos	1.61	0.27	1.88
Aislamiento	0.64	0.96	1.60
Equipo Contrainc.	0.07	0.05	0.12
Electricidad	0.51	0.25	0.76
Pintura	0.09	0.20	0.29
<hr/>			
COSTO DIRECTO			
TOTAL	25.06	6.14	31.20
<hr/>			
COSTOS INDIRECTOS			
Pruebas de Arranque			0.27
Beneficios + Mano de Obra			2.98
Obras Civiles Generales			4.94
Costos de Administr.			4.94
<hr/>			
COSTO INDIRECTO			
TOTAL			13.14
<hr/>			
CONTINGENCIAS			4.43
<hr/>			
INVERSION TOTAL			48.77
<hr/>			
MONEDA NACIONAL			17.07
<hr/>			
MONEDA EXTRANJERA			31.70
<hr/>			

TABLA 6.5
 DETALLES DE LA INVERSION DE CAPITAL FIJO
 PLANTA DE CRAQUEO AL VAPOR EN LIMA
 (MM US\$ de 1989)

COSTOS DIRECTOS	Material	Mano de Obra	TOTAL
EQUIPOS	46.38	2.23	48.61
C. Civil	4.14	5.42	9.56
Tuberias	15.89	8.77	24.66
Edificios	1.12	0.95	2.06
Estruct. Metal.	1.85	0.66	2.51
Instrumentos	4.44	0.66	5.11
Aislamiento	1.76	2.64	4.41
Equipo Contrainc.	0.19	0.13	0.32
Electricidad	3.34	3.15	6.49
Pintura	0.20	0.46	0.66
<hr/>			
COSTO DIRECTO			
TOTAL	79.31	25.08	104.39
<hr/>			
COSTOS INDIRECTOS			
- Pruebas de Arranque			0.74
- Beneficios + Mano de Obra			8.21
- Obras Civiles Generales			13.61
- Costos de Administr.			13.61
<hr/>			
COSTO INDIRECTO			
TOTAL			36.18
<hr/>			
CONTINGENCIAS			14.06
<hr/>			
INVERSION TOTAL			154.63
<hr/>			
MONEDA NACIONAL			54.12
<hr/>			
MONEDA EXTRANJERA			100.51
<hr/>			

CAPITULO 7
ESTUDIO DE LOS INGRESOS
Y EGRESOS ANUALES

7.1 Consideraciones Generales

Los ingresos están constituidos por la valoración de los volúmenes anuales de producción y en los egresos se considera los costos de producción directos e indirectos.

Los volúmenes de producción se han determinado considerando que la planta mantendrá un factor de operatividad del 95%, característico en este tipo de plantas.

Los costos de productos y materias primas aquí considerados son los del Caso Base. En el capítulo 9 se evaluará la influencia de la inversión, los costos operativos y los precios sobre el Caso Base. En las plantas ubicadas en Camisea se ha tratado de mantener menores precios de los productos finales hasta donde la rentabilidad lo permita,

7.2 Ingresos

Planta de Turboexpansión

En la planta de procesamiento se producirá : Etano, GLP, y Gasolina Natural. El gas natural, desde el punto de vista de los ingresos, es considerado como "portador" debido a que, luego de extraerle los productos de interés (C_2^+) será devuelto a sus consumidores.

A nivel mundial, el etano puede variar mucho de precio dependiendo de la zona de producción. Teniendo en cuenta el factor de penetración en el mercado internacional, es necesario considerar precios bajos para esta materia prima. Se estima en 70 US\$/ton para la zona de Lima y 35 US\$/ton para Camisea.

El GLP y la gasolina natural se valorizan por separado, aunque en el diseño no se han incluido sistemas de fraccionamiento para producirlos separadamente. Por este motivo, bajo una perspectiva conservadora, los precios se estiman en 9 US\$/BI para el GLP y 12 US\$/BI para la gasolina

en Lima, mientras que 6 US\$/BI y 9 US\$/BI para los mismos productos en Camisea.

En el caso de la planta de Turboexpansión en Camisea, se estima que la mitad del gas residual se enviará por ducto hacia Lima y el resto será reinyectado. Los precios para el gas natural y el gas residual han sido considerados iguales, con el objeto de distinguir la influencia del etano sobre los ingresos.

Un valor estimado para el gas residual es de 1.4 us\$/MPC en Lima, mientras que en Camisea se estima en 0.6 us\$/MPC.

Planta de Producción de Etileno

La planta de craqueo al vapor sólo producirá etileno y una pequeña fracción de C₃⁺ que representa menos del 5% de los ingresos totales.

Los otros productos tales como gas residual y gas rico en hidrógeno serán consumidos dentro de la planta, como combustible y parte en el sistema de hidrogenación catalítica.

Para ambos casos, se ha estimado que esta planta arrancará al 70% de su capacidad instalada, incrementando su producción en los años posteriores hasta alcanzar el 100% al cuarto año. Manteniéndose en este nivel durante toda la vida del proyecto.

El precio del etileno en Lima se estima en 490 US\$/ton, teniendo en cuenta valores internacionales, así como la necesidad de incentivos a la Petroquímica final. La tendencia en los años futuros es a incrementar su precio, lo que contribuiría con los ingresos del proyecto.

Aunque el precio del etileno en Camisea debería ser menor, con el objeto de favorecer la Petroquímica final en la zona, esto no es posible (498 US\$/ton). Los mayores costos operativos e inversión afectan negativamente la rentabilidad haciendo imposible menores precios.

7.3 Egresos

Planta de Turboexpansión

Los costos operativos considerados cubren los requerimientos de mano de obra, servicios, mantenimiento, seguros, impuestos y de administración general.

Han sido estimados en 5% de la Inversión de Capital fijo, considerando que es un estandar internacional para proyectos de producción industrial.

La depreciación de la Inversión de Capital fijo se ha considerado lineal en un período de 10 años.

La diferencia de volúmenes entre el gas natural (ingreso) y el gas residual (salida) originan un flujo negativo de caja del orden de 7.75 MM US\$ para Camisea y 10.5 MM US\$ para Lima. Este costo representa el pago por concepto del procesamiento del gas.

Planta de Producción de Etileno

En el caso de esta planta los costos operativos han sido determinados con mayor detalle. Se han distribuido en costos operativos directos e indirectos.

Costos Operativos Directos :

a) Mano de Obra, Supervisión y Dirección .-

Se estima que los requerimientos de mano de obra para el proyecto son de aproximadamente 24 hombres por turno.

La supervisión del área operativa ha sido estimada en 3 jefes de guardia, mas uno adicional que permita la rotación.

La dirección se estima como el 27% de la suma entre la mano de obra total y la supervisión.

b) Servicios .-

Los requerimientos de servicios para la planta tales como combustible, electricidad, agua de enfriamiento y agua para

calderas representan anualmente en conjunto alrededor del 2% de la inversión de capital fijo.

c) Mantenimiento .-

Los costos anuales de mantenimiento han sido estimados en 2% de la inversión de capital fijo, durante la vida del proyecto.

En general los costos operativos directos representan anualmente el 5% de la inversión de capital fijo.

Costos Operativos Indirectos

a) Gastos generales y administrativos .-

Están considerados los rubros de manejo de recursos humanos, contabilidad, logística, etc.

Representan el 1.5% de la inversión de capital fijo.

b) Impuestos y Seguros .-

Los gastos por impuestos locales y seguros se estiman en 2% de la inversión de capital fijo.

En general los costos operativos indirectos representan el 3.5% de la inversión de capital fijo.

Finalmente, los costos operativos directos e indirectos suman el 8.5% de la inversión de capital fijo.

La depreciación ha sido estimada en 10% de la inversión de capital fijo considerando la constante variación de tecnología en esta industria.

En las tablas 7.1, 7.2, 7.3 y 7.4 se muestran los ingresos y egresos en detalle por cada planta, así como por su ubicación.

CAPITULO 8
EVALUACION Y JUSTIFICACION ECONOMICA

La evaluación económica se ha realizado para el Caso Base a nivel Empresa y a nivel País en moneda constante (dolares US de 1989), siguiendo las pautas y lineamientos generales de las "Normas para Elaborar y Evaluar Proyectos de Inversión " adoptados por el departamento de planeamiento corporativo de Petroperú.

Se ha empleado una tasa de actualización de 15% para la determinación del VAN.

Tabla 8.1
RESUMEN DE LA EVALUACION ECONOMICA
POR PLANTAS

	TIR (%)	VAN(15%) (MM US\$ de 1989)	PAY OUT (años)
	-----	-----	-----
<i>Ubicación : Camisea</i>			
<i>Turboexpansión</i>	15.2	0.72	9.8
<i>Craqueo al Vapor</i>	15.0	0.00	10.0
<i>Ubicación : Lima</i>			
<i>Turboexpansión</i>	18.1	6.60	7.8
<i>Craqueo al Vapor</i>	17.1	16.44	8.3

En la tabla N° 8.1 se muestra un resumen de la evaluación económica para ambas ubicaciones.

El resultado de la evaluación económica a nivel empresa para la ubicación en Camisea arroja un TIR de 15.2% y un VAN de 0.72 MM US\$ para la planta de Turboexpansión, mientras que para la planta de Craqueo al Vapor los valores son de 15.0% y 0.00 MM US\$ (Ver Tablas N° 8.2 y 8.3). Esto nos demuestra la pobre rentabilidad de ambas plantas en la zona, debido básicamente a mayores inversiones. Además, el precio mínimo de 498 US\$/ton para el etileno, desfavorece enormemente la instalación de plantas de Petroquímica final.

Los resultados a nivel empresa para el caso de ubicación en Lima (Ver Tablas 8.4 y 8.5) nos dan un TIR de 18.1% y un VAN de 6.60 MM US\$ para la planta de Turboexpansión, así como 17.1% y 16.44 MM US\$ para la planta de Craqueo al Vapor. Las rentabilidades se encuentran dentro de los límites aceptables, considerando además, que los precios de los productos finales han sido estimados bajo una perspectiva conservadora.

En las tablas 8.6 y 8.7 se ha efectuado la evaluación del complejo integrado (Plantas de Turboexpansión y Craqueo al Vapor) a nivel país en las ubicaciones de Camisea y Lima, respectivamente. Los resultados arrojan un TIR de 21.0% y un VAN de 119.15 MM US\$ en Camlsea, mientras que para Lima el TIR es 23.9% y el VAN de 129.74 MM US\$. Esto demuestra una ligera ventaja para Lima a nivel país. El pay-out es de 5 años 1 mes en Lima y de 5 años 10 meses en Camisea.

De acuerdo a los resultados obtenidos, este proyecto, únicamente en el caso de Lima demuestra que cumple con los criterios de PETROPERU con un VAN a nivel empresa por encima de cero a una tasa de actualización del 15%. Igualmente, el pay out a nivel empresa (5 años) nos muestra un período razonable para reembolsar el capital invertido.

CAPITULO 9 SENSIBILIDAD DEL PROYECTO

El estudio de sensibilidad ha sido realizado tomando la evaluación económica a nivel empresa de las dos plantas en conjunto (Turboexpansión y Craqueo al Vapor) como proyecto integrado. La única ubicación considerada en este capítulo es la de Lima, teniendo en cuenta sus ventajas económicas.

9.1 Sensibilidad a los Ingresos

El proyecto integrado puede soportar una disminución en sus ingresos de hasta 3.9% manteniendo un VAN por encima de cero (Ver tabla 9.1).

La variación de los ingresos es la que origina la más alta sensibilidad al Proyecto. Sólo un incremento en los ingresos del 5%, origina que el VAN se incremente en 130% .

9.2 Sensibilidad a los Egresos

Con incrementos en los egresos del orden de 4.8%, el VAN logra mantenerse aún por encima de cero, haciendo aún justificable el proyecto (Ver Tabla 9.2).

La variación de los egresos en (+/-) 5% origina una variación en el VAN de (+/-) 100% .

9.3 Sensibilidad a la Inversión

La inversión es la que menos sensibilidad origina al proyecto. Un incremento de la inversión total en 11% deja aún un pequeño margen para la justificación del proyecto (Ver Tabla 9.3).

La variación de la inversión en (+/-) 5% origina una variación en el VAN de (+/-) 45% .

Tabla 9.1
SENSIBILIDAD A LOS INGRESOS

INGRESOS	TIR (%)	VAN(15%) (MM US\$ 1989)	PAY-OUT (años)
+10%	23.0	83.98	5.9
+5%	20.2	53.51	7.0
0%	17.3	23.04	8.5
-5%	14.2	-7.43	>10
-10%	10.9	-37.90	>10

Tabla 9.2
SENSIBILIDAD A LOS EGRESOS

EGRESOS	TIR (%)	VAN(15%) (MM US\$ 1989)	PAY-OUT (años)

+10%	12.5	-24.19	>10
+5%	14.9	-0.58	10.0
0%	17.3	23.04	8.5
-5%	19.6	46.65	7.2
-10%	21.8	70.26	6.3

Tabla 9.3
SENSIBILIDAD A LA INVERSION

INVERSION	TIR (%)	VAN(15%) (MM US\$ 1989)	PAY-OUT (años)
-----	-----	-----	-----
+20%	13.4	-18.21	>10
+10%	15.2	2.41	9.8
0%	17.3	23.04	8.5
-10%	18.5	33.35	7.8
-20%	19.7	43.66	7.1

FIGURA 9.1
SENSIBILIDAD A LOS INGRESOS

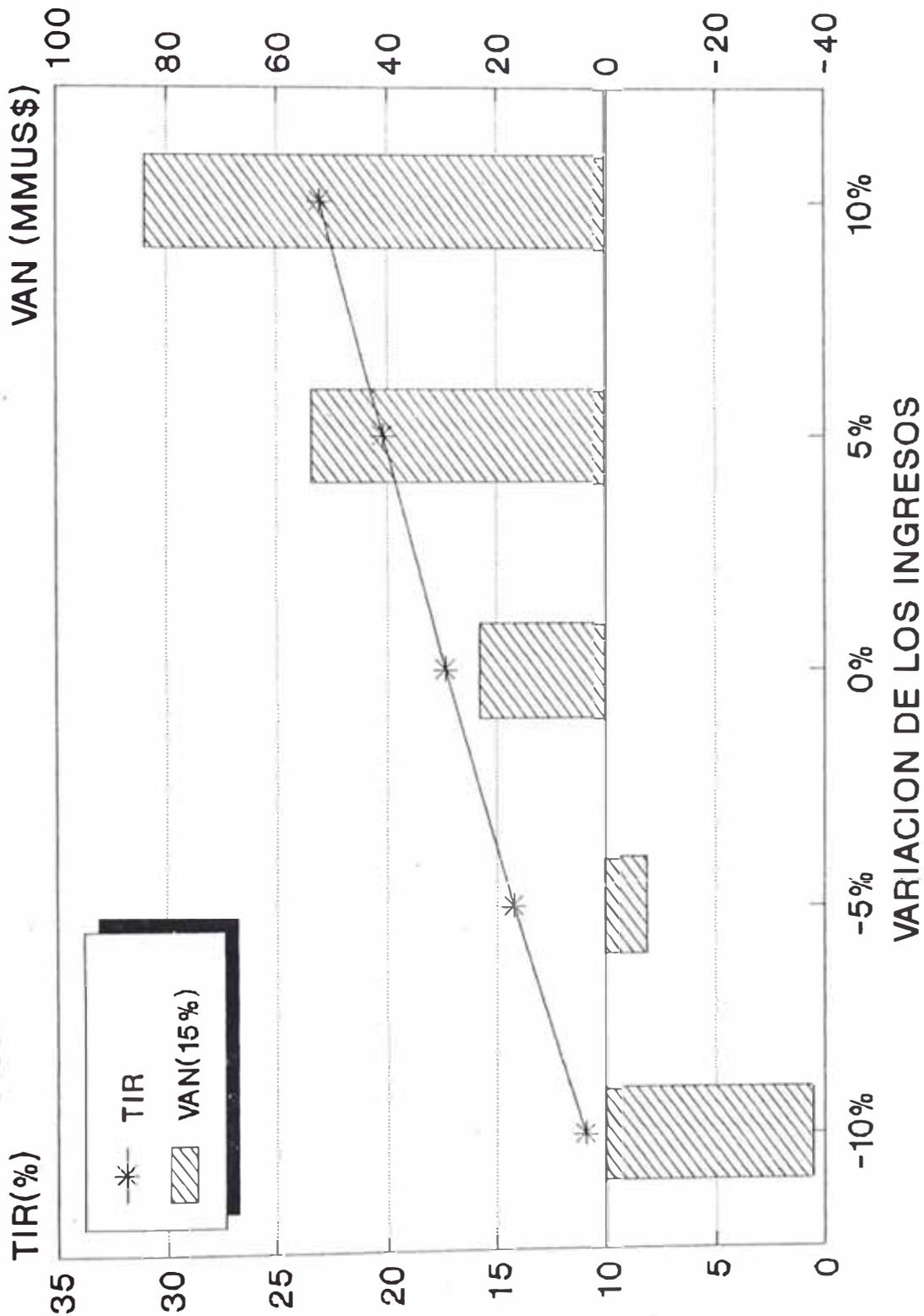


FIGURA 9.2
SENSIBILIDAD A LOS EGRESOS

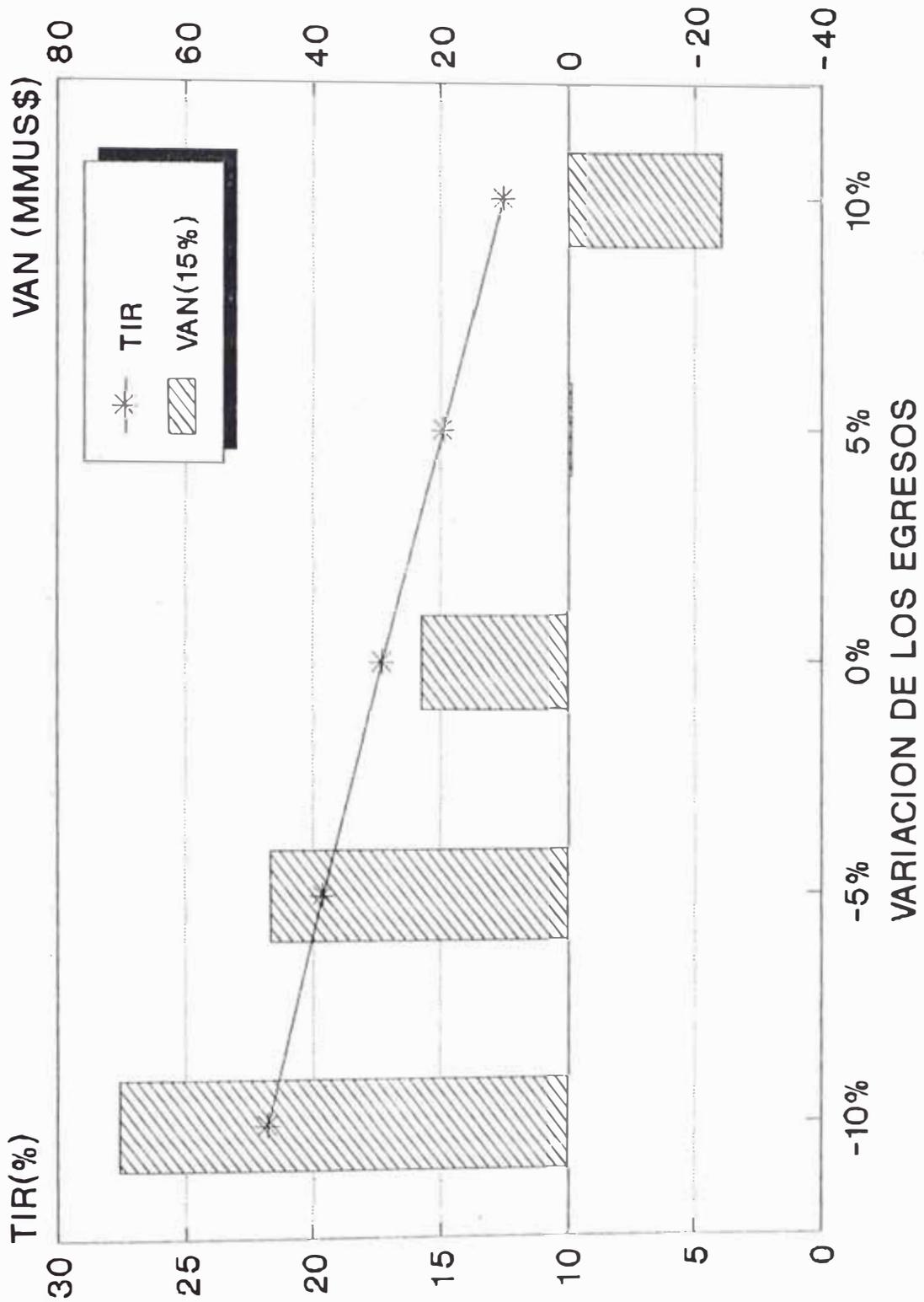
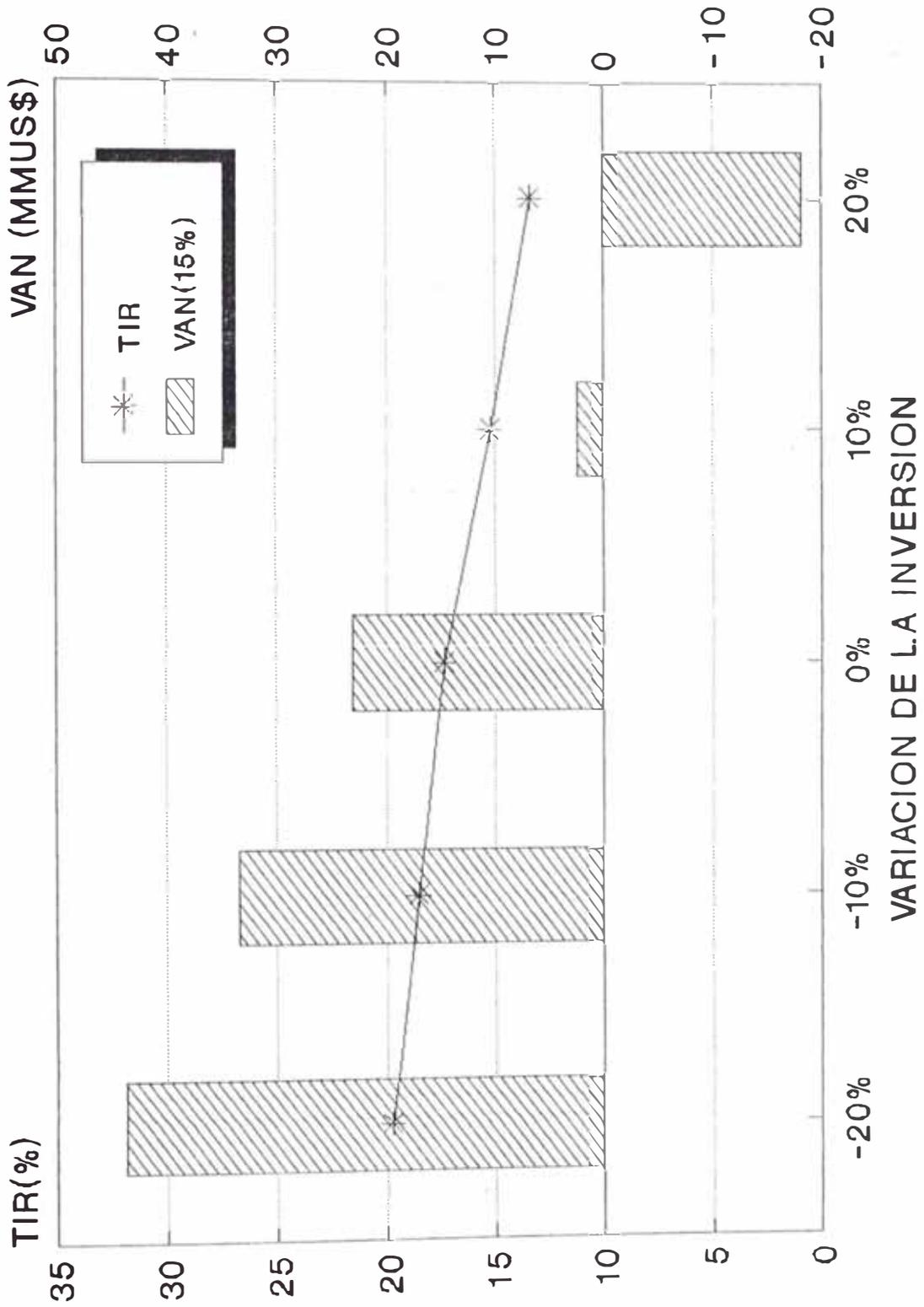


FIGURA 9.3
SENSIBILIDAD A LA INVERSION



CAPITULO 10
EVALUACION FINANCIERA

BASES DE LA EVALUACION

- Depreciación			10 años (lineal)
- Costo Operativo	(1)	:	5% Inversión Fija
	(2)	:	8.5% Inversión Fija
- Financiamiento		:	60% Inversión Total
- Amortización		:	10 años
- Período de gracia		:	2 años
- Interés del Financiamiento		:	8% anual
- Impuestos			35%
Notas :	(1)	Planta de Turboexpansión	
	(2)	Planta de Pirólisis	

La evaluación financiera del Caso Base ha sido realizada a nivel empresa. El Capital de Trabajo está íntegramente a cargo del país. El resumen de los resultados se muestran en la siguiente tabla :

Tabla N° 10.1
RESUMEN DE EVALUACION FINANCIERA

	NIVEL EMPRESA

TIR (%)	25.7
VAN(15%) MM US\$ de 1989	58.3
PAY-OUT (años)	5.4

La tabla N° 10.2 presenta información en detalle sobre la evaluación financiera. El efecto del financiamiento permite consolidar la justificación del proyecto.

Se ha considerado 100% de financiamiento externo con capital proveniente de Organismos Internacionales de crédito.

BALANCE DE DIVISAS

En la tabla 10.3 se muestra los resultados del balance de divisas. A los 12 años de iniciado el proyecto se habrá generado un saldo positivo total de 570 MM US\$ de 1989. Las consideraciones hechas se detallan a continuación :

INGRESOS

Aportes Cap. Externo : Es la inversión extranjera que ingresará al país, para financiar parte del proyecto.

Ahorros por sustitución: Es el ahorro de divisas que se tendría como consecuencia de la producción interna. Se ha considerado que el complejo iniciará sus operaciones al 70% de su capacidad, para alcanzar al 4° año de operación el 100%.

EGRESOS :

Mater. y Maq. Import. : Se genera por concepto de la compra de los materiales y equipos importados necesarios para la construcción del complejo.

Gastos pre-operativos : Son los gastos por concepto de servicios diversos del extranjero que se generan durante la construcción del complejo.

Amortización : Amortización del préstamo.

Gastos Operativos : Se ha considerado que el 50% de los gastos operativos serán provenientes del exterior.

Gastos financieros : Intereses de la deuda.

11. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

GENERALES

El estudio demuestra la factibilidad técnica y económica para la producción de etileno en el país, a partir del etano contenido en el gas natural de Camisea. La realización de este proyecto permitirá sustituir las importaciones de resinas plásticas originando un saldo positivo de divisas; además favorecerá a otros sectores industriales, generando empleos directos e indirectos.

1. MERCADO :

1.1 Los polietilenos y el policloruro de vinilo serán los principales destinos de la producción de etileno en nuestro país, de concretarse el Proyecto Petroquímico.

1.2 El 90% del mercado interno de productos petroquímicos se encuentra en las grandes ciudades de la costa. De ellas, alrededor del 50% de todo el mercado se encuentra en la ciudad de Lima.

1.3 La demanda de los derivados del etileno en nuestro país está intimamente ligada a las facilidades de importación (variables de mercado externo) y no a la capacidad de consumo de nuestra población y necesidades de otras industrias que requieran el producto para una gran variedad de aplicaciones.

1.4 La subregión del Grupo Andino no es autosuficiente en los derivados del etileno ya que en 1986 se tenía un déficit de 70,000 ton de PEAD, 50,000 ton de PEBD y 40,000 ton de PVC.

Entre los tres primeros productores en la región Latino Americana, Brasil ha sido el país que ha mantenido el mayor crecimiento de su demanda, seguido de cerca por México, mientras que Argentina no ha mostrado aún crecimientos considerables.

Japón es el único, entre los países desarrollados que ha decidido no incrementar su capacidad instalada, por lo que se constituirá en un mercado atractivo.

2. UBICACION :

2.1 La ubicación más beneficiosa para el proyecto es la zona de Lima, ya que aprovechará la infraestructura (gasoducto) del Proyecto Integral para obtener la materia prima a precios marginales. Además esta zona cuenta con facilidades portuarias haciendo más económica la distribución del producto, y tiene mayor accesibilidad para la instalación de la planta, originando con esto menores inversiones por transporte de equipos y servicios de supervisión e ingeniería.

3. CAPACIDAD :

3.1 La capacidad de diseño de la planta de Craqueo al V. es de 180,000 toneladas métricas por año de etileno grado poímero, iniciando las operaciones al 70% de su capacidad instalada. Según el modelo de pronóstico empleado, la demanda media total de derivados del etileno (PEAD, PEBD y PVC) en el año 2000 será de 125,000 TM/Año.

La planta de turboexpansión tendrá una capacidad de procesamiento de 240 MMPCD de gas natural, y producirá 20 MMPCD de etano al 98% de pureza.

4. TECNOLOGIA :

4.1 El procesamiento por turboexpansión, garantiza una eficiencia mínima del 85% para la recuperación de etano del gas natural de Camisea. Actualmente existen plantas en operación con tecnología comprobada en países Latinoamericanos como Argentina, Bolivia, México y Venezuela.

4.2 El craqueo al vapor del etano genera un rendimiento neto del 80% en etileno, utilizando adicionalmente operaciones unitarias convencionales para la obtención de un producto al 99.95% de pureza. La economía del proceso se halla por el lado de: materiales de fabricación, número de equipos y dispositivos de ahorro de energía. En Latinoamérica existe tecnología comprobada en Argentina, Brasil, Colombia, México y Venezuela.

4.3 El simulador de procesos CHEMCAD, elaborado por COADE Engineering Software/McGraw-Hill, en poder de PETROPERU, resulta de vital importancia para el diseño de ambas plantas. Los requerimientos de energía y balances de materia, obtenidos con ayuda del simulador son de confiabilidad comprobada para el diseño.

5. ECONOMICO-FINANCIERA :

5.1 La inversión total para la ubicación de ambas plantas en Lima es de 219 MM US\$ de 1989, distribuyéndose en 49 MM para la planta de Turboexpansión y 170 MM para la planta de Craqueo al Vapor.

A nivel país el complejo integrado arroja una tasa interna de retorno de 23.7%, con un VAN(15%) de 125 MM US\$ de 1989 y un pay-out de 5 años 1 mes, lo que demuestra las bondades del proyecto.

A nivel empresa se obtiene un TIR igual a 17.3%, un VAN(15%) de 23 MM US\$ de 1989 y 7 años 6 meses de pay-out.

El análisis de sensibilidad determina que la variable de ingresos origina la mayor variación sobre la rentabilidad del proyecto. Esto significa que un pequeño incremento en los precios del etileno y GLP, favorecerían ampliamente la rentabilidad del proyecto.

Un financiamiento del 60% de la inversión total del Proyecto origina un TIR igual a 25.7%, VAN(15%) de 58.2 MM US\$ de 1989 y un pay-out de 4 años 6 meses.

RECOMENDACIONES

1. MERCADO :

1.1 Evaluar con mayor profundidad el patrón de aplicaciones del etileno en la Petroquímica Final con el objeto de confirmar o descartar mercados adicionales.

1.2 Incentivar el consumo de productos plásticos en otras regiones del país fuera de Lima, de concretarse el Proyecto Petroquímico.

1.3 Eliminar los factores que dificultan la importación de productos plásticos(esp. polietilenos y policloruro de vinilo) para favorecer el crecimiento del mercado, como etapa previa a la realización del Proyecto.

1.4 Evaluar, en la presente década, la construcción de nuevas plantas petroquímicas en el grupo Andino y la región Latinoamericana con el objeto de confirmar el crecimiento o la eliminación de déficits. Continuar evaluando la evolución de la demanda en la región asiática.

2. UBICACION :

2.1 Continuar con un estudio de localización más profundo en el área de Lima y lugares próximos. Las posibles ubicaciones a considerar deberán contar con abastecimiento seguro de gas, cercanía al gasoducto troncal o ramales norte y sur, que permitan obtener un mínimo de 20 MMPCD de etano al 98% .

3. CAPACIDAD :

3.1 Evaluar continuamente la evolución de la demanda interna de polietileno y policloruro de vinilo, con el propósito de mejorar los pronósticos. De esta manera se logrará definir una capacidad de planta más acorde a la realidad.

4. TECNOLOGIA :

4.1 Mantener en permanente actualización la evolución de la tecnología de procesamiento de gas y pirólisis de etano.

5. ECONOMICO-FINANCIERA :

5.1 Llevar a cabo una optimización de costos operativos, con el objeto de mantener una competitividad a nivel internacional de concretarse el Proyecto.

12. BIBLIOGRAFIA

- ABIQUIM, "Anuário da Indústria Química Brasileira 1988", São Paulo 1989.
- Albright Lyle, "Pyrolysis : Theory and Industrial Practice", 1983.
- Albright-Mc Connell, "Thermal Hydrocarbon Chemistry", American Chemical Society, Washington D.C. 1979.
- ARPEL, "La Industria Petroquímica bajo Petroleos de Venezuela, Estado Actual y Desarrollo Futuro", 1986.
- ARPEL, "XVI Reunión a Nivel de Expertos (RANE) sobre Olefinas", Asistencia Recíproca Petrolera Estatal, México Setiembre 1986.
- C.E. Lummus, "Petróleos del Perú Estimating Manual", 1984.
- C.F. Braun & Co., "Low Capital Ethylene Plant", 1989.
- Comisión Petroquímica Mexicana, "Revista Petroquímica 1986", Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal.
Fish Engineering & Construction Inc., "Advances in high Ethane recovery", Abril 1989.
- Fish Engineering & Construction Inc., "Design Considerations for World Scale Natural Gas Liquids Recovery Plants", Mayo 1984.
- Hydrocarbon Processing, "Design Ethylene furnaces", Enero, Marzo 1984.
- Hydrocarbon Processing, "Ethylene from NGL feedstocks", Oct. 83, Nov. 83, Dic. 83, Ene. 84, Feb. 84, Mar. 84 .
- Institution of Chemical Engineering, "Advances in Petro-chemical technology", London 1977.
- JUNAC, "Entorno Internacional de la Industria Petroquímica Andina", Acuerdo de Cartagena, Abril 1988.
- JUNAC, "Situación de la Industria Y del Mercado Petro-químicos Subregionales comprendidos en el programa Sectorial de Desarrollo de la Industria Petroquímica - Decisión 91", Acuerdo de Cartagena, Mayo 1988.
Lummus Bloomfield, "Technology and economics for modern olefin plants", N.J. 1975.
- Lummus Bloomfield, "Recent developments in olefins technology", N.J. 1989.

- McGraw-Hill, "Modern Plastics Encyclopedia", 1983.
- McGraw-Hill/COADE Engineering Software, "CHEMCAD Process Simulation and 2D CAD", Houston, Texas 1987.
- Natural Gas Processors Suppliers Association, "Engineering Data Book", Vol. I, II, - edición 1987.
- Oil & Gas J., "Ethylene report", Set. 26 1983, Set. 4 1984.
- Oil & Gas J., "Petrochemical report", Mar. 12 1984.
- ONUDI, "Industrial Statistics Yearbook 1986", Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial, 1988.
ONUDI, "Third Consultation on the Petrochemical Industry", Organización de las Naciones Unidas para el Desarrollo Industrial, 1985.
- Peters, Klaus D. Timmerhaus, "Diseño de Plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos", 1978.
- Petrocanada, "Turboexpanders and Cryogenics", 1988.
- Petroleo Internacional, "Latinoamérica a la cabeza del Desarrollo Petroquímico Mundial", Nov. 1978.
- Petroleum Industry Training Service, "Gas Technology", Marzo 1987.
- PETROPERU, "Estudio de Factibilidad Proyecto Gas de Camisea, 1ª etapa, 1989.
- PETROPERU, "Normas para Elaborar y Evaluar Proyectos de Inversión", 1984.
- PETROPERU, "Proyecto Integral de Desarrollo del Gas De Camisea", 1989.
Phoenix Constructions Ltd., "Empress Gas Liquids Processing Modular Design", Setiembre 1982.
- Rase, H.F./M.H. Barrow, "Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso", 1984.
- Richardson Engineering Services, Inc. "Process Plant Construction Estimating Standards", 1989.
- Rike Service Inc., "Natural Gas Processing", - edición 1989.
- The Oil & Gas J., "Kinetic Model aids olefin unit design", Oct. 17, 1977.
The Randall Corporation, "Gas Processing with Cryogenic Turboexpander Technology", 1983.
- The Randall Corporation, "Recent Advancements in Cryogenic Gas Processing 1986-1989, Abril 1989.
- Zdonik-Green-Hallee, "Manufacturing Ethylene", Petroleum Publishing Company 1970.