



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera

**EVALUACION TECNICA-ECONOMICA DE PROCESOS
DE SEPARACION DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL Y
SU FRACCIONAMIENTO MAXIMIZANDO PROPANO**

Para Optar el Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO

Autores :

**ANGELICA JENMY MUÑOZ RAMOS
JULIAN ISMAEL TABOADA CARRANZA**

**LIMA – PERU
2003**

INDICE

INTRODUCCIÓN

RESUMEN

I GENERALIDADES

1.1 Conceptos Fundamentales

1.1.1 Gas Natural 13

1.1.2 Origen del Gas Natural 13

1.1.3 Reservorios del Gas Natural 14

1.1.4 Componentes del Gas Natural 14

1.1.5 Explotación del Gas Natural 15

1.1.6 Derivados del Gas Natural 16

1.1.7 Transporte y Distribución de los Derivados del Gas Natural 18

1.2 Gas Natural en el Perú 18

1.2.1 Antecedentes Gasíferos en el Perú 18

1.2.2 Desarrollo del Gas Natural en el Perú 19

1.2.3 Reservas de Gas Natural en el Perú 21

1.3 Proyecciones de la Demanda del Gas Natural 22

1.3.1 Demanda a Nivel Internacional 22

1.3.2 Demanda a Nivel Nacional 23

II PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.1 Etapas del Procesamiento del Gas Natural 25

2.2 Separación y Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural 28

2.2.1 Tecnologías de Separación de Líquidos del Gas Natural 28

2.2.2 Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural 39

2.3 Composición, Propiedades y usos de los Productos del Gas Natural 40

III MERCADO DEL GAS NATURAL Y DEFINICION DEL PROBLEMA

3.1 Mercado del Gas Natural 48

3.2 Producción del Gas Natural y de los Líquidos del Gas Natural 52

3.3 Producción y Venta de Derivados y Petróleo Crudo 53

3.4 Balanza Comercial de Hidrocarburos	54
3.5 Definición del Problema	55
IV PLANTEAMIENTO, DISEÑO Y SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL.	
4.1 Definición de Alternativas de Separación de Líquidos del Gas Natural	57
4.2 Configuración de los Procesos de Separación	57
4.3 Descripción de los Procesos de Separación	58
4.3.1 Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	61
4.3.2 Proceso de Separación Criogénica de Dos etapas	63
4.4 Simulación de los Procesos de Separación	66
4.5 Especificaciones de los Equipos de los Procesos de Separación	70
4.5.1 Especificaciones de los Equipos del Proceso de Separación de Una Torre	70
4.5.2 Especificaciones de los Equipos del Proceso de Separación de Dos Etapas	74
V EVALUACION ECONOMICA DE LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN	
5.1 Cálculo del Costo de Capital de los Procesos de Separación	81
5.2 Comparación Económica de los Procesos de Separación	84
VI PLANTEAMIENTO, DISEÑO Y SIMULACION DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL	
6.1 Diseño del Proceso de Fraccionamiento	86
6.2 Simulación de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento	92
6.3 Especificaciones de los Equipos de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento	97
6.4 Comparación de los Costos de Capital de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento	106
6.5 Simulación de la Unidad de Topping	109
6.6 Especificaciones de los Equipos para la Unidad de Topping	113

VII EVALUACION ECONOMICA DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO	
7.1 Cálculo del Costo de Capital del Proceso de Fraccionamiento	119
7.2 Costos de Fabricación del Proceso de Fraccionamiento	121
7.3 Rentabilidad del Proceso de Fraccionamiento	122
VIII CONCLUSIONES FINALES	
8.1 Conclusiones Técnicas	126
8.2 Conclusiones Económicas	127
ANEXO Nro 1. Anexos para los Procesos de Separación	129
ANEXO Nro 2. Anexos para el Proceso de Fraccionamiento	156
ANEXO Nro 3. Propiedades Termodinámicas	190
ANEXO Nro 4. Glosario	191
FUENTES DE INFORMACION	203

INDICE DE CUADROS

Nro 1.1	Componentes del Gas Natural de Camisea	15
Nro 1.2	Reservas Probadas de Gas Natural en el Perú	22
Nro 1.3	Estimación de la Demanda de Gas Natural en América 2005 - 2010	22
Nro 1.4	Estimación de la Demanda de Gas Natural en Perú : 2003-2010	24
Nro 2.1	Comparación de Tecnologías Usuales para Separación de C3+	36
Nro 2.2	Facilidades de Servicios en la Recuperación de C3+	36
Nro 2.3	Influencia de la Presión del Gas de Alimentación en el Proceso de Recuperación de C3+	37
Nro 2.4	Nivel de Recuperación de las Tecnologías	38
Nro 2.5	Ventajas Comparativas del Gas Natural	42
Nro 3.1	C.T. Proyecto Camisea – Generación Eléctrica 2001 – 2010	49
Nro 3.2	Sustitución de Derivados de Petróleo y Carbón por Gas Natural en el Sector Industria I: 2004 – 2010.	50
Nro 3.3	Sustitución de Derivados de Petróleo en el Sector Comercial y Domestico por Gas Natural I: 2004 – 2010.	51
Nro 3.4	Sustitución Total de Combustibles Derivados de Petróleo por Gas Natural : 2004 – 2010.	51
Nro 3.5	Producción de Gas Natural :2004 –2010	52
Nro 3.6	Balance Volumétrico Nacional de Derivados y Petróleo Crudo 2003 –2010 (MBPD)	53
Nro 3.7	Balanza Comercial : 2003 –2010	54
Nro 4.1	Composición Promedio del Fluido del Reservoirio Camisea Lote-88	59
Nro 4.2	Comparación de los Resultados de los Procesos de Separación Criogénica Modelados	69
Nro 4.3	Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	71
Nro 4.4	Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	72
Nro 4.5	Compresores para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	73

Nro 4.6	Expansores para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	73
Nro 4.7	Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	75
Nro 4.8	Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas (Continuación)	76
Nro 4.9	Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	77
Nro 4.10	Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas (Continuación)	78
Nro 4.11	Compresores para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	79
Nro 4.12	Expansores para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	79
Nro 4.13	Bombas para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	80
Nro 5.1	Capital básico total necesario para los Procesos de Separación	84
Nro 5.2	Comparación Económica de los Procesos de Separación	85
Nro 6.1	Volúmenes de Producción de la Unidad de Fraccionamiento	97
Nro 6.2	Recipientes para la Unidad de Fraccionamiento _ Alternativa 1	98
Nro 6.3	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 1	99
Nro 6.4.	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 1 (Continuación)	100
Nro 6.5.	Bombas para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa1	101
Nro 6.6.	Recipientes para la unidad de fraccionamiento _ Alternativa 2	102
Nro 6.7.	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2	103
Nro 6.8.	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2 (Continuación)	104
Nro 6.9.	Bombas para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2	105
Nro 6.10	Inversión de Capital de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento	109
Nro 6.11	Volúmenes de la carga y productos de la Unidad de Topping	109

Nro 6.12	Calidad de la Nafta	110
Nro 6.13	Calidad del Kero/turbo	111
Nro 6.14	Calidad del Diesel	112
Nro 6.15	Recipientes de Proceso para la Unidad de Topping	114
Nro 6.16	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Topping	115
Nro 6.17	Intercambiadores de Calor para la Unidad de Topping (Continuación)	116
Nro 6.18	Horno de la Unidad de Topping	117
Nro 6.19	Bomba para la Unidad de Topping	118
Nro 7.1	Precio de la Canasta de LGN en la entrada de la Planta de Fraccionamiento en Pisco	121
Nro 7.2	Volúmenes y Precios Ex Planta Pisco de los productos comercializados de la Planta de Fraccionamiento	122
Nro 7.3	Resultados de la Evaluación Económica del Proceso de Fraccionamiento de LGN	125

INDICE DE TABLAS

Nro 4.1	Composición Promedio del Gas Húmedo y del Condensado No Estabilizado Obtenidos en la Separación en Campo	60
Nro 4.2	Composición del Gas Seco y de los Líquidos del Gas Natural obtenidos en el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	67
Nro 4.3	Composición del Gas Seco y de los Líquidos del Gas Natural obtenidos en el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	68
Nro 5.1	Resumen de Costos de Capital del Proceso de Separación Criogénica de Una Torre	82
Nro 5.2	Resumen de Costos de Capital del Proceso de Separación Criogénica de dos Etapas	83
Nro 6.1	Composición de los Líquidos del Gas Natural de Camisea	87
Nro 6.2	Composición de los productos de la Unidad de Fraccionamiento (Alternativa 1)	94
Nro 6.3	Composición de los productos de la Unidad de Fraccionamiento (Alternativa 2)	96
Nro. 6.4	Tabla de Resumen de Costo de Capital de la Unidad de	

	Fraccionamiento Alternativa 1	107
Nro. 6.5	Tabla de Resumen de Costo de Capital de la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2	108
Nro. 7.1	Resumen de Costos de Capital de la Planta de Fraccionamiento	120
Nro. 7.2	Costo de Fabricación del Proceso de Fraccionamiento	123
Nro. 7.3	Flujo de Efectivo del Proceso de Fraccionamiento	124

INDICE DE FIGURAS

Fig 1.1	Componentes y Derivados del Gas Natural	17
Fig 2.1	Procesamiento del Gas Natural	26
Fig 2.2	Proceso de Refrigeración Directa	29
Fig 2.3	Ciclo de Refrigeración de tres Etapas con propano refrigerante para el Proceso de Refrigeración en Cascada	30
Fig. 2.4	Proceso de Absorción Simple	33
Fig. 2.5	Proceso de Absorción Mejorada	33
Fig. 2.6	Proceso típico de Separación Criogénica de C2+	35
Fig. 2.7	Tren de Fraccionamiento de LGN	39
Fig. 2.8	Uso de los Productos del Gas Natural	47
Fig. 3.1	Esquema General del Proyecto y Ubicación Geográfica	56
Fig. 4.1	Sistema de Refrigeración con propano de una etapa para el proceso de Separación Criogénica de Una Torre	62
Fig. 4.2	Sistema de Refrigeración con propano de dos etapas para el proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas	65
Fig. 6.1	Esquema del Proceso de Fraccionamiento	89
Fig. 6.2	Alternativa 1 para la Unidad de Fraccionamiento	90
Fig. 6.3	Alternativa 2 para la Unidad de Fraccionamiento	91
Fig. 6.4	Unidad de Topping	91
Fig. 6.5.	Diagrama de Flujo de la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 1	93
Fig. 6.6.	Diagrama de Flujo de la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2	95
Fig. 7.1	Periodo de Recupero de la Inversión del Proceso de Fraccionamiento de LGN	125

INTRODUCCION

En la actualidad el país tiene un déficit de hidrocarburos, y ante el inminente desarrollo de los yacimientos de Camisea ubicados en la Selva Sur del Perú creemos conveniente realizar el estudio de dos de los procesos más importantes de la industrialización del gas natural, como son : Separación y Fraccionamiento de los líquidos del gas natural.

Los pronósticos de la demanda de los productos derivados del gas natural determinan que la separación de los líquidos del gas natural deberá realizarse maximizando propano.

Para el diseño de los procesos de separación de líquidos del gas natural, se han revisado procesos convencionales y patentados.

El diseño del proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural se ha realizado en base a procesos convencionales.

La evaluación económica determina las mejores alternativas para los procesos de separación y fraccionamiento que son viables técnicamente.

RESUMEN

En el Capítulo I del Estudio se realiza la revisión de aspectos generales en la industria del gas natural, así como la revisión de la actividad gasífera en el Perú.

En el Capítulo II se explican etapas principales en el procesamiento del gas natural, haciendo énfasis en las etapas de separación y fraccionamiento de los líquidos del gas natural.

El Capítulo III presenta el resultado del pronóstico de demanda del gas natural en el Perú en los próximos años. Base sobre la cual definimos la configuración del proyecto a desarrollar.

En el Capítulo IV se diseñan dos procesos de separación de líquidos del gas natural. El aspecto comercial de los productos del proyecto y las características del gas natural de Camisea son factores influyentes en la selección de ambos procesos.

En el Capítulo V se selecciona la mejor alternativa de los dos procesos de separación criogénica diseñados.

En el Capítulo VI se diseña el proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural, para ello se considera la composición de los líquidos del gas natural de Camisea, así como el aspecto técnico del almacenamiento de los productos finales y el aspecto comercial de los mismos.

En el Capítulo VII se determina la rentabilidad del proceso de fraccionamiento.

En el Capítulo VIII se enuncian las conclusiones técnicas y económicas del estudio realizado en base a los resultados obtenidos en los capítulos precedentes.

CAPITULO I

GENERALIDADES

1.1 Conceptos Fundamentales

1.1.1 Gas Natural

El gas natural es un combustible fósil, que está constituido por un conjunto de hidrocarburos que, en condiciones de reservorio, se encuentran en estado gaseoso o en disolución con el petróleo. El gas natural puede presentarse en su estado natural como Gas Natural Asociado y Gas Natural no Asociado. Puede ser húmedo si tiene Condensado, o ser seco si no lo contiene. Este término también es usado para designar el gas tratado que se abastece a la industria y a los usuarios comerciales y domésticos y tiene una calidad especificada.

1.1.2 Origen del Gas Natural

El gas natural se origina espontáneamente en estructuras subterráneas en forma similar a las que contienen petróleo. Se formó hace millones de años como resultado de los sedimentos (restos de plantas y criaturas microscópicas) abundantes en materias orgánicas, que soportaron la acción bacteriológica, elevadas temperaturas y grandes presiones, provocando el asentamiento de las capas de sedimentos hundidas en un lecho marino cubierto con lodo y arrastradas por las corrientes de los ríos. Al endurecerse el lodo, gradualmente se convirtió en roca sedimentaria y el peso de las nuevas rocas, que se apilaron encima de las rocas sedimentarias, originaron que éstas fueran sometidas a altas presiones y temperaturas. Es así como estas rocas sedimentarias se convierten en hidrocarburos (petróleo y gas natural), pero no todas las rocas

sedimentarias contienen hidrocarburos. A medida que se van depositando nuevas rocas, el petróleo y el gas natural migran de la roca generadora a la roca reservorio donde permanecen bloqueados por una capa impermeable.

1.1.3 Reservorios del Gas Natural

Los reservorios de petróleo o del gas natural están constituidos por rocas porosas y permeables ubicadas en el subsuelo.

Un conjunto de reservorios similares constituyen un yacimiento, que pueden ser de tres tipos:

- Yacimientos de gas asociado, donde el producto principal es el petróleo.
- Yacimientos de gas no asociado, se pueden distinguir dos tipos:
 - Yacimientos de gas seco, donde el producto principal es el gas, ya que existe un bajo contenido de hidrocarburos líquidos disueltos en el gas (menor a 10 barriles de líquidos por millón de pies cúbicos de gas).
 - Yacimientos de condensados, donde el gas se encuentra mezclado con hidrocarburos líquidos contenidos en fase vapor en el yacimiento (entre 10 a 250 barriles de líquidos por millón de pies cúbicos de gas).

En la costa norte del Perú (Talara) existen yacimientos de gas natural asociado.

En la selva central (Aguaytia) existen yacimientos de gas no asociado.

En la selva sur (Camisea) existen yacimientos de gas no asociado.

1.1.4 Componentes del Gas Natural

El principal componente del gas natural es el metano y usualmente el contenido de metano en el gas natural es no menor del 80%. Los otros componentes del gas natural, además del metano, son el etano, el propano, el butano y otras fracciones más pesadas como el pentano, el hexano, el heptano, entre otros. La composición típica del gas natural puede variar dependiendo del hecho que el gas esté o no asociado al petróleo, o de haber sido o no procesado en unidades industriales. Generalmente se lo encuentra con bajas cantidades de contaminantes como el nitrógeno, dióxido de carbono y compuestos de azufre. Las

cantidades de los componentes del gas son importantes en el diseño de las unidades de procesamiento del gas natural.

El cuadro Nro 1.1 muestra la composición promedio del gas natural de Camisea.

Cuadro Nro 1.1 Componentes del Gas Natural de Camisea

Elementos	%
Metano	80,5 – 83,46
Etano	8,27 – 9,92
Propano	2,98 – 9,80
Butano (i + n)	1,28 – 1,70
Pentano y Superiores	3,02 – 3,38
Nitrógeno, Dióxido de Carbono	0,73 – 1,0

Fuente : Concytec – Perú (1)

1.1.5 Explotación del Gas Natural

El gas natural, por sus precios competitivos y su eficiencia como combustible, permite alcanzar considerables economías a sus consumidores.

Es el combustible de origen fósil más limpio, permitiendo una menor contaminación atmosférica.

Es una alternativa energética que destacará en éste siglo por su creciente participación en los mercados mundiales de la energía.

Gracias a los avances tecnológicos desarrollados, los procesos de producción, transporte, distribución y utilización del gas no presentan riesgos ni causan impacto ambiental apreciable.

El alto valor comercial de los LGN justifica su recuperación de la corriente de gas natural de pozo. La maximización de la producción de éstos líquidos, resuelve el problema del déficit de hidrocarburos líquidos.

La explotación del gas natural permite el desarrollo de todas las industrias que emplean combustibles y también el desarrollo de la industria

petroquímica y siderúrgica, que emplean componentes del gas natural como materia prima.

1.1.6 Derivados del Gas Natural

Gas Seco

Gas con relativamente pocos hidrocarburos diferentes al metano. Y los que contiene no se licuarán a temperatura y presión ambiente. El poder calorífico es típicamente alrededor de 1,000 Btu/pié cúbico estándar.

Líquidos del Gas Natural

Los Líquidos del Gas Natural (LGN) ó Natural Gas Liquids (NGL) son una fracción del gas natural proveniente de los campos que son recuperados como líquidos en los separadores, facilidades de campo o plantas de procesamiento de gas. Los LGN son constituidos por propano e hidrocarburos más pesados y pequeñas cantidades de etano.

Por fraccionamiento de los LGN se puede obtener propano, butano, una mezcla de ambos llamada Gas Licuado de Petróleo y el condensado.

Gas Licuado de Petróleo

El Gas Licuado de Petróleo (GLP) ó Liquefied Petroleum Gas (LPG), es una mezcla de porcentajes variables de propano y butano, que se comercializa en forma licuefactada.

Para el consumo doméstico el GLP se distribuye a una presión promedio de 120 psig.

Condensados

Es una mezcla de hidrocarburos constituida por pentano y más pesados que permanece en estado líquido a condiciones atmosféricas y que se fracciona en combustibles tales como gasolina, kero/turbo y diesel.

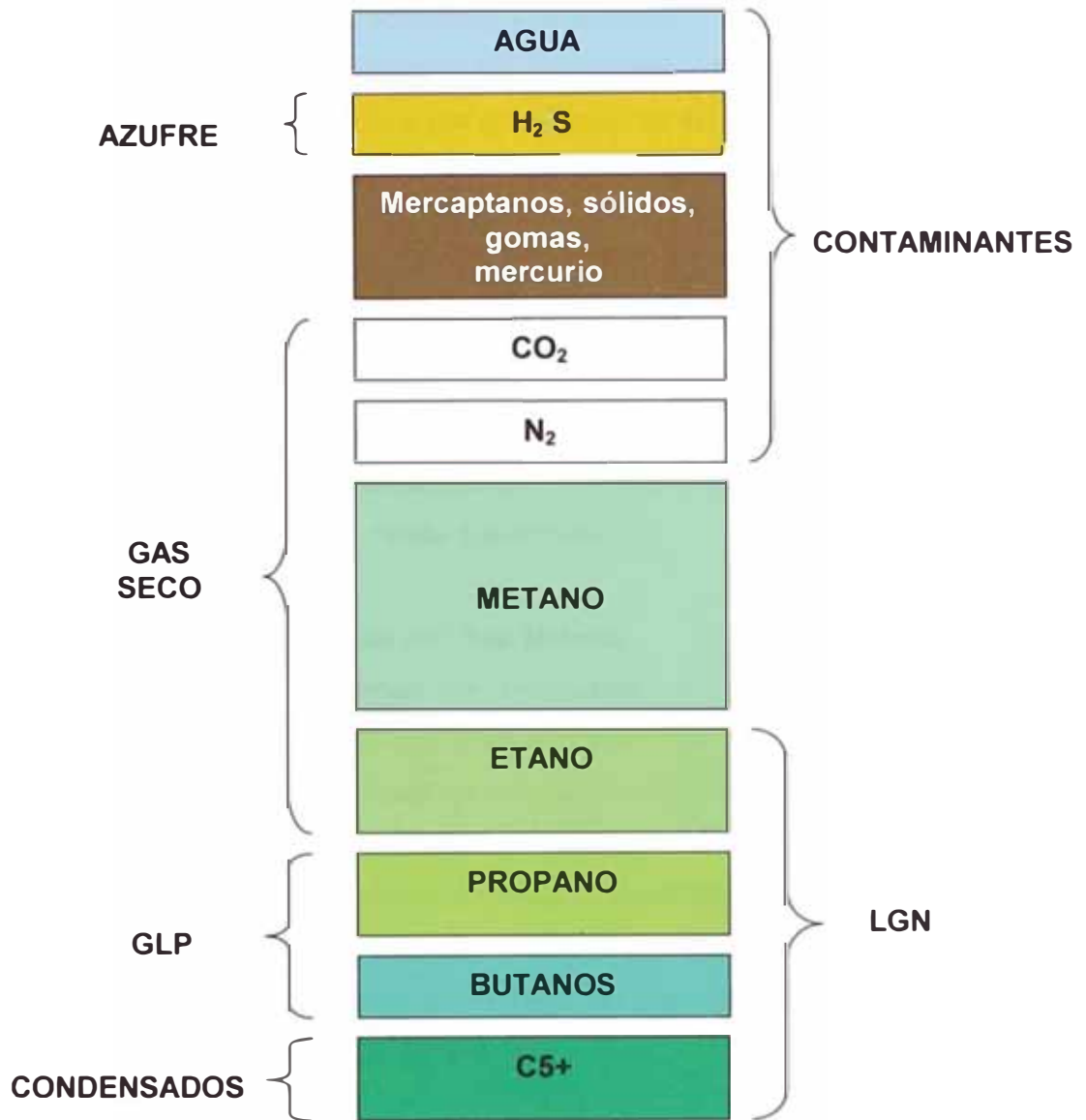


Fig. 1.1 Componentes y Derivados del Gas Natural

1.1.7 Transporte y Distribución de los Derivados del Gas Natural

Transporte y Distribución del Gas seco

El gas seco se transporta por medio de ductos. Los cuales están diseñados en función a los volúmenes de gas a ser transportados, distancias al mercado y características del fluido. La conveniencia del transporte por medio de ductos es su economía y seguridad.

El gas seco se licua y transporta en buques, cuando no es económico el transporte por gasoducto o por generación de energía eléctrica.

El gas seco se distribuye a los usuarios finales por medio de ductos.

Para poder transportarlo o distribuirlo por medio de cilindros estos tendrían que tener especificaciones especiales y diferentes a los cilindros que transportan el GLP, lo que implicaría costos de infraestructura, para poder envasarlo tendría que licuarse lo que alteraría su rango de seguridad. Si fuera por medio de camiones esto implicaría emisión de contaminantes más el deterioro de las calles y avenidas.

Transporte de Líquidos del Gas Natural

Para grandes volúmenes de producción de GLP y condensados es adecuado el transporte por ductos o marítimo, ya que el transporte por carretera, ferrocarril o fluvial es utilizado sólo para pequeños volúmenes.

Distribución de productos del fraccionamiento de los LGN

El GLP se distribuye en camión tanque, o en balones de 24 o 100 libras.

Los demás combustibles resultantes del fraccionamiento de los LGN se distribuirán en camiones tanque.

1.2 Gas Natural en el Perú

1.2.1 Antecedentes Gasíferos en el Perú

En los campos vecinos a Talara, ubicados en la costa norte del Perú, se explotaba petróleo desde 1860, siendo el Perú el primer país en iniciar esta actividad en América Latina. En Talara en los albores del siglo XX, se

desarrolló la industria petrolera, instalándose una refinería de petróleo y posteriormente en la década de los 70, algunas plantas petroquímicas. Siendo frecuente en esa zona encontrar gas asociado con petróleo. Tanto la refinería como las plantas petroquímicas, aprovecharon el gas natural de la zona como combustible para hornos, generadores eléctricos y también como insumo.

Talara fue la primera ciudad del Perú en usar redes de distribución de gas natural para consumo doméstico.

Por otro lado en la selva central del Perú, en Aguaytia, cerca a la ciudad de Pucallpa, se descubrió un yacimiento de gas en 1961, el cual fue descubierto por Mobil Oil Co. del Perú.

En la selva sur del Perú entre 1983 y 1987 la Cía. Shell descubre los yacimientos de Gas de Camisea en las áreas de San Martín y Cashiriari en el Cusco.

1.2.2 Desarrollo del Gas Natural en el Perú

Costa Norte del Perú

La producción de gas natural en esta zona proviene de 2 fuentes, como gas asociado mezclado con el petróleo el cual alcanza la mayor producción, con un 95% del total y como gas no asociado el otro 5%. El gas asociado se obtiene de los pozos productores (surgentes, con unidad de bombeo, hidráulicos, gas lift, etc.) distribuidos en todo el campo. Aproximadamente se tienen cerca de un millar de pozos productivos, que convergen a cerca de 60 baterías de producción, que constituyen centros para la recolección y producción de petróleo y gas.

La compañía peruana Empresa Eléctrica de Piura S.A. (EEPSA) se dedica a la generación de energía eléctrica. Esta empresa se creó tras la privatización de la compañía eléctrica estatal Petroperú. EEPSA utiliza gas natural como combustible para las turbinas.

En sus instalaciones de secado de gas EEPSA separa los líquidos de gas natural para obtener gas licuado de petróleo y gasolina natural para su venta en el mercado local.

EEPSA planea sustituir ésta obsoleta planta de secado por una planta de procesamiento criogénico de gas. El aumento de la producción local de gas seco, gas licuado de petróleo y gasolina natural reducirá los costos para el consumidor final, lo cual desarrollará el mercado local.

Selva Central del Perú

En el año 1993 Maple Gas Corporation obtiene, en licitación, los derechos de explotación exclusiva por 40 años. Maple Gas Corporation ha constituido la empresa Aguaytia Energy la cual ha efectuado las siguientes operaciones:

- Extracción del gas en volúmenes de 55 a 65 millones de pies cúbicos por día.
- Planta de procesamiento e instalaciones de fraccionamiento del gas licuado de petróleo (GLP) en volumen equivalente a 3,800 barriles diarios.
- Se ha instalado, de Aguaytia a Pucallpa, un ducto de 210 kilómetros para el gas natural y otro ducto de 112 kilómetros para el transporte de los líquidos de gas natural (LGN).
- Una central termoeléctrica de 160 MW que consume 36 millones de pies cúbicos por día. La energía eléctrica se envía por una línea de transmisión eléctrica a Paramonga, en la costa, con una longitud aproximada de 400 kilómetros.

Selva Sur del Perú

Tras el descubrimiento de los yacimientos del gas de Camisea por la Cía. Shell, se realizaron múltiples negociaciones con esta compañía, es así que en 1996 se suscribe un contrato de explotación de estos yacimientos entre el consorcio Shell-Mobil y Perupetro, pero en julio de 1998 dichas empresas decidieron no continuar. Posteriormente, hacia diciembre del 2000, se concluyó el proceso de convocatoria y suscripción del contrato del proyecto de gas natural de Camisea. Para el desarrollo de ese proyecto se diseñaron dos módulos ofrecidos como proyectos integrales, siendo el primero el de explotación de los yacimientos y el segundo el de transporte

de gas y líquidos del gas desde Camisea hasta la costa peruana, y la distribución gas en las zonas de Lima y Callao.

El módulo de explotación de hidrocarburos en el "Lote 88 - yacimientos de gas de Camisea", fue adjudicado al consorcio formado por las empresas Pluspetrol (Argentina), Hunt Oil Co. (USA), SK Corp. (Corea) e Hidrocarburos Andinos (Argentina), firmándose el correspondiente contrato de licencia el 9 de diciembre de 2000. Del mismo modo, el módulo de transporte y distribución fue adjudicado al consorcio formado por las empresas Techint (Argentina), Pluspetrol (Argentina), Hunt Oil Co. (USA), SK Corp. (Corea), Sonatrach (Argelia) y Graña y Montero (Perú), formalizándose los contratos de concesión en la misma fecha.

La distribución del gas natural en Lima y Callao está a cargo de TRACTEBEL, empresa seleccionada por el consorcio encargado del transporte y distribución.

La primera parte de este importante proyecto de producción y suministro de hidrocarburos comprende las actividades de diseño y construcción de las instalaciones e infraestructura productiva y de transporte, que permitirá que a principios del año 2004 se pueda disponer de gas combustible en la costa peruana y en la ciudad capital, así como de importantes volúmenes de combustibles líquidos para consumo en el mercado interno.

1.2.3 Reservas de Gas Natural en el Perú

Las reservas probadas del gas natural están constituidas por las cantidades de hidrocarburos que han sido estimadas sobre la base de informaciones geológicas y de ingeniería obtenidas mediante métodos confiables que demuestran con razonable certeza que pueden ser recuperadas. A continuación se muestran las reservas probadas del gas en el Perú.

Cuadro Nro 1.2 Reservas Probadas de Gas Natural en el Perú

NOROESTE	
Talara y Zócalo Continental	0.292 tscf
SELVA CENTRAL	
Aguaytia	0.284 tscf
SELVA SUR	
Camisea (Lote 88)	8.108 tscf
TOTAL PAÍS	8.654 tscf

Fuente: Ministerio de Energía y Minas ⁽²⁾

1.3 Proyecciones de la Demanda del Gas Natural

1.3.1 Demanda a Nivel Internacional

**Cuadro Nro 1.3 Estimación de la Demanda de Gas Natural
En América : 2005 - 2010 (Mmpcd)**

(10 ⁶ PCSD)	2005	2010
<i>Argentina</i>	3305	3991
<i>Bolivia</i>	64	153
<i>Brasil</i>	3369	4195
<i>Chile</i>	700	942
<i>Uruguay</i>	120	219

Fuente : Repsol YPF ⁽³⁾

(10 ⁶ pcsd)	2005	2010
<i>Perú</i>	170	285

Fuente : Ministerio de Energía y Minas (²)

(10 ⁶ pcsd)	2005	2010
<i>Norte América</i>	31 000 000	34 000 000

Fuente : Energy Information Administration (⁴)

1.3.2 Demanda a Nivel Nacional

El cuadro Nro 1.4 muestra la demanda del gas natural en el Perú en los siguientes siete años. La información detalla el consumo por rubros y en un escenario medio.

Cuadro Nro 1.4 Estimación de la Demanda de Gas Natural en Perú : 2003-2010

(Mmpcd)	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Gas en Zona Noroeste								
1.- Generación Eléctrica	14.0	4.1	2.5	2.2	1.4	1.3	1.3	2.2
2.- Gas a Líquidos (GTL)			51.0	51.0	51.0	51.0	51.0	51.0
3.- Uso Industrial	12.0	14.5	14.5	15.0	15.5	17.0	19.0	21.0
4.- Uso Doméstico v Otros	2.0	4.0	8.0	8.0	9.0	10.0	12.0	12.0
Demanda de Gas en Noroeste	28.0	22.6	76.0	76.2	76.9	79.3	83.3	86.2
Gas de Aguaytia								
1.- Generación Eléctrica	19.3	4.7	2.6	2.2	1.4	1.3	1.3	2.5
2.- Uso Industrial	1.4	1.5	1.5	1.6	1.6	37.7	39.7	41.7
3.- Uso Doméstico v Otros	0.4	0.5	1.0	1.0	1.0	7.0	9.0	11.5
Demanda del Gas de Aquaytia	21.1	6.7	5.1	4.8	4.0	46.0	50.0	55.7
Gas de Camisea								
1.- Generación Eléctrica		39.9	28.2	38.7	29.7	40.9	54.3	68.7
2.- Uso Industrial		52.8	59.9	66.9	68.9	71.0	71.0	71.0
3.- Uso Comercial v Doméstico			1.5	2.0	2.0	3.0	3.0	4.0
Demanda del Gas de Camisea		92.7	89.6	107.6	100.6	114.9	128.3	143.7
Total Generación Eléctrica	33,3	48,7	89,6	107,6	2,0	3,0	3,0	4,0
Total Uso Industrial, Doméstico y Otros	15,8	73,3	137,4	145,5	149,0	196,7	204,7	212,2
Total Mercado de Gas Natural	49,1	122,0	170,7	188,6	181,5	240,2	261,6	285,6

Fuente : Ministerio de Energía y Minas (²)

CAPITULO II

II PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

2.1 Etapas del Procesamiento del Gas Natural

El gas natural que se obtiene principalmente en baterías de separación está constituido como anteriormente se mencionó por metano y proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos y condensados C5+) y de contaminantes diversos. La Fig. 2.1 muestra etapas importantes en el procesamiento del gas natural.

Al salir del yacimiento el gas natural debe someterse a tratamiento que le permita cumplir especificaciones para su transporte, procesamiento y consumo. El gas debe ser seco (sin hidrocarburos licuables a condiciones del transporte), dulce (se remueve el CO₂ y el H₂S) y deshidratado (sin vapor de agua).

Las etapas principales de procesamiento de gas son:

- Deshidratación o remoción del vapor de agua para prevenir la formación de sólidos hidrocarburo / agua llamados hidratos y la corrosión de la tubería de transporte y de los equipos de procesamiento. La deshidratación con glicol suele realizarse en la mayoría de los casos.
- La eliminación de compuestos ácidos (H₂S y CO₂) debido a sus propiedades corrosivas que afectarían a los ductos de transporte y a los usuarios finales. El gas alimentado se denomina "amargo", el producto "gas dulce" y el proceso se conoce generalmente como "endulzamiento".
- Remoción de mercurio cuando está presente en el gas.
- Recuperación del azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.
- Remoción de Nitrógeno para incrementar el valor calorífico del gas lo cual disminuye el volumen a ser transportado.

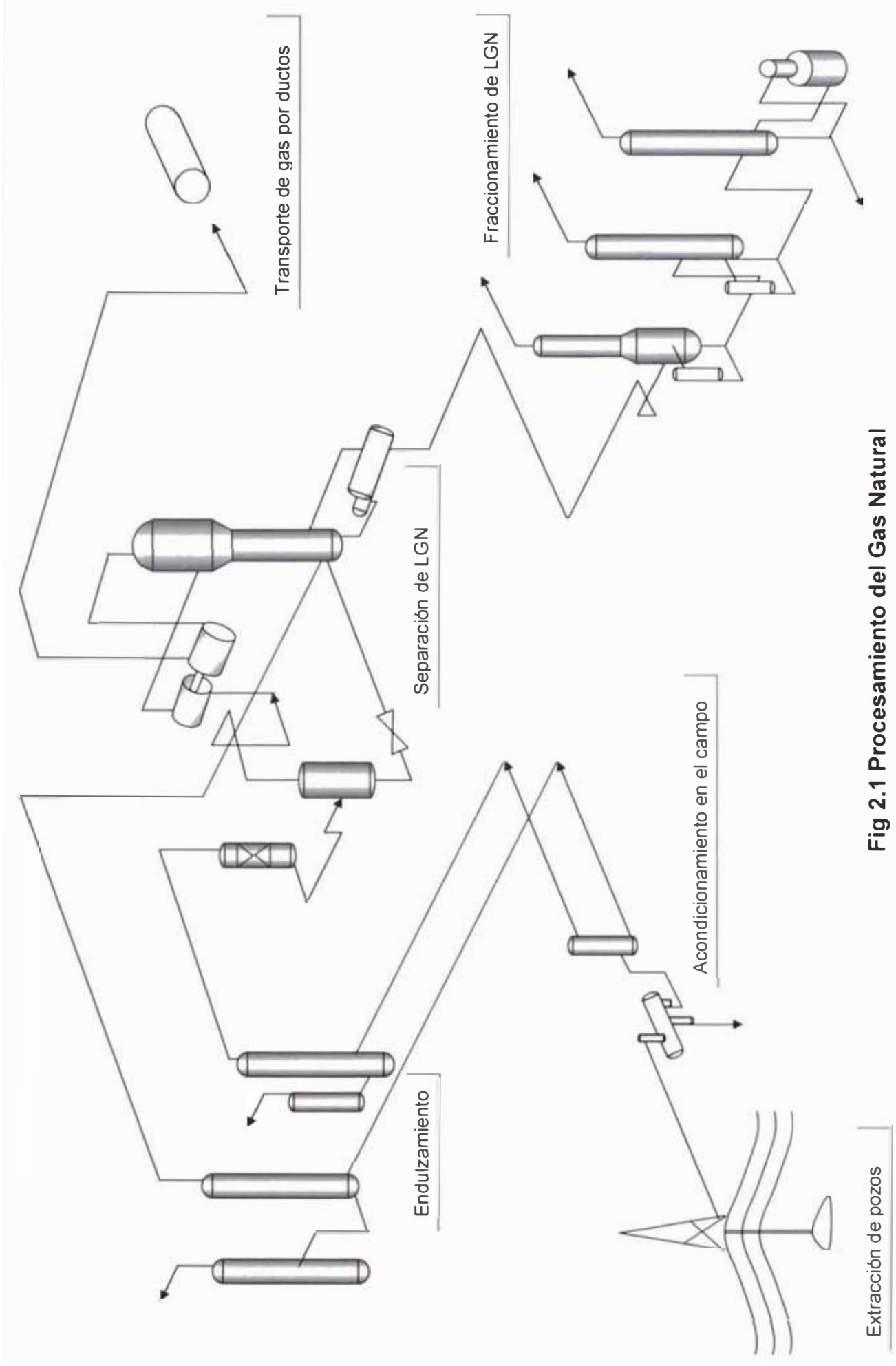


Fig 2.1 Procesamiento del Gas Natural

- La recuperación ó separación de etano e hidrocarburos licuables mediante alguna tecnología adoptada.

En la actualidad, para los procesos de recuperación de propano é hidrocarburos más pesados, se dispone de las siguientes tecnologías:

- Refrigeración Simple.
 - Refrigeración en Cascada.
 - Absorción Simple.
 - Absorción Refrigerada.
 - Absorción Mejorada.
 - Turbo Expansión Criogénica.
-
- Fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina; en ocasiones también resulta conveniente separar el isobutano del n-butano para usos muy específicos.

Las propiedades físicas de los hidrocarburos que se emplean en el procesamiento del gas natural son muy importantes para el diseño de equipos e instalaciones.

Para manipular estos fluidos es importante manejar las siguientes definiciones:

Densidad y/o compresibilidad del gas

Densidad del líquido

Calor específico

Entalpías

Entropías

Energía libre

Calor de combustión

Calor de reacción

Viscosidad

Conductividad térmica

Tensión superficial

Punto de rocío del hidrocarburo

El punto de rocío del hidrocarburo representa la presión y la temperatura a la que los hidrocarburos de la fase vapor se condensan para formar líquidos. Es especificado para evitar condiciones de flujo de fases múltiples en la líneas de transmisión.

Punto de rocío del agua

El gas natural de reservorios usualmente está saturado de vapor de agua. Cuando las condiciones de presión y temperatura cambian, se puede condensar el agua libre llevando a la posible formación de hidratos de gas, por lo tanto el contenido de agua debe ser mantenido a un nivel en que el agua libre no se formará bajo las condiciones de operación de las tuberías.

2.2 Separación y Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural

2.2.1 Tecnologías de Separación de Líquidos del Gas Natural

A continuación se describen los procesos existentes para la recuperación de propano é hidrocarburos más pesados.

Proceso de Refrigeración Simple

El proceso de refrigeración simple es bastante flexible en su aplicación a la recuperación de LGN. El proceso puede ser usado para recuperar componentes a partir del propano y no se exige recuperaciones muy elevadas. El nivel de recuperación es una función de la presión de gas de alimentación, de la composición de gas y el nivel de temperatura en el enfriador de refrigeración.

El proceso de refrigeración simple es comúnmente usado con un sistema de inyección de glicol. La configuración es limitada en la temperatura de operación por la viscosidad del glicol a bajas temperaturas.

Además, la refrigeración es típicamente proporcionada por la refrigeración de propano la cual está limitada a refrigerante -42°C a presión atmosférica y de esta manera una temperatura de procesamiento de cerca de -40°C .

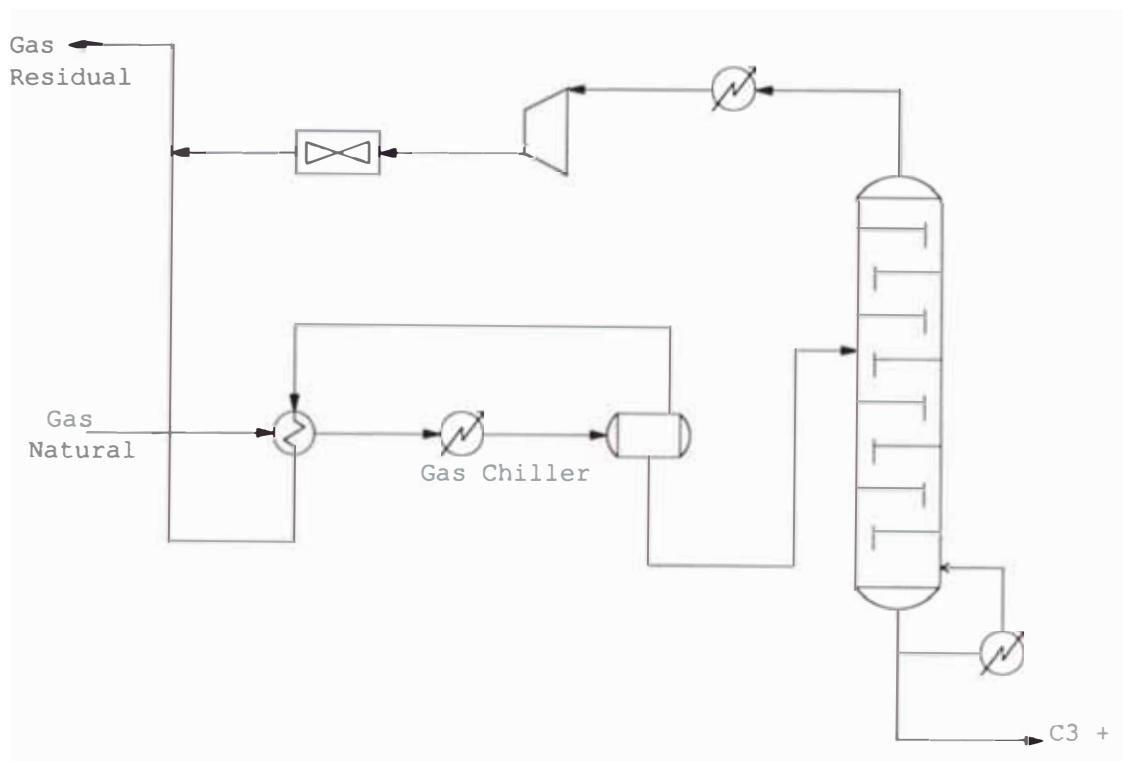


Fig 2.2 Proceso de Refrigeración Simple

Proceso de Refrigeración en Cascada

Este proceso utiliza el enfriamiento sucesivo de la corriente de gas para alcanzar las temperaturas necesarias para la licuefacción de los hidrocarburos a recuperar.

Se fundamenta en el uso del calor de vaporización y condensación del propano, butano o mezclas refrigerantes para producir refrigeración a niveles de temperatura sumamente menores.

Este proceso requiere, por lo tanto, de un típico ciclo de refrigeración externa que utiliza los refrigerantes ya mencionados.

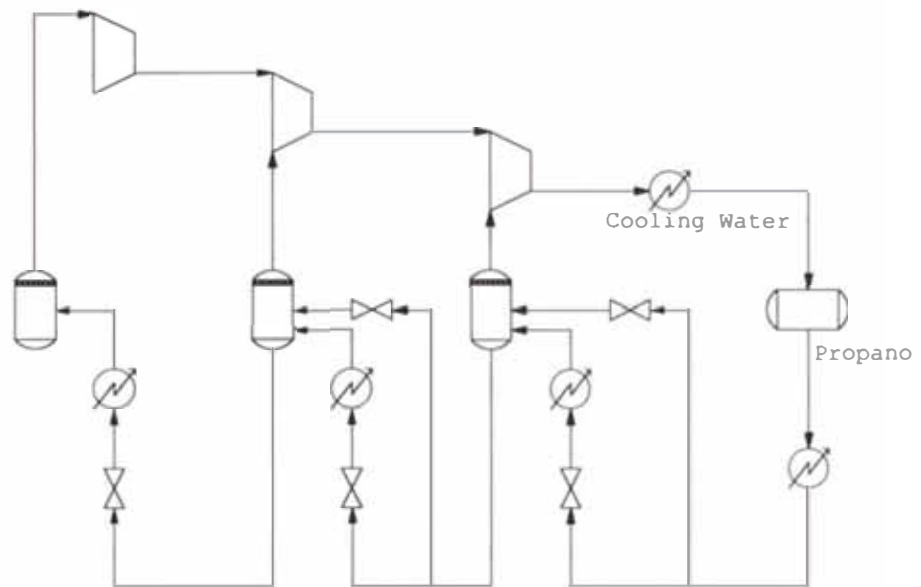


Fig. 2.3 Ciclo de Refrigeración de tres Etapas con propano refrigerante para el Proceso de Refrigeración en Cascada

Proceso de Absorción Simple

En este proceso los LGN se retiran poniendo en contacto el gas natural con un aceite absorbente (Hidrocarburo de alto peso molecular). Este aceite pobre absorbe los LGN en una columna de absorción, obteniéndose el aceite rico el cual es destilado para poder separar los LGN. El aceite sin LGN es reciclado a la columna de absorción. En la Fig 2.4 se muestra un esquema de este proceso

Proceso de Absorción Refrigerada

El proceso de absorción para la recuperación de los componentes pesados del gas se da a través de una absorción física promovida por el contacto de gas con un aceite de absorción. El mecanismo de este proceso es la diferencia entre la presión de vapor de los componentes en el aceite y su presión parcial en el gas. Como la primera es menor que la segunda ocurre una transferencia de masa del gas hacia el aceite, con liberación de energía y consecuente aumento de temperatura. Este principio se aplica a todos los hidrocarburos; sin embargo, en una segunda etapa, cuando la presión es reducida, los componentes livianos son liberados del aceite quedando retenidos sólo los hidrocarburos pesados.

El contacto entre el aceite de absorción y el gas ocurre en contracorriente en una torre donde el aceite ingresa por el tope y el gas por el fondo. El aceite utilizado generalmente es un hidrocarburo líquido o mezcla de hidrocarburos con peso molecular que fluctúa de 100 a 180, dependiendo de la temperatura de absorción. La eficiencia de la absorción depende, entre otros factores de la presión y temperatura de operación del sistema, de las cantidades relativas del gas y aceite de absorción y de la calidad del contacto promovido entre el gas y el líquido. Las condiciones de operación más comunes en un absorbedor son de 400 a 1000 psig y temperaturas que varían desde la ambiental hasta -40°F . La refrigeración es obtenida a través de un fluido auxiliar, generalmente propano. Se denomina aceite rico al aceite de absorción saturado de hidrocarburos y aceite pobre al aceite exento de estos componentes. Los hidrocarburos

absorbidos en el aceite son posteriormente separados por la acción del calor en una torre de destilación. El aceite pobre retorna al absorbedor y los LGN se envían a la planta de fraccionamiento.

**Características del Aceite de Absorción
(Proceso de Absorción Simple y Refrigerado)**

Temperatura °F	Peso molecular
80	180 - 200
0	140 - 160
-30	100 - 120

Proceso de Absorción Mejorada

Este proceso permite altas recuperaciones de propano (más del 99%).

El gas de alimentación es pasado por un tren de enfriamiento y es alimentado por el fondo de la columna absorbidora, por el tope de la columna entra el solvente pobre como C5+, la temperatura del tope del absorbedor se mantiene a 30°F, los líquidos del gas absorbidos en el solvente rico que salen por el fondo del absorbedor son fraccionados en la columna regeneradora del solvente, los licuables del gas son separados por el tope del regenerador y el solvente pobre es producido por el fondo, después de la recuperación de calor el solvente pobre es presaturado con gases del tope del absorbedor. El solvente enfriado con el refrigerante fluye al tope del absorbedor. En la Fig. 2.5 se muestra un esquema de este proceso.

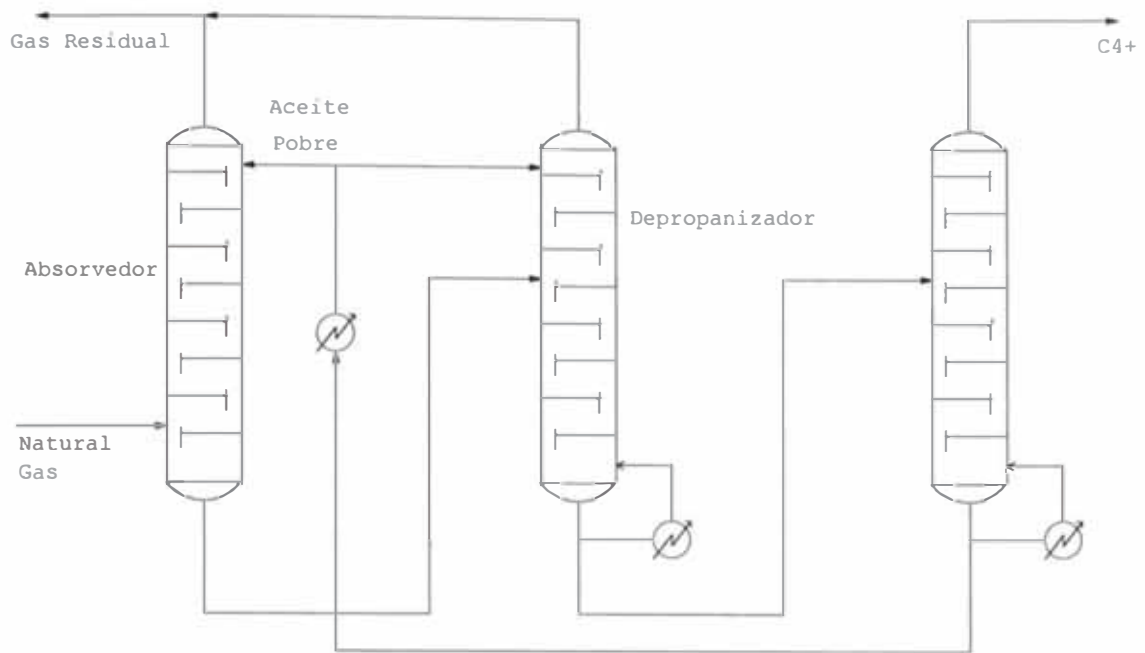


Fig. 2.4 Proceso de Absorción Simple

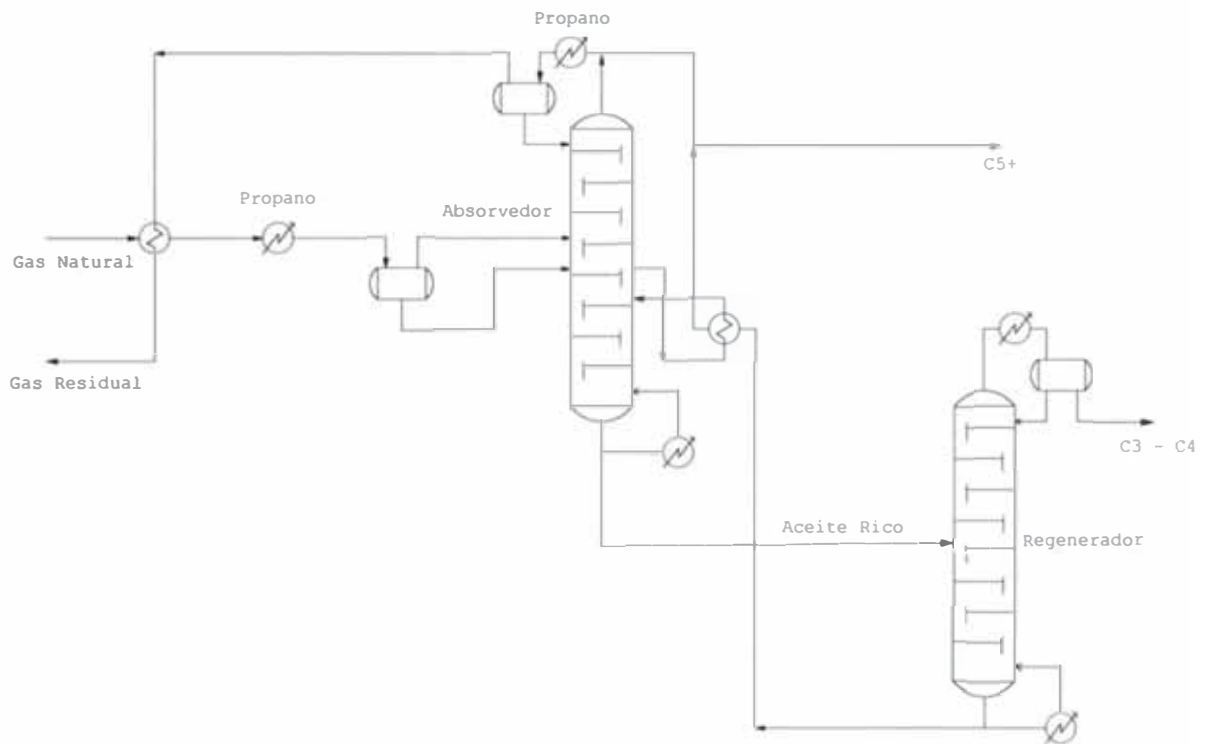


Fig. 2.5 Proceso de Absorción Mejorada

Proceso de Separación Criogénica

Originalmente éste proceso fue diseñado para la recuperación de etano y más pesados. Las plantas criogénicas retiran los productos licuables condensándolos también por refrigeración. Sin embargo, en este caso se produce el enfriamiento haciendo expandir el gas adiabáticamente. Esto se realiza en una turbina de expansión donde por reducción de la presión del gas, se alcanzan bajos niveles de temperatura (entre -80° a -140°F). En la Fig. 2.6 se muestra un esquema típico de separación criogénica de etano e hidrocarburos más pesados.

En la actualidad existen varios procesos criogénicos diseñados para aumentar la eficiencia de recuperación de propano, a continuación se presentan algunos de ellos:

- Residue Reflux System (RRS)
- Two Tower System
- Recycle Split Vapour (RSV)
- Delpro process

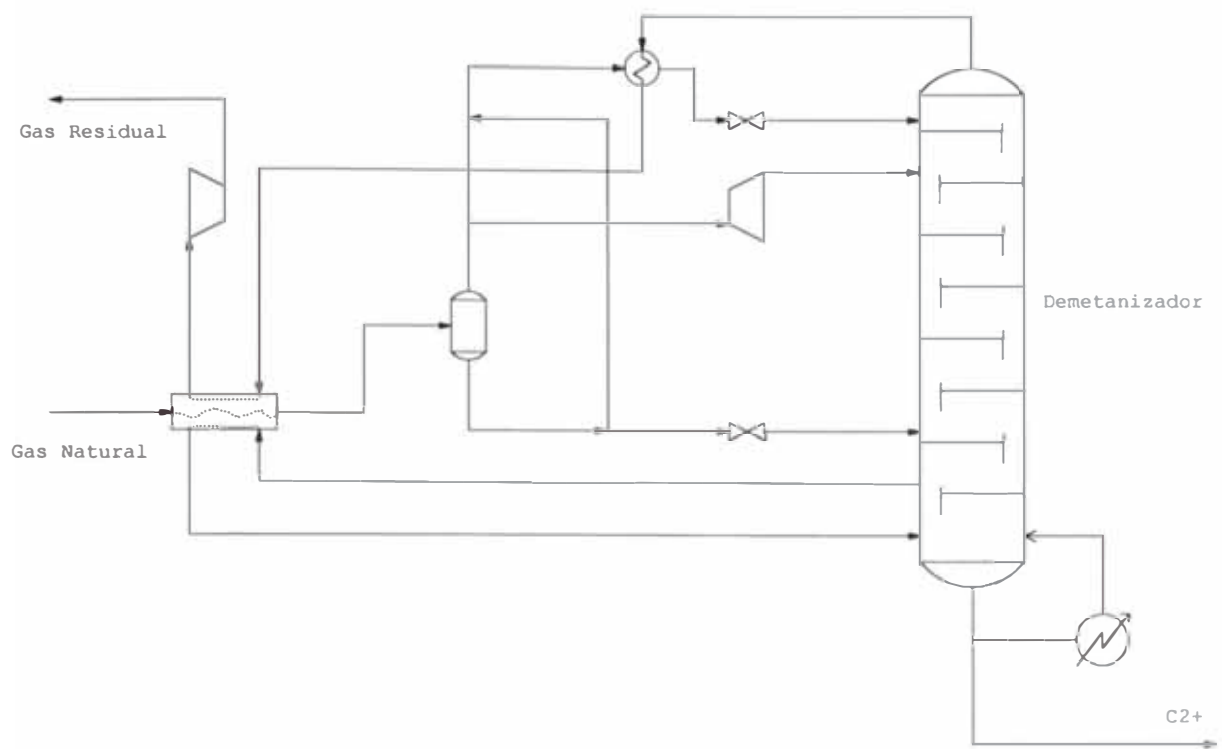


Fig. 2.6 Proceso típico de Separación Criogénica de C₂₊

Desde el cuadro 2.1 hasta el 2.4, se muestra comparativamente características de los procesos de separación de propano e hidrocarburos más pesados de los líquidos del gas natural. Esta información nos permite realizar una selección inicial del proceso de separación, sin embargo es la evaluación técnica y económica la que permite realizar la decisión final.

Cuadro Nro 2.1 Comparación de Tecnologías Usuales para Separación de C3+

Variables del Proceso	Absorción Refrigerada*	Refrigeración en Cascada**	Separación Criogénica***
Temperatura de operación (°F)	40	-40/-100	-80/-150
Recuperación de propano	80-90%	92-95%	95-99%
Mayor recuperación de propano	Mayor circulación de aceite	Más ciclos de Refrigeración	-----

Cuadro Nro 2.2 Facilidades de Servicios en la Recuperación de C3+

Facilidades de Servicio	Absorción Refrigerada*	Refrigeración en Cascada**	Separación Criogénica***
Agua de enfriamiento	Si	si	enfriada por aire
Consumo de energía eléctrica	Medio	mayor	menor
Consumo de combustible	mayor	mayor	menor

(*) Un proceso de este tipo puede ser como el mostrado en la Fig. 2.4, adicionando un ciclo de refrigeración para enfriar el aceite de absorción.

(**) Proceso refrigerado con un sistema de refrigeración como el mostrado en la Fig. 2.3.

(***) Un ejemplo de estos procesos es el mostrado en la Fig. 2.6.

Cuadro Nro 2.3 Influencia de la Presión del Gas de Alimentación en el Proceso de Recuperación de C3+

Presión de Ingreso (Psig)	Absorción Mejorada (*)		Separación Criogénica (**)	
	Dificultad	Solución	Dificultad	Solución
< 250	Inadecuado para absorción	Comprimir la entrada a 400 psig	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig
250 - 450	Ninguno	Ninguno	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig
450 - 750	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig
750 - 850	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual	Inadecuado para la operación del expansor	Usar Expansor-Compresor para pre-compresión
850 - 1200	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual	Ninguno	-----

(*) El esquema de este proceso se muestra en la Fig. 2.5.

(**) La Fig. 2.6 muestra un típico proceso separación de este tipo.

Cuadro Nro 2.4 Nivel de Recuperación de las Tecnologías

Recuperación de Propano (%)	Absorción Mejorada *	Refrigeración Simple **	Separación Criogénica ***
0 – 30	No adecuado	Buena	Ineficiente
30 – 80	Eficiente	No se alcanza	Ineficiente
80 – 95	Eficiente	No se alcanza	Eficiente
95 <	Eficiente	No se alcanza	Sistema de dos torres

(*) El esquema de este proceso se muestra en la Fig. 2.5.

(**) Un esquema típico de este proceso es el mostrado en la Fig. 2.2.

(***) Un ejemplo de estos procesos es el mostrado en la Fig. 2.6.

Advanced Extraction Technologies, Inc. ⁽⁹⁾ ofrece un mayor detalle de los factores para la recuperación de los líquidos del gas natural, en el caso que se desea recuperar C2+ o C3+.

2.2.2 Fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural

El fraccionamiento de los líquidos del gas natural consiste en la obtención de los productos comerciales por métodos físicos empleando columnas de fraccionamiento.

El número de columnas de fraccionamiento en un arreglo de columnas depende del número de productos que se desean obtener a partir de los LGN. La corriente de LGN de alimentación puede ser de etano e hidrocarburos más pesados (C2+) o bien de propano e hidrocarburos más pesados (C3+).

Posibles productos de una planta de fraccionamiento

Etano (Si los LGN lo contienen)

Propano

Butano (Si se desea se separa el i-C4)

GLP (Una mezcla de propano y butano)

Gasolina Natural

Nafta

Kero/Jet Fuel

Diesel

La figura 2.7, muestra un tren de fraccionamiento de una corriente de LGN compuesta por propano e hidrocarburos más pesados.

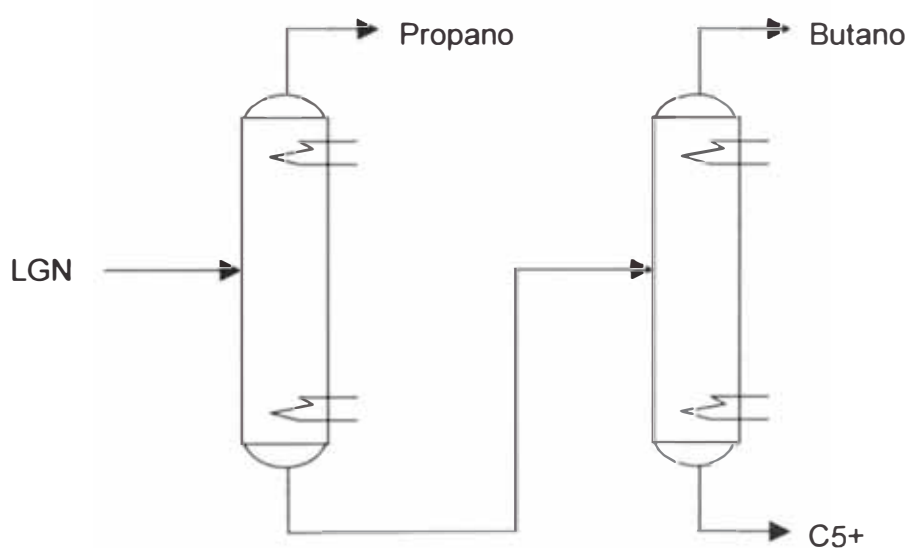


Fig. 2.7 Tren de Fraccionamiento de LGN

2.3 Composición, Propiedades y usos de los Productos del Gas Natural

Gas Seco

Gas natural comercializado típicamente compuesto por CH_4 , C_2H_6 , dióxido de carbono y nitrógeno. Siendo el metano el componente mas a abundante con cerca al 90% molar de la mezcla total.

Este gas tiene una variedad de usos, siendo uno de los principales como insumo o combustible en la actividad industrial, así como combustible en las plantas térmicas generadoras de electricidad. A la presión atmosférica y a igualdad de volumen, el gas natural tiene un contenido energético menor que el petróleo (mil cien veces menor), pero al comprimirse su contenido energético se incrementa, razón por la cual se transporta a presión. Una de las primeras aplicaciones del gas natural ha sido en la producción de vapor, sustituyendo o complementando, en instalaciones mixtas, la acción de los combustibles sólidos y líquidos. En cuanto a las aplicaciones en la industria:

Cerámica: debido al menor contenido de contaminantes y al poder calorífico de los combustibles gaseosos, es posible efectuar el calentamiento directo del producto, lo que permite obtener un grado de combustión elevado y construir hornos más pequeños.

Industria del vidrio: una de las operaciones térmicas de la industria del vidrio se realiza empleando el gas en quemadores.

Industria textil: se usa en las operaciones de tratamiento de fibras, por acción directa de la llama, por calentamiento por contacto, por radiación, y por convección en secadores, éste proceso requiere mantener una presión constante del gas natural.

Industria química: se considera como una de las materias primas básicas para las síntesis químicas industriales más importantes.

Industria del cemento: consume una considerable cantidad de energía térmica, representando el combustible entre un 25 y un 40% del costo total del producto.

Ventajas de seguridad y ambientales del gas seco

El gas natural tiene un rango de inflamabilidad muy limitado, en concentraciones en el aire por debajo del 4% y por arriba de aproximadamente el 14% no se encenderá el gas natural. Además la temperatura de ignición alta y el rango de inflamabilidad limitado reducen la posibilidad de un incendio o explosión accidental.

El gas natural seco no tiene un olor propio, por eso se agregan odorantes químicos (mercaptano) para que pueda detectarse en caso de fuga.

La combustión del gas natural prácticamente no genera emisiones de dióxido de azufre, el cual causa la lluvia ácida o partículas que son carcinogénicas. Asimismo, el gas natural emite cantidades mucho menores de monóxido de carbono, hidrocarburos reactivos, óxidos de nitrógeno y bióxido de carbono, que otros combustibles fósiles.

Una manera en la que el gas natural puede contribuir significativamente al mejoramiento de la calidad del aire es en el transporte. Por ejemplo, los vehículos que funcionan con gas natural pueden reducir las emisiones de monóxido de carbono e hidrocarburos reactivos hasta en un 90 por ciento, en comparación con los vehículos que utilizan gasolina. Otra manera de mejorar el medio ambiente es usar más gas natural para la generación de electricidad reemplazando al carbón o petróleo. Nuevas tecnologías de gas natural, como sistemas de ciclo combinado de alta eficiencia, aumentan el rendimiento de la energía y simultáneamente reducen la contaminación.

Considerando las propiedades físico-químicas del gas natural, las ventajas más importantes en cuanto a su uso son las siguientes:

1. Es un combustible relativamente barato.
2. Presenta una combustión completa y limpia, la cual prácticamente no emite bióxido de azufre.
3. Seguridad en la operación, debido a que en caso de fugas, al ser más ligero que el aire, se disipa rápidamente en la atmósfera. Únicamente, se requiere buena ventilación.
4. Promueve una mayor eficiencia térmica en plantas de ciclo combinado para generación de electricidad.

Cuadro Nro 2.5 Ventajas Comparativas del Gas Natural

Riesgo	Gas Natural	GLP	Gasolina
Tóxico	No	No	Si
Cancerígeno	No	No	Si
Inflamable	Si	Si	Si
Forma Nubes de Vapor	Bajo condiciones especiales	Si	Si
Asfixiante	Sí, en espacios confinados	Sí, en espacios confinados	No
Otros riesgos de salud	No	No	Irritación de ojos, náuseas, narcótico, otros.
Límites explosivos en el aire %	5 – 15	2.1 – 9.5	1.3 – 6
Presión de almacenamiento	Presurizado	Presurizado	Ambiente
Comportamiento en caso de fugas	Se dispersa rápidamente	Se evapora, forma nube de vapor "explosiva"	Forma depósitos inflamables, se requiere limpieza ambiental

Propano

Gas incoloro e inodoro de la serie de los alcanos de los hidrocarburos, de fórmula C_3H_8 . Se encuentra en el petróleo en crudo, en el gas natural y como producto derivado del refinado del petróleo. El propano no reacciona vigorosamente a temperatura ambiente; pero sí reacciona a dicha temperatura al mezclarlo con cloro y exponerlo a la luz. A temperaturas más altas, el propano arde en contacto con el aire, produciendo dióxido de carbono y agua, por lo que sirve como combustible.

Propiedades

El punto de fusión del propano es de $-189.9\text{ }^\circ\text{C}$ y su punto de ebullición de $-42.1\text{ }^\circ\text{C}$.

Usos

Utilizado como combustible industrial y doméstico. También se emplea en el llamado gas embotellado, como combustible para motores, como refrigerante, como disolvente a baja temperatura. En la petroquímica el propano se utiliza para la obtención del propeno y etileno, materia prima para la obtención de plásticos, fibras, resinas, etc.

Butano

Cualquiera de los dos hidrocarburos saturados o alcanos, de fórmula química C_4H_{10} . Ambos butanos están presentes en el gas natural, en el petróleo y en los gases de las refinerías. Poseen una baja reactividad química a temperatura normal, pero arden con facilidad al quemarse en el aire o con oxígeno. Constituyen el componente más volátil de la gasolina.

Propiedades

El punto de fusión del propano es de -138C y su punto de ebullición de $0\text{ }^\circ\text{C}$.

Usos

Se utiliza como materia prima en la industria petroquímica para la obtención de plásticos, fibras, resinas, etc, y a menudo se les añade propano en la elaboración del gas embotellado.

Gas Licuado de Petróleo

Es una mezcla de hidrocarburos livianos conformada principalmente por propano, propileno, butilenos y butano, en proporciones variables y que, a condiciones normales, es gaseosa y al comprimirla pasa a estado líquido. Puede obtenerse en una planta de procesamiento de gas natural o en una refinería, en las unidades de ruptura catalítica.

Propiedades

Aproximadamente su poder calorífico es = 11,807 Kcal/Kg.

Las presiones de vapor permisibles de los productos clasificados como mezclas propano-butano no deben exceder 1380 kPa.

Usos

Es utilizado como combustible para cocción de alimentos y calentamiento de agua principalmente. También es empleado por diferentes tipos de industrias como combustible en hornos, secadores, calderas y en motores de combustión interna y en turbinas de gas para generación de energía eléctrica.

Gasolina

Son productos derivados del petróleo. Se obtienen a partir de la destilación fraccionada del petróleo, a partir de los líquidos del gas natural o mediante la aplicación de procesos químicos complejos, tales como, descomposición térmica o catalítica, polimerización, alquilación, isomerización, reformado catalítico otros. Se encuentran constituidas por mezclas de hidrocarburos líquidos de relativa volatilidad, a los cuales se les puede agregar aditivos con el propósito de mejorarles sus características de comportamiento.

Propiedades

Las gasolinas se caracterizan por el índice de octano. La propiedad deseable de la gasolina para prevenir el cascabeleo es la habilidad para resistir la autoignición.

El color, la densidad, el punto inicial de ebullición, el punto final y los compuestos de azufre no corrosivos son de poca importancia, mientras que el agua, el sedimento, las gomas o los compuestos de azufre corrosivos provocan en seguida dificultades en el sistema de alimentación del motor, por lo cual una

gasolina proveniente de los líquidos del gas natural ofrece considerables ventajas frente a las gasolinas obtenidas por otros métodos.

Usos

Se emplean como combustibles en motores de combustión interna del tipo de encendido por chispa.

Jet Fuel

Propiedades

Abarcan desde productos de bajo punto de ebullición (46 °C) hasta los de aun 315 °C. La presión de vapor es aproximadamente 0.5 Kg/cm². La estabilidad debe ser excelente y se requiere un punto de congelamiento bajo (máximo -60 °C).

Usos

Son combustibles utilizados en la aviación.

Diesel

Los combustibles Diesel varían desde el queroseno hasta aceites residuales de grado intermedio, todo depende de las características del equipo de combustión que se obtenga. Las cualidades de ignición y la viscosidad son características importantes que determinan el rendimiento. Las cualidades de ignición de los combustibles Diesel suelen evaluarse en términos de sus números de cetanos o índices Diesel.

Propiedades

El índice de cetano mide la calidad de ignición de un diesel. Es una medida de la tendencia del diesel a cascabelear en el motor. La escala se basa en las características de ignición de dos hidrocarburos, Cetano (n-hexadecano) y Heptametilnonano.

El n-hexadecano tiene un período corto de retardo durante la ignición y se le asigna un cetano de 100; el heptametilnonano tiene un período largo de retardo y se le ha asignado un cetano de 15. El índice de cetano es un medio para determinar la calidad de la ignición del diesel y es equivalente al porcentaje por volumen del cetano en la mezcla con heptametilnonano, pero para el diesel la propiedad deseable es la autoignición.

Típicamente los motores se diseñan para utilizar índices de cetano de entre 40 y 55, debajo de 38 se incrementa rápidamente el retardo de la ignición.

En el diesel, el índice de cetano se incrementa a medida que aumenta la longitud de la cadena. En general, los aromáticos y los alcoholes tienen un índice de cetano bajo. Por ello el porcentaje de gasóleos desintegrados, en el diesel, se ve limitado por su contenido de aromáticos.

Las variaciones en la densidad y viscosidad del combustible resultan en variaciones en la potencia del motor y, consecuentemente, en las emisiones y el consumo. Se ha encontrado, además, que la densidad influye en el tiempo de inyección de los equipos de inyección controlados mecánicamente.

Usos

Los combustibles Diesel se usan ampliamente en auto-transportes pesados, locomotoras, motores marinos, en plantas eléctricas estacionarias o comerciales.

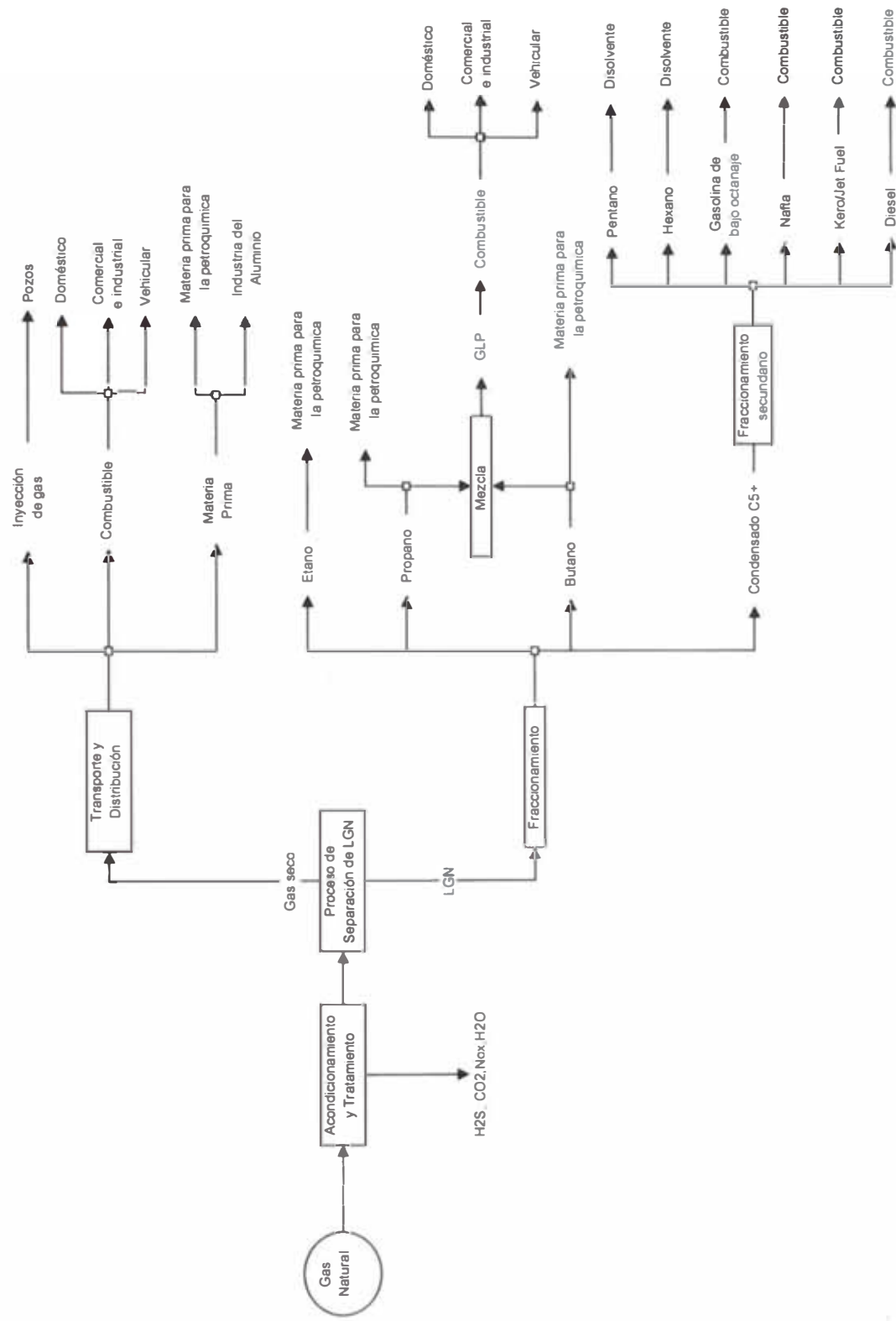


Fig. 2.8 Uso de los Productos del Gas Natural

CAPITULO III

III MERCADO DEL GAS NATURAL Y DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

El gas natural de Camisea es un gas de alta riqueza en hidrocarburos líquidos (55 a 75 barriles por MMPCSD). Es por ello que se debe maximizar su recuperación, ya que estos líquidos tienen un alto valor en el mercado y permitirá cubrir el déficit energético del País. De acuerdo al Proyecto de Desarrollo del Gas de Camisea, la planta de separación de líquidos debe procesar una cantidad de gas que satisfaga las necesidades del mercado y los requerimientos de reinyección de gas seco que haga posible la extracción continua de los hidrocarburos líquidos (propano y mas pesados). En los puntos siguientes se muestran resultados de un estudio de mercado realizado con el fin de determinar el volumen de gas a procesar.

3.1 Mercado del Gas Natural

Como se mostró en el cuadro Nro 1.4 las actividades que se integran al consumo de gas son: la generación eléctrica y el uso industrial, comercial y doméstico del gas.

Generación Eléctrica

En el año 2004 el yacimiento Camisea iniciará su producción y se dispondrá de volúmenes de gas suficientes como para reemplazar al Diesel/Residual que se utiliza en la generación eléctrica.

El mercado del gas abarcaría la generación eléctrica en las Centrales Térmicas de Santa Rosa (281 MW) y Ventanilla (549 MW), ubicadas en la ciudad de Lima.

De acuerdo con los estimados de OTERG se considera que solamente se consumirá gas natural en la central de ETEVENSA y que se instalarán nuevas centrales para operar con este gas.

Como se muestra en el cuadro Nro 3.1 en el sector eléctrico la demanda de gas natural en la generación eléctrica será de 39,9 MMPCD en el año 2004 y de 68,6 MMPCD en el año 2010.

**Cuadro Nro 3.1 C.T. Proyecto Camisea – Generación Eléctrica
2001 - 2010**

AÑO	ETEVENSA		NUEVAS C.T PROYECTO CAMISEA		TOTAL MMPCD
	GWh	MMPCD	GWh	MMPCD	
2004	1783,4	30,7	365,4	9,22	39,92
2005	1296,3	22,3	234,8	5,93	28,23
2006	1484,3	25,5	521,8	13,17	38,67
2007	1198,1	20,6	362,1	9,14	29,74
2008	1421,4	24,4	651,9	16,50	40,90
2009	1642,2	28,2	1034,1	26,10	54,30
2010	1846,4	31,7	1477,1	36,90	68,60

Fuente: Ministerio de Energía y Minas (2)

Sector Industrial

El Residual/Carbón se usaría como combustible industrial en el área de influencia de este proyecto que, a mediano plazo, serían en los departamentos de Lima e Ica. El consumo industrial convertible a Gas Natural según se mostró en el

cuadro Nro 1.4, se espera que crezca de 52,8 MMPCD en el año 2004 a 71,0 MMPCD en el año 2010 y se estima que el gas Natural de Camisea, además de reemplazar al Carbón (principalmente en el caso de Cementos Lima) cuyo consumo alcanzaría los 18,7 MMPCD en el año 2004 y 19,4 MMPCD en el año 2010, reemplazará a los derivados de petróleo alcanzando aproximadamente 34,1 MMPCD en el año 2004 y 49,2 MMPCD en el año 2010. Tal como se detalla en el cuadro Nro 3.2.

Cuadro Nro 3.2 Sustitución de Derivados de Petróleo y Carbón por Gas Natural en el Sector Industrial: 2004 – 2010

MMPCD	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Residuales	28,9	34,0	39,3	40,3	41,4	41,4	41,4
Diesel	2,6	3,1	3,6	3,7	3,8	3,8	3,8
Kero/turbo	1,0	1,2	1,4	1,4	1,5	1,5	1,5
GLP	1,6	2,0	2,3	2,4	2,5	2,5	2,5
SubTotal	34,1	40,3	46,6	47,8	49,2	49,2	49,2
Carbón	18,7	18,7	19,4	19,4	19,4	19,4	19,4
TOTAL	52,8	59,0	66,0	67,2	68,6	68,6	68,6

Fuente : Ministerio de Energía y Minas ⁽²⁾

Sector Comercial y doméstico

Se espera que el Gas Natural de Camisea pueda ser consumido en los sectores Comercial y Residencial en reemplazo de GLP y Kero/turbo, aunque en poco volumen. Entre ambos se espera consumir 1,5 MMPCD en el año 2005 y 4 MMPCD en el año 2010. Ver cuadro Nro 3.3.

3.2 Producción del Gas Natural y de los Líquidos del Gas Natural

El proyecto Camisea iniciara su producción en el año 2004, con un volumen de 25 MBPD de líquidos del gas natural y llegara a 35 MBPD en el año 2010.

No obstante ,este volumen podrá incrementarse en la medida que se incremente el volumen de gas a reinyectarse en el campo.

La producción del gas natural de Camisea dependerá de la demanda del gas natural, del volumen de gas seco a reinyectarse en los pozos, de la cantidad de gas para el consumo propio y del shrinkage. Ver cuadro Nro 3.5.

Cuadro Nro 3.5 Producción de Gas Natural de Camisea: 2004 –2010

	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Producción de LGN (MBPD)	25,0	25,0	25,0	30,0	35,0	35,0	35,0
Producción de Gas Natural (MMPCD)	387,9	387,9	465,5	543,1	543,1	543,1	543,1
Gas para consumo propio	14,4	14,4	14,4	17,2	20,1	20,1	20,1
Shrinkage	33,4	33,4	33,4	40,0	46,7	46,7	46,7
Ventas	92,7	89,6	107,6	100,6	114,9	128,3	143,7
Reinyección	247,5	250,6	232,6	307,6	361,4	347,9	332,6

Fuente : Ministerio de Energía y Minas (²)

Se espera que para el año 2010 la producción del gas de Camisea ascienda a 543,1 MMPCD con un nivel de ventas de 143,7 MMPCD.

3.3 Producción y Venta de Derivados y Petróleo Crudo

**Cuadro Nro 3.6 Balance Volumétrico Nacional de Derivados y Petróleo Crudo :
2003 –2010 (MBPD)**

	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
GLP								
Producción	9,4	19,4	19,4	19,4	21,4	23,4	23,4	23,4
Venta	16,3	16,6	16,7	17,0	17,4	17,4	17,6	17,7
(+) / (-)	-6,8	2,8	2,7	2,4	4,0	6,0	5,9	5,7
Gasolina								
Producción	42,2	57,8	59,0	59,0	62,0	65,0	65,0	65,0
Venta	26,4	26,9	27,5	28,1	28,7	29,1	29,8	30,4
(+) / (-)	15,8	30,9	31,5	30,9	33,3	35,8	35,2	34,5
Diesel								
Producción	44,6	45,0	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8
Venta	58,5	59,6	64,9	68,1	72,7	71,7	74,4	77,2
(+) / (-)	-13,9	-14,7	-15,2	-18,4	-23,0	-21,9	-24,7	-27,4
Kero/Turbo								
Producción	27,1	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3	25,3
Venta	20,7	20,5	20,2	20,4	20,5	20,0	19,9	19,9
(+) / (-)	6,4	4,8	5,1	5,0	4,8	5,3	5,4	5,5
Residuales								
Producción	51,3	56,9	56,9	56,9	56,9	56,9	56,9	56,9
Venta	27,8	23,3	23,1	22,9	23,3	20,5	20,9	21,3
(+) / (-)	23,5	33,6	33,9	34,1	33,6	36,4	36,1	35,6
Otros								
Producción	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6
Venta	6,3	6,5	6,7	6,9	7,1	7,3	7,6	7,8
(+) / (-)	0,3	0,1	-0,1	-0,4	-0,6	-0,8	-1,0	-1,2
Petróleo Crudo								
Producción	102,1	101,8	108,3	119,8	131,6	143,2	139,9	134,6
Venta a refinerías	180,3	185,2	185,2	185,2	185,2	185,2	185,2	185,2
(+) / (-)	-78,2	-83,3	-76,9	-65,4	-53,5	-42,0	-45,3	-50,5

Fuente : Ministerio de Energía y Minas ⁽²⁾

3.4 Balanza Comercial de Hidrocarburos

El cuadro siguiente publicado también en el Plan Referencial de Hidrocarburos 2001, considera la puesta en operación de Camisea y los pronósticos de demanda de derivados con el efecto de sustitución del gas natural.

Cuadro Nro 3.7 Balanza Comercial : 2003 –2010 (*) (MBPD)

	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Exportaciones								
Petróleo Crudo								
GLP		2.8	2.7	2.4	4.0	6.0	5.9	5.7
Gasolina	15.8	30.9	31.5	30.9	33.3	35.8	35.2	34.5
Diesel								
Kero/Turbo	6.4	4.8	5.1	5.0	4.8	5.3	5.4	5.5
Residuales	23.5	33.8	33.9	34.1	33.6	36.4	36.1	35.6
Otros	0.3	0.1						
Exportaciones	45.9	72.3	73.2	72.3	75.7	83.6	82.5	81.3
Importaciones								
Petróleo Crudo **	78.2	83.3	76.9	65.4	53.5	42.0	45.3	50.5
GLP	6.8							
Gasolina								
Diesel	13.9	14.7	15.2	18.4	23.0	21.9	24.7	27.4
Kero/Turbo								
Residuales								
Otros			0.1	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2
Importaciones	98.9	98.0	92.2	84.1	77.1	64.7	71.0	79.2
Balanza Comercial	-52.9	-25.7	-19.0	-11.8	-1.4	19.0	11.6	2.1

* La producción de Derivados de menor participación (Material de Corte, MTBE, Nafta Craqueada) está agrupada bajo el rubro "Otros". Se considera que el volumen retornado al Oleoducto se adiciona a la Producción Nacional de Crudo.

** Las Importaciones de Crudo se obtienen de la diferencia entre la Carga Total a las Refinerías menos la Carga Nacional de Crudo.

Fuente: Ministerio de Energía y Minas (2)

3.5 Definición del Problema

Según el Plan Referencial de Hidrocarburos 2001, publicado por el Ministerio de Energía y Minas, considerando aún el efecto de sustitución del gas natural de Camisea, el GLP tiene alta demanda en el mercado interno (Ver Cuadro Nro 3.6). Debido a esto es necesario recuperar los LGN maximizando propano porque de lo contrario se seguirá importando GLP.

La recuperación de los líquidos del gas natural maximizando propano nos permitiría ser exportadores de GLP (Ver Cuadro Nro 3.7).

Por otro lado los pronósticos del Plan Referencial de Hidrocarburos no muestran demanda inmediata de etano dado que no existe actividad petroquímica en el país. En el futuro las posibilidades de exportación tal vez harían cambiar la necesidad de recuperación de etano.

Del pronóstico de producción de gas natural para el período 2004 – 2010, cuadro Nro 3.5, se ha determinado que la planta de separación de los líquidos del gas natural tendrá en su etapa inicial una capacidad de producción de 400 MMPCD, diseñándose el equipamiento en módulos de 200 MMPCD, de tal forma que si la producción de los yacimientos aumenta con nuevos pozos de desarrollo, se adicionen nuevos módulos de procesamiento en Camisea.

En el presente estudio se diseña la planta de separación de líquidos del gas natural que se ubicaría cerca de los yacimientos de Camisea.

En una segunda parte se diseña la planta de fraccionamiento a ubicarse en la costa, al sur de Lima.

Se compara técnica y económicamente alternativas para las tecnologías a aplicar. La Fig. 3.1 muestra la distribución geográfica de las actividades mas importantes a desarrollarse en el desarrollo del Proyecto de Camisea.

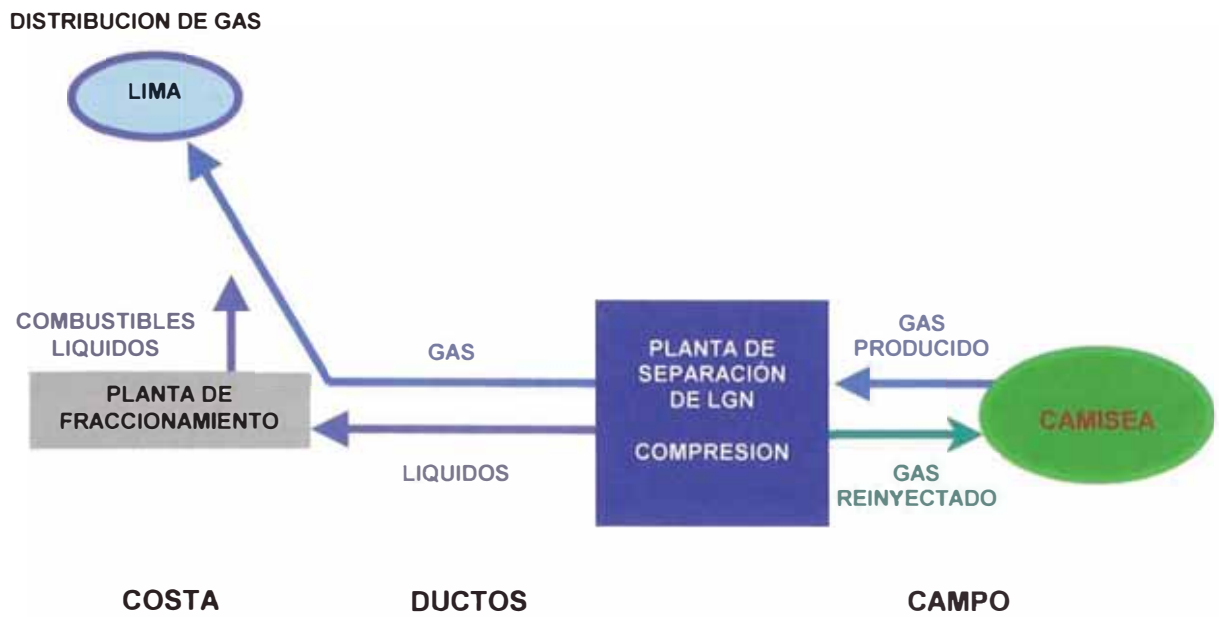


Fig. 3.1 Esquema General del Proyecto y Ubicación Geográfica

CAPITULO IV

IV PLANTEAMIENTO, DISEÑO Y SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS DE SEPARACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

4.1 Definición de Alternativas de Separación de Líquidos del Gas Natural a evaluar

Existen procesos de turbo-expansión y de absorción mejorada que permiten las mas altas eficiencias de recuperación de propano e hidrocarburos mas pesados, tal como se mostró en el cuadro Nro 2.4.

El gas de Camisea se encuentra disponible a una alta presión (a la entrada de la planta de separación a una presión promedio de 1050 psia).

Si bien los procesos de absorción en la actualidad pueden lograr altas recuperaciones, no son eficientes cuando se dispone de gases de alimentación a altas presiones porque a éstas condiciones disminuye la volatilidad relativa y es imposible la separación deseada.

Por otro lado si el gas de alimentación es expandido hasta presiones bajas (250 - 450 psig), a las cuales el proceso trabaja bien, se alcanzan temperaturas de hasta -100°C , temperaturas a las cuales no se realiza la separación con un solvente de absorción.

Por sus condiciones de operación los procesos de turbo-expansión son los más adecuados para ser utilizados.

Las tecnologías de turbo-expansión en la actualidad son numerosas. En este estudio se diseñaron dos procesos de turbo-expansión que tienen recuperaciones de propano entre 90 y 95%. Ambos procesos se compararán económicamente en el Capítulo V.

4.2 Configuración de los Procesos de Separación

El Gas Natural recolectado de los yacimientos es tratado en el campo para su transporte a la planta de separación. En el sistema de recolección se cuenta con

baterías de separación que tienen por objetivo separar agua y los hidrocarburos condensables (mezcla de hidrocarburos que se llamará condensado no estabilizado), para minimizar el deterioro por corrosión y la caída de presión mayor que se produciría al transportar dos fases. De la separación en campo se obtiene un gas natural húmedo, llamado así porque contiene propano e hidrocarburos de mayor peso molecular. En la Fig. 2.1., la etapa anterior es llamada Acondicionamiento en el campo.

En el caso de Camisea el gas natural húmedo y el condensado no estabilizado serán llevados a la planta de separación ubicada en Las Malvinas. En la Fig. 2.1., ésta etapa se denomina Separación de LGN. Dada la composición del gas de yacimiento de Camisea no es necesario un tratamiento previo a la separación de LGN. Los productos de la Planta de Separación son el gas natural seco y los líquidos del gas natural.

4.3 Descripción de los Procesos de Separación

En este estudio se utiliza la información sobre la composición del gas natural de Camisea presentada en el cuadro Nro 4.1 y la información del Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto Planta de Fraccionamiento de LGN e Instalaciones de Carga publicada por el Ministerio de Energía y Minas en la que se detalla la composición de los LGN de Camisea ⁽²⁾.

El gas del reservorio se somete a una separación inicial de campo en la cual se separa el agua y se obtiene el gas húmedo y el condensado no estabilizado, en la Figura 2.1 esta separación se lleva a cabo en la etapa de acondicionamiento en el campo. Este proceso es simulado, obteniéndose las composiciones de los fluidos que se presentan en la Tabla Nro 4.1. Estas composiciones sirven de base para diseñar los procesos de separación.

**Cuadro Nro 4.1. Composición Promedio del
Fluido del Reservorio Camisea lote-88**

COMPONENTE	% MOL
Nitrógeno	0.64
Dióxido de carbono	0.22
Metano	82.02
Etano	9.04
Propano	3.39
i-Butano	0.51
n-Butano	0.98
i-Pentano	0.39
n-Pentano	0.39
Hexano	0.54
Heptano	0.52
Octano	0.52
Nonano	0.28
Decano	0.18
Undecano	0.11
Dodecano +	0.27

Fuente : Proyecto Integral de Desarrollo del
Gas de Camisea Petroperú, 1990 ⁽³⁹⁾

**Tabla Nro 4.1. Composición Promedio del Gas Húmedo y del
Condensado No Estabilizado Obtenidos en la Separación en Campo
(% Molar)**

	CONDENSADO NO	
	GAS HUMEDO	ESTABILIZADO
NITROGENO	6.65E-01	7.29E-02
CO2	2.29E-01	1.26E-01
METANO	8.45E+01	2.49E+01
ETANO	9.06E+00	8.55E+00
PROPANO	3.23E+00	7.07E+00
ISOBUTANO	4.55E-01	1.80E+00
BUTANO	8.38E-01	4.29E+00
I-PENTANO	3.08E-01	2.98E+00
N-PENTANO	2.84E-01	3.38E+00
N-HEXANO	2.59E-01	7.35E+00
BENZENO	6.63E-03	2.52E-01
NBP11 182	2.47E-02	1.10E+00
NBP11 193	1.66E-02	9.05E-01
NBP11 207	3.38E-02	2.40E+00
NBP11 215	3.43E-02	2.85E+00
NBP11 227	1.94E-02	2.11E+00
NBP11 239	2.04E-02	2.83E+00
NBP11 250	1.56E-02	2.78E+00
NBP11 261	1.16E-02	2.70E+00
NBP11 273	8.38E-03	2.58E+00
NBP11 284	4.09E-03	1.69E+00
NBP11 295	2.85E-03	1.60E+00
NBP11 307	2.00E-03	1.54E+00
NBP11 318	1.33E-03	1.43E+00
NBP11 329	7.72E-04	1.17E+00
NBP11 341	4.92E-04	1.07E+00
NBP11 352	3.11E-04	9.78E-01
NBP11 363	1.93E-04	8.87E-01
NBP11 375	1.27E-04	8.73E-01
NBP11 386	8.01E-05	8.28E-01
NBP11 397	5.32E-05	8.35E-01
NBP11 409	2.72E-05	6.55E-01
NBP11 420	1.53E-05	5.73E-01
NBP11 431	8.54E-06	5.01E-01
NBP11 443	4.79E-06	4.46E-01
NBP11 454	2.75E-06	4.08E-01
NBP11 465	1.50E-06	3.58E-01
NBP11 477	7.96E-07	3.09E-01
NBP11 488	4.35E-07	2.79E-01
NBP11 500	2.78E-07	2.96E-01
NBP11 511	1.86E-07	3.31E-01
NBP11 522	1.00E-07	2.92E-01
NBP11 533	4.48E-08	2.25E-01
NBP11 545	2.21E-08	1.92E-01
NBP11 556	1.15E-08	1.72E-01
NBP11 567	6.36E-09	1.63E-01
NBP11 579	3.24E-09	1.47E-01
NBP11 590	1.55E-09	1.27E-01
NBP11 602	7.67E-10	1.13E-01
NBP11 613	3.81E-10	1.02E-01
NBP11 624	1.91E-10	9.42E-02
NBP11 636	9.84E-11	8.99E-02
NBP11 647	5.21E-11	8.84E-02
NBP11 658	0.00E+00	8.99E-02
TOTAL	100	100

4.3.1 Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

(Ver DFP Nro 01)

El gas natural húmedo ingresará a la planta de separación a una presión de 73.82 Kg/cm^2 (1050 psia) y una temperatura de $32 \text{ }^\circ\text{C}$ (90°F), siendo luego expandido a través del expansor N-1 hacia una menor presión, el líquido condensado es separado en un separador vertical T-3 y expandido a través de una válvula de expansión para luego entrar a la sección más baja de la columna deetanizadora T-1 (plato #20). El vapor separado en T-3 es dividido en dos porciones. La primera porción es expandida en N-3 e ingresa a la columna deetanizadora en el plato #10 justo por encima de la mitad. La segunda porción es enfriada con en los intercambiadores E-1 y E-2, causando la condensación parcial del vapor. El vapor y el líquido de esta segunda porción son separados en T-4, el líquido es expandido a través de una válvula de expansión e introducido en la columna deetanizadora en el plato #5. El vapor remanente es expandido en N-2 e introducido en el tope de la columna deetanizadora.

El condensado no estabilizado ingresa a la planta de separación siendo enfriado en E-4 por la corriente de tope de la columna deetanizadora y luego expandido por medio de una válvula, la mezcla líquido vapor es separada en T-5. El líquido es enviado a una columna de estabilización T-2.

La corriente de tope de la columna deetanizadora luego de enfriar corrientes del proceso pasa a dos pre-compresores C-1 y C-2.

El vapor del separador T-5 se une a la corriente que sale por el tope de la columna estabilizadora. Esta corriente rica en metano se une a la corriente de tope de la columna deetanizadora ya pre-comprimida para formar el gas seco que será posteriormente comprimido.

La corriente de fondo de la columna estabilizadora es compuesta por propano e hidrocarburos más pesados y se denomina condensado estabilizado. Esta corriente se une con la corriente de fondo de la columna deetanizadora, lo que constituirán la corriente de Líquidos del

Gas Natural que serán enviados a la planta de fraccionamiento para la obtención de productos comerciales.

El aceite de calentamiento utilizado para calentar el fondo de las columnas de esta unidad es el Dowtherm Q.

Unidad de compresión

El gas seco que sale de la planta de separación a 27.2 Kg/cm^2 es comprimido en dos compresores hasta la presión 80.85 Kg/cm^2 . A estas condiciones el gas es enviado al gasoducto. El gas destinado a reinyección se comprime de 80.85 hasta 282.26 Kg/cm^2 en un tren de compresión.

Sistema de refrigeración

El sistema de refrigeración de una sola etapa con propano como fluido refrigerante, satisface los requerimientos de refrigeración en el intercambiador de calor E-1 del Proceso de Separación de una Torre. Ver Fig. 4.1.

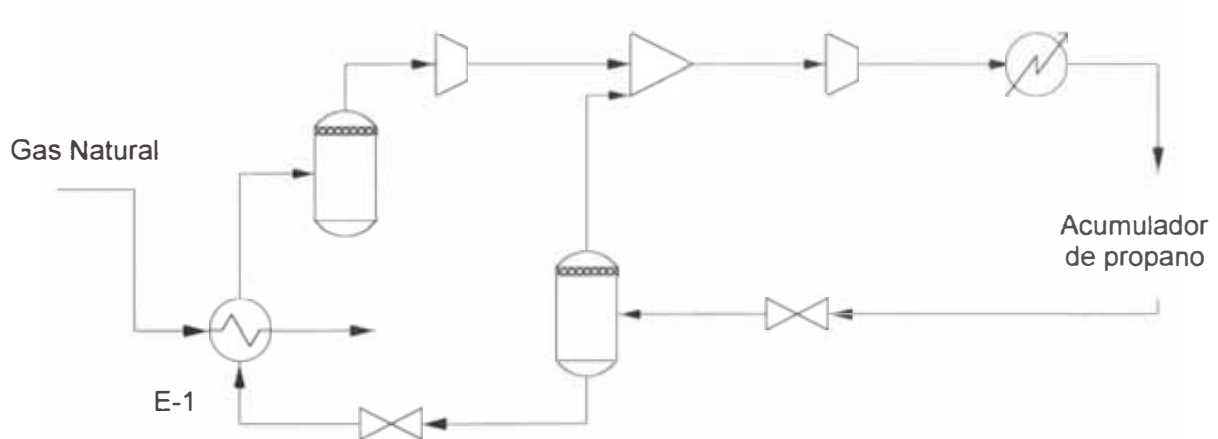


Fig. 4.1. Sistema de Refrigeración con propano de una etapa para el proceso de Separación Criogénica de Una Torre

4.3.2 Proceso de Separación Criogénica en Dos Etapas

(Ver DFP Nro 2)

El gas natural húmedo ingresará a la planta de separación a una presión de 73.82 Kg/cm^2 (1050 psia) y una temperatura de $32 \text{ }^\circ\text{C}$ (90°F), siendo luego enfriado con una corriente fría del proceso en el intercambiador E-1 y con propano refrigerante en los intercambiadores E-2 y E-3. Después del enfriamiento la corriente es flasheada en un separador vertical T-4. La fase líquida se extrae por la parte inferior, se expande en una válvula y se envía a una primera columna T-1. La fase vapor separada en T-4 se divide en dos corrientes, una de ellas se envía a una turbina de expansión N-1 y luego ingresa por el tope a la columna T-1. La segunda porción de la fase vapor se envía también a un turbo expansor N-2 y luego se envía a la columna deetanizadora T-2, ingresando en ésta en el plato #10. La corriente de fondo de la columna T-1 se bombea hacia la columna deetanizadora ingresando a ésta en el plato #17. La corriente de tope de la columna T-1 refrigera el tope de la columna deetanizadora T-2, luego ésta corriente que es rica en metano pasa a un pre-compresor C-1 y formará parte del gas seco que se producirá en la planta. El corriente de tope de la columna deetanizadora T-2 es rica en etano y se mezcla con la corriente de tope de la columna T-1 previamente comprimida en C-1. Esta mezcla enfría la corriente de gas natural húmedo que entra a la planta. La corriente de fondo de la columna deetanizadora es rica en propano e hidrocarburos más pesados.

El condensado no estabilizado ingresa a la planta de separación y es enfriado con propano en los intercambiadores E-7 y E-8, luego es expandido por medio de una válvula. La mezcla líquido vapor es separada en T-5. El líquido es enviado al tope de la columna de estabilización T-3. El vapor del separador T-5 se une a la corriente que sale por el tope de la columna estabilizadora. Esta corriente rica en metano, se une a la corriente de gas seco que enfrió al gas natural húmedo de entrada al proceso. Esta mezcla conforma el gas seco que será posteriormente comprimido.

La corriente de fondo de la columna estabilizadora está compuesta por propano e hidrocarburos más pesados y se denomina condensado estabilizado. Esta corriente se une con la corriente de fondo de la columna deetanizadora, lo que constituirán la corriente de Líquidos del Gas Natural que serán enviados a la planta de fraccionamiento para la obtención de productos comerciales.

El aceite de calentamiento utilizado para calentar el fondo de las columnas de esta unidad es el Dowtherm Q.

Unidad de compresión

El gas seco que sale de la planta de separación a 27.2 Kg/cm^2 es comprimido en dos compresores hasta la presión 80.85 Kg/cm^2 . A estas condiciones el gas es enviado al gasoducto. En un tren de compresores el gas destinado a reinyección se comprime de 80.85 hasta 282.26 Kg/cm^2

Sistema de refrigeración

El sistema de refrigeración de dos etapas con propano como fluido refrigerante, satisface los requerimientos de refrigeración en los intercambiadores de calor E-2 y E-3 para la corriente de gas natural húmedo y en los intercambiadores E-7 y E-8 para el condensado no estabilizado del Proceso de Separación de dos Etapas. Ver Fig. 4.2.

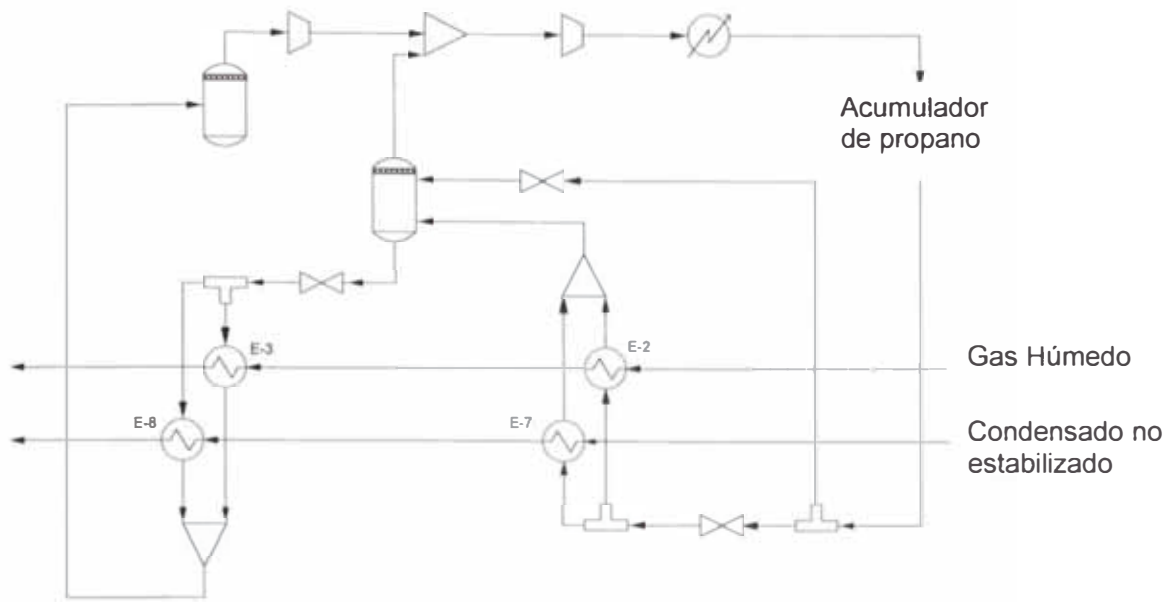


Fig. 4.2. Sistema de Refrigeración con propano de dos etapas para el proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

4.4 Simulación de los Procesos de Separación

En el Anexo A.1.1 se muestra el desarrollo de los métodos cortos empleados para obtener especificaciones de los equipos y corrientes que sirven para inicializar el software de simulación.

En el Anexo A.1.3 se muestran los balance de materia obtenidos de los métodos rigurosos del Design II.

Las composiciones de los productos de ambos procesos de separación se muestran en las Tablas 4.2 y 4.3.

Tabla Nro 4.2 Composición del Gas Seco y de los Líquidos del Gas Natural obtenidos en el Proceso de Separación Criogénica de una Torre (% Molar)

	GAS SECO	LGN
NITROGENO	6.95E-01	3.48E-16
CO2	2.44E-01	5.22E-08
METANO	8.90E+01	5.36E-09
ETANO	9.77E+00	3.51E-01
PROPANO	3.03E-01	3.98E+01
ISOBUTANO	3.30E-03	6.48E+00
BUTANO	3.35E-03	1.25E+01
I-PENTANO	6.70E-04	5.33E+00
N-PENTANO	5.35E-04	5.26E+00
N-HEXANO	3.21E-04	7.04E+00
BENZENO	9.02E-06	2.14E-01
NBP(1) 182	2.71E-05	8.81E-01
NBP(1) 193	1.70E-05	6.79E-01
NBP(1) 207	3.21E-05	1.68E+00
NBP(1) 215	3.16E-05	1.92E+00
NBP(1) 227	1.70E-05	1.35E+00
NBP(1) 239	1.71E-05	1.74E+00
NBP(1) 250	1.26E-05	1.66E+00
NBP(1) 261	9.07E-06	1.56E+00
NBP(1) 273	6.41E-06	1.46E+00
NBP(1) 284	3.07E-06	9.37E-01
NBP(1) 295	2.13E-06	8.77E-01
NBP(1) 307	1.49E-06	8.34E-01
NBP(1) 318	1.00E-06	7.70E-01
NBP(1) 329	5.89E-07	6.25E-01
NBP(1) 341	3.83E-07	5.68E-01
NBP(1) 352	2.49E-07	5.19E-01
NBP(1) 363	1.60E-07	4.70E-01
NBP(1) 375	1.10E-07	4.61E-01
NBP(1) 386	7.25E-08	4.37E-01
NBP(1) 397	5.06E-08	4.40E-01
NBP(1) 409	2.74E-08	3.45E-01
NBP(1) 420	1.64E-08	3.02E-01
NBP(1) 431	9.75E-09	2.64E-01
NBP(1) 443	5.85E-09	2.35E-01
NBP(1) 454	3.59E-09	2.15E-01
NBP(1) 465	2.09E-09	1.89E-01
NBP(1) 477	1.19E-09	1.62E-01
NBP(1) 488	6.94E-10	1.47E-01
NBP(1) 500	4.73E-10	1.56E-01
NBP(1) 511	3.36E-10	1.74E-01
NBP(1) 522	1.90E-10	1.54E-01
NBP(1) 533	8.85E-11	1.19E-01
NBP(1) 545	4.44E-11	1.01E-01
NBP(1) 556	2.27E-11	9.05E-02
NBP(1) 567	1.19E-11	8.60E-02
NBP(1) 579	5.49E-12	7.72E-02
NBP(1) 590	2.26E-12	6.67E-02
NBP(1) 602	9.03E-13	5.95E-02
NBP(1) 613	3.44E-13	5.37E-02
NBP(1) 624	1.25E-13	4.96E-02
NBP(1) 636	4.53E-14	4.73E-02
NBP(1) 647	1.64E-14	4.65E-02
NBP(1) 658	5.95E-15	4.73E-02
TOTAL	100	100

Poder calorífico bruto = 9592.839 kcal/m³ @ 60 °F

Poder calorífico neto = 8667.414 kcal/m³ @ 60 °F

Gravedad específica = 0.7436 kcal/m³ @ 60 °F

Tabla Nro 4.3 Composición del Gas Seco y de los Líquidos del Gas Natural obtenidos en el Proceso de Separación Criogénica de dos Etapas (% Molar)

	GAS SECO	LGN
NITROGENO	6.95E-01	0.00E+00
CO2	2.44E-01	2.50E-09
METANO	8.91E+01	1.85E-11
ETANO	9.78E+00	4.00E-01
PROPANO	2.19E-01	4.04E+01
ISOBUTANO	4.57E-03	6.40E+00
BUTANO	4.40E-03	1.24E+01
I-PENTANO	6.92E-04	5.28E+00
N-PENTANO	5.42E-04	5.21E+00
N-HEXANO	3.22E-04	6.97E+00
BENZENO	9.03E-06	2.12E-01
NBP11 182	2.71E-05	8.72E-01
NBP11 193	1.70E-05	6.73E-01
NBP11 207	3.21E-05	1.66E+00
NBP11 215	3.16E-05	1.90E+00
NBP11 227	1.70E-05	1.34E+00
NBP11 239	1.71E-05	1.72E+00
NBP11 250	1.26E-05	1.64E+00
NBP11 261	9.07E-06	1.55E+00
NBP11 273	6.41E-06	1.45E+00
NBP11 284	3.08E-06	9.28E-01
NBP11 295	2.13E-06	8.68E-01
NBP11 307	1.49E-06	8.26E-01
NBP11 318	1.00E-06	7.62E-01
NBP11 329	5.89E-07	6.19E-01
NBP11 341	3.83E-07	5.62E-01
NBP11 352	2.49E-07	5.14E-01
NBP11 363	1.60E-07	4.65E-01
NBP11 375	1.10E-07	4.57E-01
NBP11 386	7.26E-08	4.33E-01
NBP11 397	5.07E-08	4.36E-01
NBP11 409	2.74E-08	3.41E-01
NBP11 420	1.64E-08	2.99E-01
NBP11 431	9.76E-09	2.61E-01
NBP11 443	5.85E-09	2.33E-01
NBP11 454	3.59E-09	2.13E-01
NBP11 465	2.10E-09	1.87E-01
NBP11 477	1.19E-09	1.61E-01
NBP11 488	6.94E-10	1.45E-01
NBP11 500	4.73E-10	1.54E-01
NBP11 511	3.36E-10	1.73E-01
NBP11 522	1.90E-10	1.52E-01
NBP11 533	8.86E-11	1.17E-01
NBP11 545	4.45E-11	9.98E-02
NBP11 556	2.27E-11	8.96E-02
NBP11 567	1.19E-11	8.52E-02
NBP11 579	5.49E-12	7.64E-02
NBP11 590	2.26E-12	6.61E-02
NBP11 602	9.03E-13	5.89E-02
NBP11 613	3.44E-13	5.31E-02
NBP11 624	1.25E-13	4.91E-02
NBP11 636	4.53E-14	4.68E-02
NBP11 647	1.65E-14	4.61E-02
NBP11 658	5.95E-15	4.68E-02
TOTAL	100	100

Poder calorífico bruto = 9582.268 kcal/m³ @ 60 °F

Poder calorífico neto = 8657.549 kcal/m³ @ 60 °F

Gravedad específica = 0.7427 kcal/m³ @ 60 °F

De los balances de materia de ambos procesos se obtienen los resultados que se muestran en el cuadro siguiente.

Cuadro Nro 4.2 Comparación de los Resultados de los Procesos de Separación Criogénica Modelados

Características	Proceso de Separación Criogénica	
	Una Torre	Dos Etapas
Capacidad por módulo	200 MMPCSD	200 MMPCSD
Producción de LGN	12547 BPD	12832 BPD
Recuperación de propano	91.77 %	94.05%

4.5 Especificaciones de los Equipos de los Procesos de Separación Criogénica

En base a la composición de las corrientes y condiciones de operación para lograr los niveles de recuperación de propano requeridos y empleando las ecuaciones de diseño (²⁷), se determinan las condiciones de operación finales y las dimensiones de los equipos para los procesos de separación modelados. En los siguientes cuadros se detallan las especificaciones de los equipos para ambos procesos de separación en forma independiente.

4.5.1 Especificaciones de los Equipos del Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

Se especifican condiciones de operación y dimensiones de recipientes de procesos, intercambiadores de calor, compresores y turbinas del proceso de separación propiamente dicho. No se detallan especificaciones de los equipos de las instalaciones auxiliares de recompresión del gas seco para reinyección a los pozos, ni los correspondientes al sistema de refrigeración. Estas instalaciones se incluyen como módulos completos en el cálculo del capital básico de la planta.

Cuadro 4.3 Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

Capacidad por módulo: 200 MPCSD

Identificación	T-1	T-2	T-3	T-4	T-5
Servicio	Deetanizadora	Estabilizadora	Separador Flash Vertical	Separador Flash Vertical	Separador Flash Vertical
Presión de operación (Kg/cm ²)	17.51	27.21	40.43	73.82	40.43
Temperatura en el Tope (°C)	-60.00	-10.00	-59.00	-40.00	-40.00
Temperatura en el Fondo (°C)	75.00	220.00	-----	-----	-----
Material	s.s	s.s	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	1.84	1.39	1.52	2.13	1.22
Longitud (m)	19.30	16.25	7.03	2.66	6.08
Número de platos	30	25	-----	-----	-----
Material de platos	s.s	s.s	-----	-----	-----

Cuadro 4.4 Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

Identificación	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5
Carga Térmica (MMKcal/hr)	3.75	2.72	3.44	1.14	4.63
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	0.6 / -37	-74 / -43	288 / 100	-43 / -29	288 / 185
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	-40 / -40	-40 / -59	64 / 75	32 / -38	159 / 219
U (Kcal/Hr m ² °C)	500.00	338.80	321.71	293.60	295.97
Area Total (m ²)	587.74	1167.45	107.62	107.62	364.83
Nro. de Cascos	1	2	1	1	1
Nro. de Pasos	1-2	1-2	1-2	1-1	1-2
Presión Operación (Kg/cm ²)					
Tubos	40.78	17.51	5.55	17.15	5.55
Casco	1.10	40.43	17.72	73.82	24.72
Material de Tubos	cu	s.s	s.s	s.s	s.s
Material de Casco	cu	s.s	s.s	s.s	s.s

Cuadro 4.5 Compresores para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

Identificación	C-1	C-2
Presión de Entrada (Kg/cm ²)	16.81	20.10
Presión de Salida (Kg/cm ²)	20.10	27.30
Potencia (HP)	1570	2915
Eficiencia (%)	75	75

Cuadro 4.6 Expansores para el Proceso de Separación Criogénica de Una Torre

Identificación	N-1	N-2	N-3
Presión de Entrada (Kg/cm ²)	73.82	40.07	40.78
Presión de Salida (Kg/cm ²)	40.78	17.58	17.58
Potencia (HP)	3374	1604	1330
Eficiencia (%)	80	80	80

4.5.2 Especificaciones de los Equipos del Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

Al igual que para el proceso de separación criogénica de una torre, se especifican condiciones de operación y dimensiones de recipientes de procesos, intercambiadores de calor, compresores, turbinas y bombas del proceso de separación propiamente dicho. No se detallan especificaciones de los equipos de las instalaciones auxiliares de recompresión del gas seco para reinyección a los pozos, ni los correspondientes al sistema de refrigeración. Estas instalaciones se incluyen como módulos completos en el cálculo del capital básico de la planta.

Cuadro 4.7 Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas
Capacidad por módulo: 200 MPCSD

Identificación	D-1	T-1	T-2
Servicio	Acumulador de Tope deetanizadora	Demetanizadora	Deetanizadora
Presión de operación (Kg/cm2)	28.00	16.17	28.00
Temperatura en el Tope (°C)	-56.00	-53.43	-41.00
Temperatura en el Fondo (°C)	-----	27.42	103.00
Material	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	1.37	1.48	1.84
Longitud (m)	6.71	19.30	19.30
Número de platos	-----	30	30
Material de platos	-----	s.s	s.s

Cuadro 4.8 Recipientes para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas (Continuación)

Identificación	T-3	T-4	T-5
Servicio	Estabilizadora	Separador Flash Vertical	Separador Flash Vertical
Presión de operación (Kg/cm ²)	27.21	73.82	25.38
Temperatura en el Tope (°C)	-10.00	0.7	-38.39
Temperatura en el Fondo (°C)	218.00	-----	-----
Material	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	1.39	1.68	1.22
Longitud (m)	16.25	6.28	6.08
Número de platos	25	-----	-----
Material de platos	s.s	-----	-----

Cuadro 4.9 Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

Identificación	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5
Carga Térmica (MMKcal/hr)	3.84	0.73	5.53	3.19	2.01
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	-19 / 26	5 / 0.7	0.7 / -29	288 / 62	-79 / -46
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	32 / 5	-4 / -3	-40 / -40	8 / 27	-41 / -56
U (Kcal/Hr m ² °C)	350.31	541.92	453.91	299.70	364.73
Area Total (m ²)	904.05	232.76	583.73	80.26	492.52
Nro. de Cascos	2	1	1	1	1
Nro. de Pasos	1-1	1-1	1-1	1-2	1-2
Presión Operación (Kg/cm ²)					
Tubos	27.7	73.82	73.82	5.55	16.17
Casco	73.82	4.29	1.10	16.38	28.00
Material de Tubos	s.s	cu	cu	s.s	s.s
Material de Casco	s.s	cu	cu	s.s	s.s

Cuadro 4.10 Intercambiadores de Calor para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas (Continuación)

Identificación	E-6	E-7	E-8	E-9
Carga Térmica (MMKcal/hr)	4.44	0.55	0.57	4.63
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	288 / 118	32 / -0.6	-0.6 / -37	288 / 185
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	91 / 103	-3.9 / -3.7	-40 / -40	156 / 218
U (Kcal/Hr m ² °C)	297.53	500.60	481.49	317.40
Area Total (m ²)	182.41	81.72	85.01	328.25
Nro. de Cascos	1	1	1	1
Nro. de Pasos	1-2	1-2	1-2	1-2
Presión Operación (Kg/cm ²)				
Tubos	5.55	73.82	73.82	5.55
Casco	28.20	4.29	1.10	16.38
Material de Tubos	s.s	cu	cu	s.s
Material de Casco	s.s	cu	cu	s.s

Cuadro 4.11 Compresores para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

Identificación	C-1
Presión de Entrada (Kg/cm ²)	16.17
Presión de Salida (Kg/cm ²)	7.70
Potencia (HP)	3294
Eficiencia (%)	75

Cuadro 4.12 Expansores para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

Identificación	N-1	N-2
Presión de Entrada (Kg/cm ²)	73.12	73.12
Presión de Salida (Kg/cm ²)	16.24	29
Potencia (HP)	3318	696
Eficiencia (%)	80	80

Cuadro 4.13 Bombas para el Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas

Identificación	P-1
Servicio	Bomba
Tipo	Centrífuga
Temperatura del Flujo (°C)	27
Flujo a P.T(m ³ /hr)	68.50
Viscosidad a P.T (cp)	0.09
Presión de Succión (Kg/ cm ²)	16.38
Presión de Descarga (Kg/ cm ²)	30.00
Head (m)	289.57
Potencia (Hp)	42.60
Eficiencia (%)	80

CAPITULO V

V EVALUACION ECONOMICA DE LOS PROCESOS DE SEPARACION

5.1 Cálculo del Costo de Capital de los Procesos de Separación.

Con los resultados del capítulo anterior se calculan los costos actualizados de los diferentes equipos de proceso. Se emplean índices de costos de la Chemical Engineering de Junio del 2002.

El resumen del costo del capital básico para los dos procesos de separación se muestran en los cuadros siguientes.

La metodología seguida es la sugerida por Gael Ulrich (⁴⁶). Los montos totales a invertir que se especifican en las tablas 5.1 y 5.2 incluyen costos de instalación de los equipos, costos que han sido calculados según factores típicos característicos de cada equipo en particular (Ver Anexo A.1.4).

TABLA 5.1 RESUMEN DE COSTOS DE CAPITAL DEL PROCESO DE SEPARACION CRIOGENICA DE UNA TORRE

PROYECTO : MODULO DE SEPARACION DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL

LOCALIZACION: LAS MALVINAS - CUZCO - PERU

		REALIZADO POR		M&T	
		FECHA		NOVIEMBRE DEL 2002	
		CAPACIDAD ANUAL		200 MMpcsd	
<i>Identificación del equipo</i>	<i>Número</i>	<i>Especificaciones</i>	<i>Indice</i>	<i>CBM (MUS\$)</i>	<i>Total MUS\$</i>
Intercambiadores de calor					
Refrigeración con propano	E-1	At = 587.74 m ²	358.7	300.801	
Enfriador	E-2	At = 1167.45 m ²	358.7	658.433	
Reboiler de deetanizadora	E-3	At = 107.62 m ²	358.7	89.639	
Enfriador de condensado	E-4	At = 177.31 m ²	358.7	115.702	
Reboiler de estabilizadora	E-5	At = 364.83 m ²	358.7	180.838	
Intercambiadores de calor, total					1345.413
Recipientes de proceso					
Columna deetanizadora	T-1	L=19.3 m, D=1.86 m N=30 platos	439	328.754	
Columna de estabilización	T-2	L=16.25 m, D=1.4 m N=25 platos	439	148.096	
Separador flash vertical	T-3	L= 7.03m, D= 1.52m	439	162.995	
Separador flash vertical	T-4	L= 2.66m, D= 2.13m	439	163.543	
Separador flash vertical	T-5	L= 6.08m, D= 1.22m	439	91.201	
Recipientes de proceso, total					894.589
Turbo expansores					
Turbo expansor	N-1	3374 hp	439	282.269	
Turbo expansor	N-2	1604 hp	439	154.543	
Turbo expansor	N-3	1330 hp	439	132.782	
Turbo expansores, total					569.594
Compresores					
Pre compresor	C-1	1570 hp	697.7	879.074	
Pre compresor	C-2	2915 hp	697.7	1282.240	
Compresores total					2161.314
Sistema de Refrigeración					3101.211
Unidad de Compresión					9767.639
Costo de compra FOB					17839.760
CIF					21947.507
Costo de instalación					7195.181
Costo de módulo parcial					29142.688
Instalaciones auxiliares (25%)					7285.672
Capital básico (MUS\$)					36428.359

TABLA 5.2 RESUMEN DE COSTOS DE CAPITAL DEL PROCESO DE SEPARACION CRIOGENICA DE DOS ETAPAS

PROYECTO : MODULO DE SEPARACION DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL
 LOCALIZACION: LAS MALVINAS - CUZCO - PERU

		REALIZADO POR FECHA		M&T NOVIEMBRE DEL 2002	
		CAPACIDAD ANUAL		200 MMpcsd	
<i>Identificación del equipo</i>	<i>Número</i>	<i>Especificaciones</i>	<i>Indice</i>	<i>CBM (MUS\$)</i>	<i>Total MUS\$</i>
Intercambiadores de calor					
Enfriador de gas natural seco	E-1	At = 904.05 m ²	358.7	651.589	
Refrigeración con propano	E-2	At = 197.74 m ²	358.7	128.547	
Refrigeración con propano	E-3	At = 543.6 m ²	358.7	366.395	
Rehervidor de demetanizadora	E-4	At = 80.26 m ²	358.7	71.495	
Condensador de deetanizadora	E-5	At = 492.52 m ²	358.7	248.255	
Rehervidor de deetanizadora	E-6	At = 182.41 m ²	358.7	90.875	
Refrigeración de condensado no estabilizado	E-7	At = 81.72 m ²	358.7	57.155	
Refrigeración de condensado no estabilizado	E-8	At = 85.01 m ²	358.7	53.415	
Rehervidor de estabilizadora	E-9	At = 328.35 m ²	358.7	162.242	
Intercambiadores de calor total					1829.968
Recipientes de proceso					
Columna demetanizadora	T-1	L=19.3 m, D=1.48 m N=30 platos	439	258.747	
Columna deetanizadora	T-2	L=19.3 m, D=2.14 m N=30 platos	439	411.004	
Columna de estabilización	T-3	L=16.25 m, D=1.4 m N=25 platos	439	148.096	
Separador flash vertical	T-4	L=6.28 m, D= 1.68 m	439	258.252	
Separador flash vertical	T-5	L= 6.08 m, D= 1.22 m	439	91.144	
Separador flash horizontal	D-1	L=6.71 m, D= 1.37 m	439	151.282	
Recipientes de proceso, total					1318.525
Turbo expansores					
Turbo expansor	N-1	3319 hp	439	278.500	
Turbo expansor	N-2	696 hp	439	78.560	
Turbo expansores, total					357.060
Compresores					
Pre compresor	C-1	3294 hp	656.6	1381.610	
Compresores, total					1381.610
Bombas					
Bomba de alimentación a deetanizadora	B-1	42.63 hp	656.6	12.939	
Bombas, total					12.939
Sistema de Refrigeración					4464.88
Unidad de Compresión					10158.963
Costo de compra FOB					19523.945
CIF					24002.213
Costo de instalación					8483.888
Costo de módulo parcial					32486.101
Instalaciones auxiliares (25%)					8121.525
Capital básico (MUS\$)					40607.627

Como se explicó en el Capítulo III, los requerimientos de volumen de gas a tratar en la planta de separación son 400 MMPCSD, los módulos anteriores son de 200 MMPCSD cada uno, por lo tanto la inversión en capital fijo total para ambos procesos de separación evaluados es como se muestra a continuación.

Cuadro 5.1 Capital básico total necesario para los Procesos de Separación

	Procesos de Separación Criogénica	
	Una Torre	Dos Etapas
Capital Básico (MUS\$)	72856.71	81215.25

La inversión de capital fijo de la planta de separación con el proceso de separación criogénica de dos torres, el cual recupera mayor cantidad de propano, resulta mayor que la respectiva para el proceso de una torre.

5.2 Comparación económica de los procesos de separación

Por no ser materia del estudio la determinación de la inversión a realizar en los pozos productores e inyectores, líneas de recolección e inyección entre los pozos y la planta de separación, no se determina el valor del gas natural a boca de pozo.

Por lo tanto se determina la mejor alternativa de separación de LGN evaluando el valor actual neto de los ingresos por ventas menos el gasto total sin considerar el costo de la materia prima para ambos procesos (Ver Anexo A.1.5). En esta comparación económica, el egreso por materia prima es constante para ambos procesos de separación, debido a que están diseñados para procesar iguales cantidades de gas natural de pozo.

El volumen de gas natural procesado es 400 MMpcc y el volumen de gas destinado a las ventas se asume constante para el período de evaluación e igual a 90 MMpcsd (Ver cuadro 3.5). Para el volumen de gas procesado, el volumen de LGN producido es aproximadamente 27 MBSD.

Se considera un precio realizado promedio del gas seco de 1.00 US\$/MMBtu, como resultado de la composición de la demanda estimada del gas seco según el

tipo de consumidor (generador eléctrico, industrial, comercial y doméstico ⁽²⁾) menos un 30% de lo calculado para precios máximos. (Precio máximo para el generador eléctrico de 1.00 US\$/MMBtu y 1.80 US\$/MMBtu para uso industrial ⁽³⁸⁾).

Los LGN son valorizados en función a una canasta compuesta por etano, propano, butano y gasolina natural. Los precios utilizados son los Fob Mont Belvieu publicados por Energy Information Administration ⁽⁴⁾, publicaciones Oil and Gas Journal y Barnes and Energy Price Data ⁽⁶⁾. Se utilizan precios promedios de un período del 2002. A este precio de la canasta de LGN, se le resta 6.4 US\$/Bbl (consideración del Contrato de Licencia⁽³⁸⁾), obteniéndose de ésta manera el precio de la Canasta de LGN a la salida de la planta de separación (Ver Anexo A.1.6).

En el período de evaluación de 10 años a partir de la puesta en marcha de la planta, se considera que los niveles de procesamiento de gas natural crudo, los niveles de ventas de gas natural seco, los niveles de producción de LGN, los precios del gas natural de pozo y del gas seco son constantes.

Los resultados de la evaluación de los procesos de separación se muestran en el cuadro 5.2.

Cuadro 5.2 Comparación Económica de los Procesos de Separación

	Proceso de Separación Criogénica	
	Una Torre	Dos Etapas
Capacidad Total de gas procesado (MPCSD)	400	400
Precio realizado promedio del gas seco (US\$/MMBtu)	1.00	1.00
Precio de la Canasta de Líquidos * (US\$/Bbl)	21.196	21.157
Ingreso por ventas (MUS\$/año)	171353.582	172044.888
Capital Fijo + Capital de Trabajo (MUS\$/año)	80142.38	89336.77
Valor Actual Neto** (MUS\$) (TD : 15%)	354277.019	344127.863

* Precios Fob Mont Belvieu, Tx

**De ingresos por ventas menos el gasto total sin considerar el costo de la materia prima para ambos procesos

CAPITULO VI

VI PLANTEAMIENTO, DISEÑO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL

Los líquidos del gas natural provenientes del planta de separación ubicada en la selva sur del Perú, llegarán por medio de ductos a la costa, al sur de Lima (Ver Fig. 3.1), en donde se instalará una planta de fraccionamiento de donde se obtendrán diferentes productos comerciales.

El diseño del proceso de fraccionamiento de los LGN se basa en la composición de éstos líquidos, las especificaciones de los productos comerciales, en la cantidad de los productos de interés comercial que se desean obtener y en la carga de LGN a la planta.

6.1 Diseño del Proceso de Fraccionamiento

Composición de los Líquidos del Gas Natural de Camisea.

El análisis de la composición de los LGN permite identificar que productos comerciales son factibles de obtener. En base a ella y al aspecto comercial de los productos, se diseña el proceso de fraccionamiento. La composición de los Líquidos del Gas Natural de Camisea (Tabla 6.1) utilizada en el diseño de la planta de fraccionamiento de LGN, es la publicada en el Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto Planta de Fraccionamiento de LGN e Instalaciones de Carga (²).

Tabla 6.1. Composición de los Líquidos del Gas Natural de Camisea

Componente	% Molar
Metano	0.0002
Etano	0.7548
Propano	43.1337
i-Butano	6.3064
n-Butano	12.5234
i-Pentano	4.8633
n-Pentano	4.7975
n-Hexano	6.4198
Benzeno	0.1949
NBP[1]_182	0.8027
NBP[1]_193	0.6192
NBP[1]_207	1.5291
NBP[1]_215	1.7499
NBP[1]_227	1.2302
NBP[1]_239	1.5836
NBP[1]_250	1.5091
NBP[1]_261	1.4244
NBP[1]_273	1.3324
NBP[1]_284	0.8540
NBP[1]_295	0.7993
NBP[1]_307	0.7602
NBP[1]_318	0.7014
NBP[1]_329	0.5699
NBP[1]_341	0.5171
NBP[1]_352	0.4727
NBP[1]_363	0.4278
NBP[1]_375	0.4203
NBP[1]_386	0.3983
NBP[1]_397	0.4011
NBP[1]_409	0.3143
NBP[1]_420	0.2748
NBP[1]_431	0.2404
NBP[1]_443	0.2140
NBP[1]_454	0.1959
NBP[1]_465	0.1719
NBP[1]_477	0.1480
NBP[1]_488	0.1338
NBP[1]_500	0.1422
NBP[1]_511	0.1588
NBP[1]_522	0.1401
NBP[1]_533	0.1081
NBP[1]_545	0.0919
NBP[1]_556	0.0825
NBP[1]_567	0.0784
NBP[1]_579	0.0703
NBP[1]_590	0.0608
NBP[1]_602	0.0542
NBP[1]_613	0.0489
NBP[1]_624	0.0452
NBP[1]_636	0.0431
NBP[1]_647	0.0424
NBP[1]_658	0.0431
Total	100.0000

Capacidad de procesamiento de la planta de fraccionamiento

La planta está diseñada para procesar 30 MBSD de LGN, esto se determinó en función al pronóstico de producción según el Plan Referencial de Hidrocarburos del 2001 (2).

Productos en la Planta de Fraccionamiento

En el mercado nacional el GLP es un combustible con gran demanda y en la actualidad se importa un volumen considerable. Por lo cual la configuración de la planta de fraccionamiento deberá permitir obtener propano y butano por separado. Estos hidrocarburos serán mezclados en proporciones requeridas según la época del año y el valor comercial del GLP.

En la planta de fraccionamiento se podría obtener gasolina natural. La gasolina natural debido a su bajo octanaje suele mezclarse con diferentes porcentajes de gasolina provenientes de procesos de polimerización, alquilación, isomerización, reformación y desintegración, para elevar su octanaje y poder comercializarse. Pero debido a que la planta de fraccionamiento no se instalaría en un lugar cercano a una refinería, no sería rentable obtener gasolina natural para este uso.

La nafta es otro de los productos que se puede obtener en la planta de fraccionamiento. Este producto se emplea como materia prima en la industria petroquímica, como solvente o como combustible, previa reformación y adición de algunos aditivos. La planta de fraccionamiento se diseñara para obtener nafta, por sus diferentes usos y para poder producir kero/turbo en calidad comercial.

El kero/turbo por su alto valor comercial en el mercado interno y su uso como combustible de aviación también se obtendría en esta planta de fraccionamiento.

El diesel por su gran volumen de demanda y por los considerados volúmenes importados en la actualidad, será obtenido en esta planta de fraccionamiento, en donde se maximizara su producción.

Diseño del proceso

En esta parte del estudio, se realiza una comparación técnica de las alternativas disponibles para el fraccionamiento de los Líquidos del Gas Natural de Camisea, para obtener propano, butano y C5+ en la etapa inicial del proceso de fraccionamiento.

En la segunda etapa se diseña una unidad para fraccionar el condensado C5+ en productos comerciales.

Unidades de Fraccionamiento y Topping

El proceso de fraccionamiento de los LGN se realiza en dos unidades. Una inicial en donde se obtiene propano, butano y un condensado C5+, a la cual llamaremos Unidad de Fraccionamiento. En la segunda unidad se obtiene gasolina, nafta, kero/turbo y diesel, a la cual denominaremos Unidad de Topping, la cual se caracteriza por trabajar a presiones cercanas a la atmosférica.

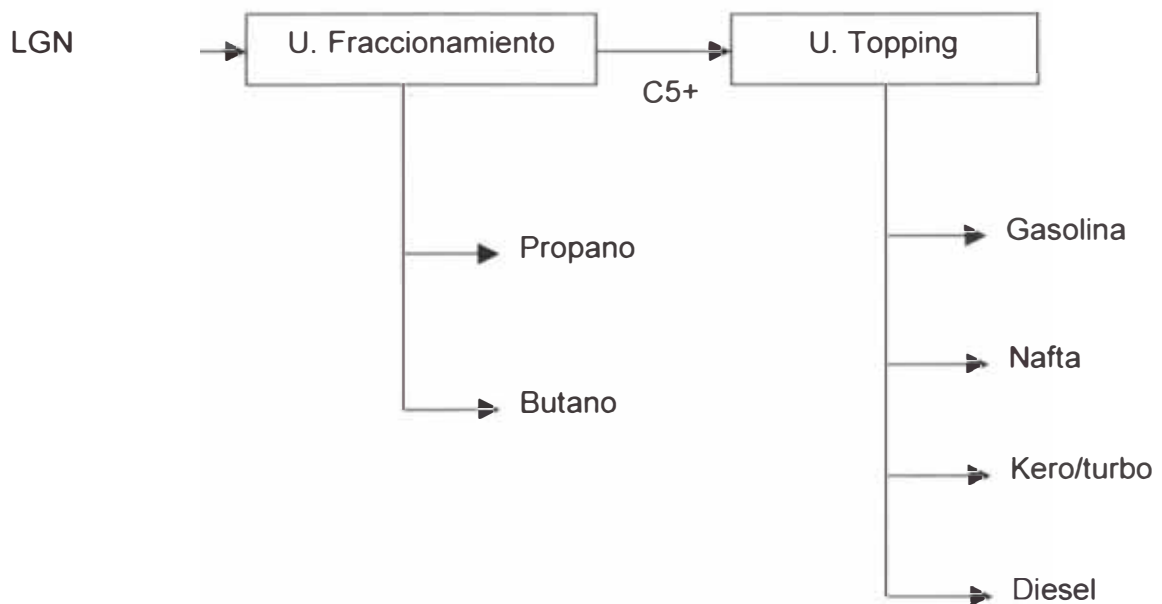


Fig. 6.1. Esquema del Proceso de Fraccionamiento

Unidad de Fraccionamiento

En esta unidad se obtiene propano y butano por separado, siendo más conveniente de esta forma para su almacenamiento y comercialización. En la planta deberán existir las facilidades necesarias para mezclar el propano y butano para obtener GLP en la calidad comercial.

La unidad de fraccionamiento se plantea de dos formas diferentes en el arreglo de las columnas de destilación.

Alternativa 1. De los LGN se separa propano en una columna depropanizadora. De la corriente de fondo de ésta columna depropanizadora, el butano se separa en una columna debutanizadora y el condensado C5+ se envía a la Unidad de Topping.

Este esquema en comparación al anterior se caracteriza por que en el se realiza una sola evaporación para el componente mas ligero que en este caso es propano.

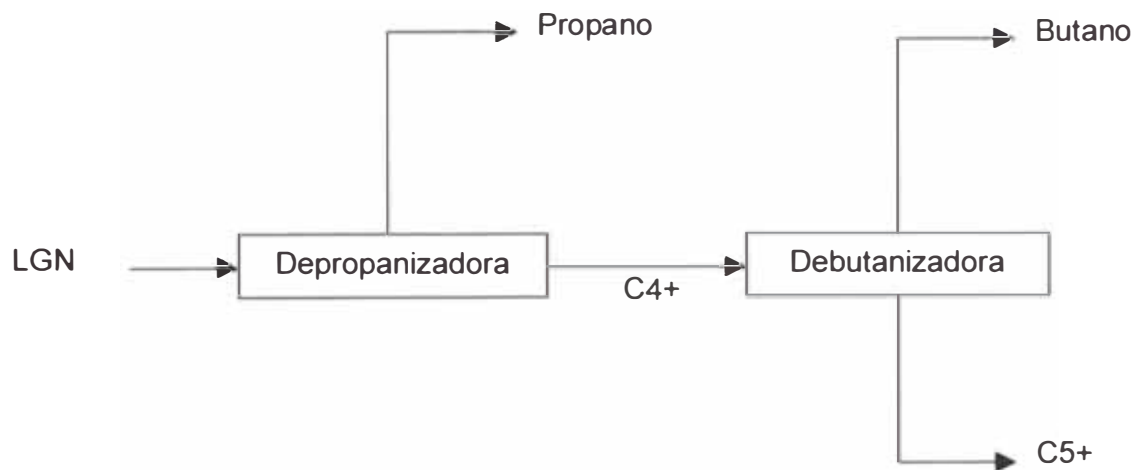


Fig. 6.2. Alternativa 1 para la Unidad de Fraccionamiento

Alternativa 2. De los LGN se separa propano y butano del condensado C5+ en una columna debutanizadora. Este condensado se envía a la unidad de Topping. El propano se separa del butano en una columna depropanizadora.

Este esquema se adopta algunas veces cuando la demanda de GLP es variable en el transcurso del año, pues cuando existe demanda de GLP la segunda columna puede quedar inoperativa, si es que este GLP puede ser comercializado

con esa calidad. Esto último estará en función a la composición de los LGN. Cuando el propano y el Butano son obtenidos en la segunda columna podrían ser comercializados por separado.

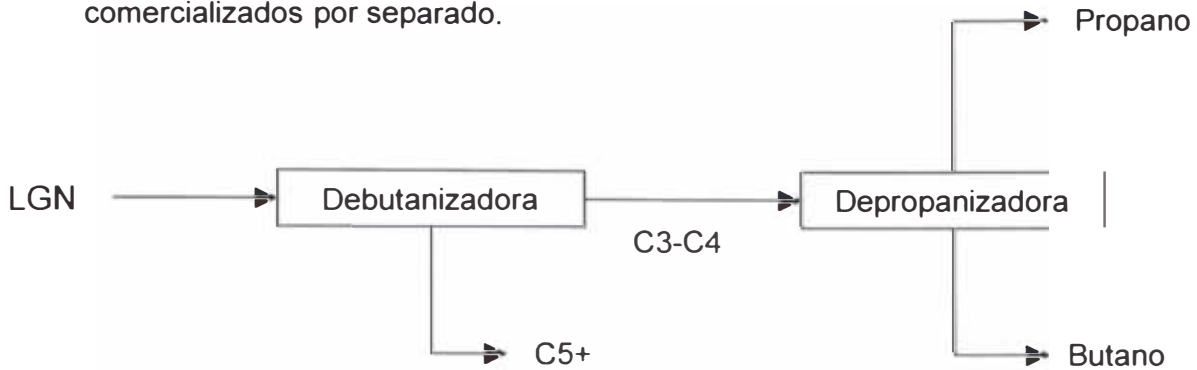


Fig. 6.3. Alternativa 2 para la Unidad de Fraccionamiento

Para similares composiciones de los productos de la Unidad de Fraccionamiento: propano, butano y condensado C5+, se comparan la inversión de costos de capital y los costos de operación de las dos alternativas.

Unidad de Topping

Dada la composición del condensado C5+ y los volúmenes de los productos que podrían obtenerse se propone separar este condensado en tres cortes en una columna de destilación con extracciones laterales. Es posible también obtener estos productos en dos columnas de destilación obteniendo nafta por el tope de la primera, kero/turbo por el tope y diesel por el fondo de las segunda columna. Aunque los volúmenes relativos de la nafta y el corte del cual se obtendría kero/turbo y diesel no justifican una segunda columna, es el aspecto operativo y comercial el que decide que arreglo es el más conveniente.

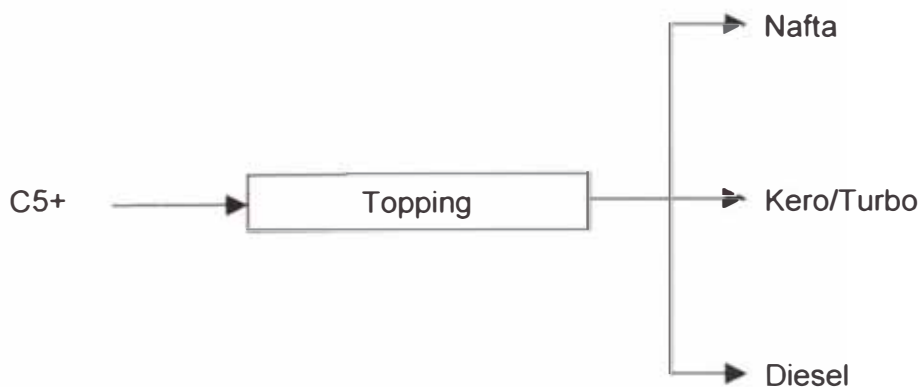


Fig. 6.4. Unidad de Topping

6.2 Simulación de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento

Se realizó una estimación previa para determinar las condiciones de operación, utilizando métodos cortos. En el Anexo A.2.1 se muestra un ejemplo de cálculo cuyos resultados se utilizan para inicializar el simulador.

A continuación se presentan los resultados obtenidos de la simulación de las dos alternativas propuestas para la Unidad de Fraccionamiento .

Unidad de Fraccionamiento

La Tabla 6.2 y 6.3 muestran la composición del propano, butano y condensado C5+, que se obtendrían según las Alternativas 1 y 2.

El propano y butano se obtienen en la calidad según especificaciones publicadas en el Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto Planta de Fraccionamiento de LGN e Instalaciones de carga (2)

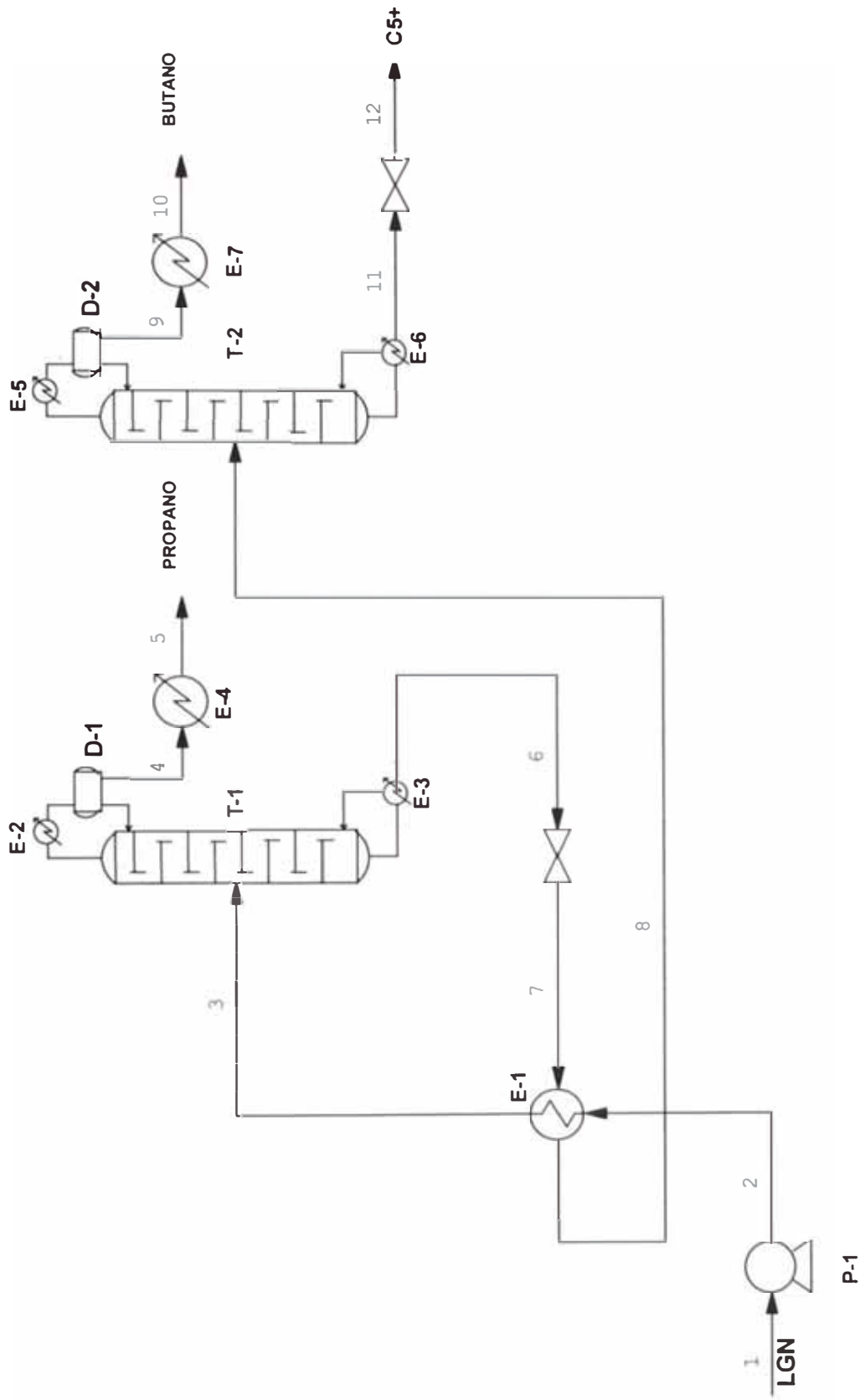


Fig. 6.5. Diagrama de Flujo de la Unidad de Fraccionamiento - Alternativa 1

**Tabla 6.2. Composición de los productos de la Unidad de Fraccionamiento
(Alternativa 1)**

Componente	Producto		
	Propano	Butano	C5+
Metano	0.00	0.00	0.00
Etano	1.73	0.00	0.00
Propano	98.13	1.46	0.00
i-Butano	0.14	32.07	0.00
n-Butano	0.01	64.28	0.00
i-Pentano	0.00	2.11	12.08
n-Pentano	0.00	0.08	12.98
n-Hexano	0.00	0.00	17.42
Benceno	0.00	0.00	0.53
NBP(1) 182	0.00	0.00	2.18
NBP(1) 193	0.00	0.00	1.68
NBP(1) 207	0.00	0.00	4.15
NBP(1) 215	0.00	0.00	4.75
NBP(1) 227	0.00	0.00	3.34
NBP(1) 239	0.00	0.00	4.30
NBP(1) 250	0.00	0.00	4.09
NBP(1) 261	0.00	0.00	3.86
NBP(1) 273	0.00	0.00	3.62
NBP(1) 284	0.00	0.00	2.32
NBP(1) 295	0.00	0.00	2.17
NBP(1) 307	0.00	0.00	2.06
NBP(1) 318	0.00	0.00	1.90
NBP(1) 329	0.00	0.00	1.55
NBP(1) 341	0.00	0.00	1.40
NBP(1) 352	0.00	0.00	1.28
NBP(1) 363	0.00	0.00	1.16
NBP(1) 375	0.00	0.00	1.14
NBP(1) 386	0.00	0.00	1.08
NBP(1) 397	0.00	0.00	1.09
NBP(1) 409	0.00	0.00	0.85
NBP(1) 420	0.00	0.00	0.75
NBP(1) 431	0.00	0.00	0.65
NBP(1) 443	0.00	0.00	0.58
NBP(1) 454	0.00	0.00	0.53
NBP(1) 465	0.00	0.00	0.47
NBP(1) 477	0.00	0.00	0.40
NBP(1) 488	0.00	0.00	0.36
NBP(1) 500	0.00	0.00	0.39
NBP(1) 511	0.00	0.00	0.43
NBP(1) 522	0.00	0.00	0.38
NBP(1) 533	0.00	0.00	0.29
NBP(1) 545	0.00	0.00	0.25
NBP(1) 556	0.00	0.00	0.22
NBP(1) 567	0.00	0.00	0.21
NBP(1) 579	0.00	0.00	0.19
NBP(1) 590	0.00	0.00	0.16
NBP(1) 602	0.00	0.00	0.15
NBP(1) 613	0.00	0.00	0.13
NBP(1) 624	0.00	0.00	0.12
NBP(1) 636	0.00	0.00	0.12
NBP(1) 647	0.00	0.00	0.12
NBP(1) 658	0.00	0.00	0.12
Total	100.00	100.00	100.00

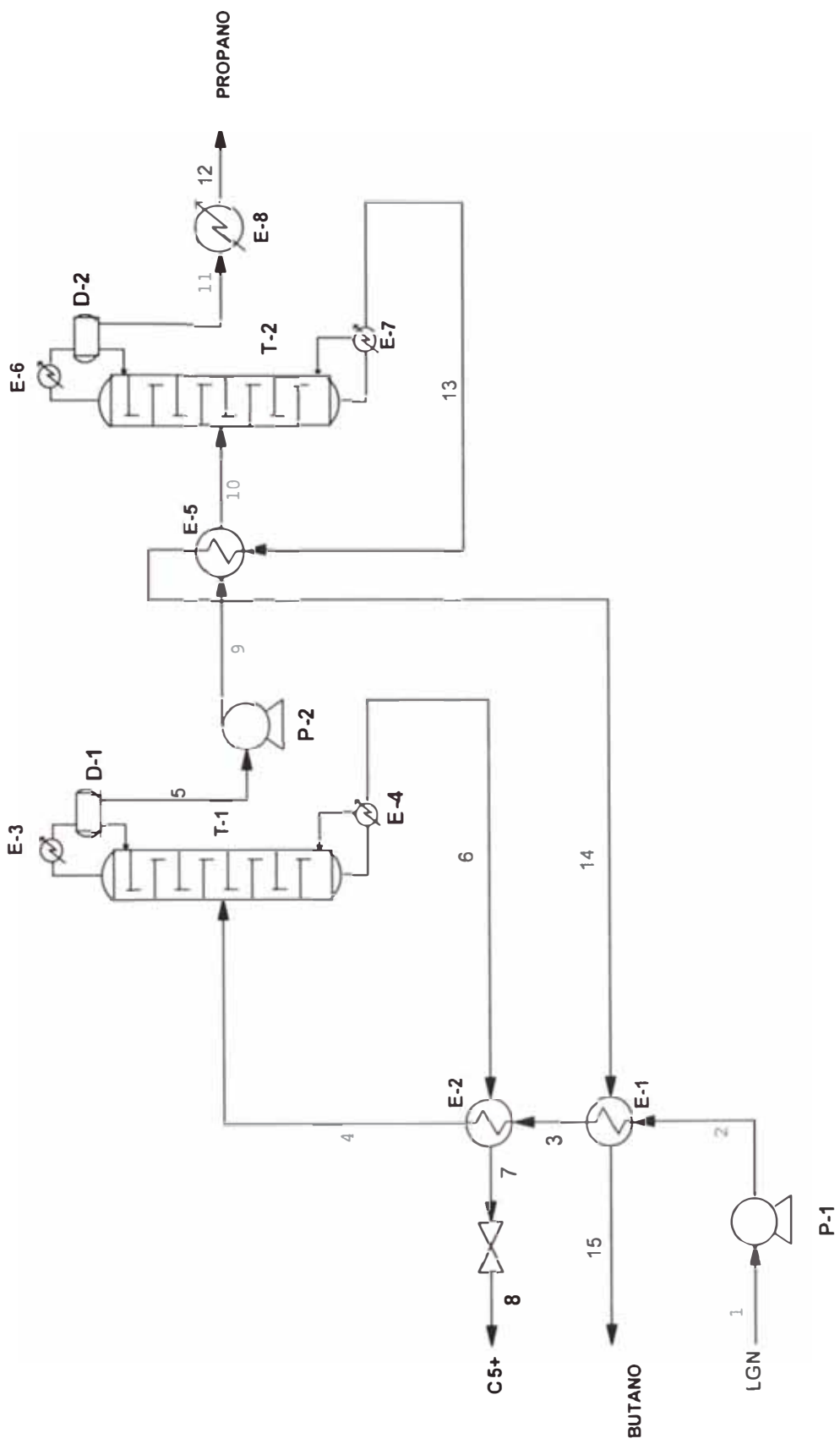


Fig. 6.6. Diagrama de Flujo de la Unidad de Fraccionamiento - Alternativa 2

**Tabla 6.3. Composición de los productos de la Unidad de Fraccionamiento
(Alternativa 2)**

Componente	Producto		
	Propano	Butano	C5+
Metano	0.00	0.00	0.00
Etano	1.73	0.00	0.00
Propano	98.18	1.68	0.00
i-Butano	0.08	32.08	0.00
n-Butano	0.00	64.02	0.02
i-Pentano	0.00	2.04	12.12
n-Pentano	0.00	0.19	12.92
n-Hexano	0.00	0.00	17.42
Benzeno	0.00	0.00	0.53
NBPf11 182	0.00	0.00	2.18
NBPf11 193	0.00	0.00	1.68
NBPf11 207	0.00	0.00	4.15
NBPf11 215	0.00	0.00	4.75
NBPf11 227	0.00	0.00	3.34
NBPf11 239	0.00	0.00	4.30
NBPf11 250	0.00	0.00	4.09
NBPf11 261	0.00	0.00	3.86
NBPf11 273	0.00	0.00	3.62
NBPf11 284	0.00	0.00	2.32
NBPf11 295	0.00	0.00	2.17
NBPf11 307	0.00	0.00	2.06
NBPf11 318	0.00	0.00	1.90
NBPf11 329	0.00	0.00	1.55
NBPf11 341	0.00	0.00	1.40
NBPf11 352	0.00	0.00	1.28
NBPf11 363	0.00	0.00	1.16
NBPf11 375	0.00	0.00	1.14
NBPf11 386	0.00	0.00	1.08
NBPf11 397	0.00	0.00	1.09
NBPf11 409	0.00	0.00	0.85
NBPf11 420	0.00	0.00	0.75
NBPf11 431	0.00	0.00	0.65
NBPf11 443	0.00	0.00	0.58
NBPf11 454	0.00	0.00	0.53
NBPf11 465	0.00	0.00	0.47
NBPf11 477	0.00	0.00	0.40
NBPf11 488	0.00	0.00	0.36
NBPf11 500	0.00	0.00	0.39
NBPf11 511	0.00	0.00	0.43
NBPf11 522	0.00	0.00	0.38
NBPf11 533	0.00	0.00	0.29
NBPf11 545	0.00	0.00	0.25
NBPf11 556	0.00	0.00	0.22
NBPf11 567	0.00	0.00	0.21
NBPf11 579	0.00	0.00	0.19
NBPf11 590	0.00	0.00	0.16
NBPf11 602	0.00	0.00	0.15
NBPf11 613	0.00	0.00	0.13
NBPf11 624	0.00	0.00	0.12
NBPf11 636	0.00	0.00	0.12
NBPf11 647	0.00	0.00	0.12
NBPf11 658	0.00	0.00	0.12
Total	100.00	100.00	100.00

Cuadro 6.1. Volúmenes de Producción de la Unidad de Fraccionamiento

	Alternativa 1	Alternativa 2
Capacidad por modulo	30000 BSD	30000 BSD
Producción de Propano	10182 BSD	10164 BSD
Producción de Butano	5272 BSD	5290 BSD
Producción de C5+	14544 BSD	14544 BSD

6.3 Especificaciones de los equipos de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento

En base a la composición de los líquidos del gas natural y condiciones de operación estimadas se emplearán las ecuaciones de diseño (²⁷), para determinar las especificaciones de los equipos para las dos alternativas mencionadas.

En los siguientes puntos se detallan las especificaciones de los equipos para ambas alternativas en forma independiente.

Se especifican condiciones de operación y dimensiones de recipientes de procesos, intercambiadores de calor y bombas.

Cuadro 6.2. Recipientes para la Unidad de Fraccionamiento _ Alternativa 1

Capacidad de Diseño : 30000 BSD de LGN

Identificación	D-1	D-2	T-1	T-2
Servicio	Acumulador de Tope Depropanizadora	Acumulador de Tope Debutanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora
Presión de operación (Kg/cm2)	18.98	6.00	18.98	6.00
Temperatura en el Tope (°C)	52.00	51.00	53.00	53.00
Temperatura en el Fondo (°C)	-----	-----	168.00	150.00
Material	s.s	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	2.28	1.98	3.00	2.37
Longitud (m)	6.85	5.94	22.35	21.74
Número de platos	-----	-----	35	34
Material de platos	-----	-----	s.s	s.s

Cuadro 6.3. Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento

Alternativa 1

Identificación	E-1	E-2	E-3	E-4
Servicio	Carga / C ₄ +	Condensador Tope de T-1	Reboiler de T-1	Propano / Agua
Carga Térmica (MMKcal/hr)	3.26	7.47	12.60	0.44
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	26 / 75	32 / 43	288 / 171	32 / 36
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	134 / 95	53 / 52	138 / 168	52 / 35
U (Kcal/Hr m ² °C)	362.82	645.09	312.79	649.13
Area Total (m ²)	161.25	861.00	605.62	94.13
Nro de Cascos	1	2	1	1
Nro de Pasos	1-2	1-2	1-2	2-2
Presión Operación (Kg/cm ²)				
Tubos	20.00	1.03	11.58	1.03
Casco	6.55	18.98	19.33	18.98
Material de Tubos	s.s	Admiralty	s.s	Admiralty
Material de Casco	s.s	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.4. Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento

Alternativa 1 (Continuación)

Identificación	E-5	E-6	E-7	E-8
Servicio	Condensador Tope de T-2	Reboiler de T-2	Butano / Agua	C ₅ + Agua
Carga Térmica (MMKcal/hr)	6.26	7.52	0.21	4.85
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	32 / 45	288 / 162	32 / 39	31 / 37
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	53 / 51	127 / 150	51 / 35	150 / 35
U (Kcal/Hr m ² °C)	705.90	298.23	438.59	682.21
Area Total (m ²)	713.61	346.59	75.15	224.37
Nro de Cascos	2	1	1	1
Nro de Pasos	1-2	1-2	2-2	1-2
Presión Operación (Kg/cm ²)				
Tubos	1.03	11.58	1.03	1.03
Casco	6.00	6.35	6.00	6.35
Material de Tubos	Admiralty	s.s	Admiralty	Admiralty
Material de Casco	s.s	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.5. Bombas para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa1

Identificación	P-1
Servicio	Carga
Tipo	Centrifuga
Temperatura del Flujo (°C)	25
Flujo a P.T (m ³ /hr)	206.86
Viscosidad a P.T (cp)	0.188
Presión de Succión (Kg/ cm ²)	5
Presión de Descarga (Kg/ cm ²)	20
Head (m)	250.35
Potencia (Hp)	141.78
Eficiencia (%)	80

Cuadro 6.6. Recipientes para la unidad de fraccionamiento _ Alternativa 2

Capacidad de Diseño : 30000 BSD de LGN

Identificación	D-1	D-2	T-1	T-2
Servicio	Acumulador de Tope Depropanizadora	Acumulador de Tope Debutanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora
Presión de operación (Kg/cm2)	14.00	6.00	14.00	6.00
Temperatura en el Tope (°C)	50.00	50.00	61.00	51.00
Temperatura en el Fondo (°C)	-----	-----	204.00	103.00
Material	s.s	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	2.13	2.28	2.74	2.55
Longitud (m)	6.40	6.85	26.21	1.74
Número de platos	-----	-----	41	34
Material de platos	-----	-----	s.s	s.s

Cuadro 6.7. Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento

Alternativa 2

Identificación	E-1	E-2	E-3	E-4
Servicio	Carga / Butano	Carga / C ₅ +	Condensador Tope de T-1	Reboiler de T-1
Carga Térmica (MMKcal/hr)	0.38	5.53	7.32	10.20
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	26 / 31	31 / 88	32 / 45	288 / 205
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	67 / 35	53 / 51	61 / 50	178 / 204
U (Kcal/Hr m ² °C)	329.13	349.95	423.72	326.72
Area Total (m ²)	71.50	222.55	744.25	619.84
Nro. de Cascos	1	1	2	1
Nro. de Pasos	1-2	1-2	1-2	1-2
Presión Operación (Kg/cm ²)				
Tubos	15.00	14.65	1.03	11.58
Casco	18.30	14.35	14.00	14.35
Material de Tubos	s.s	s.s	Admiralty	s.s
Material de Casco	s.s	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.8. Intercambiadores de Calor para la Unidad de Fraccionamiento

Alternativa 2 (Continuación)

Identificación	E-5	E-6	E-7	E-8	E-9
Servicio	C ₅₊ / Agua	C ₄₊ / Butano	Condensador Tope de T-2	Reboiler de T-2	C ₃₊ / Agua
Carga Térmica (MMKcal/hr)	1.71	0.43	7.09	7.46	4.85
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	32 / 36	51 / 61	32 / 42	288 / 138	32 / 36
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	79 / 35	103 / 67	51 / 50	102 / 103	50 / 35
U (Kcal/Hr m ² °C)	677.40	302.64	683.65	297.92	600.00
Area Total (m ²)	176.94	60.20	839.11	280.92	97.41
Nro. de Cascos	1	1	2	1	1
Nro. de Pasos	2-2	1-4	1-2	1-2	2-2
Presión Operación (Kg/cm ²)					
Tubos	1.03	18.85	1.03	11.58	1.03
Casco	14.00	18.65	18.30	18.65	18.30
Material de Tubos	Admiralty	s.s	Admiralty	s.s	Admiralty
Material de Casco	s.s	s.s	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.9. Bombas para la Unidad de Fraccionamiento Alternativa 2

Servicio	Bomba P-1	Bomba P-2
Tipo	Centrifuga	Centrifuga
Temperatura del Flujo (°C)	25	50
Flujo a P.T (m ³ /hr)	206.86	114.84
Viscosidad a P.T(cp)	0.188	0.089
Presión de Succión (Kg/ cm ²)	5	14
Presión de Descarga (Kg/ cm ²)	15	19
Head (m)	166.90	103.0
Potencia (Hp)	94.52	25.45
Eficiencia (%)	80	80

6.4 Comparación de los Costos de Capital de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento

Con las especificaciones de los equipos, se calculan los costos actualizados de los mismos. Se emplean índices de costos de la Chemical Engineering de Junio del 2002. El resumen del costo del capital básico para las Unidades de Fraccionamiento se muestran en las tablas siguientes. La metodología seguida es la sugerida por Gael Ulrich (⁴⁶). Los montos que se especifican en las tablas 7.1 y 7.2 incluyen costos de instalación para los equipos, costos que han sido calculados según factores típicos característicos de cada equipo en particular.

(Ver Anexo A.1.4)

TABLA 6.4. TABLA DE RESUMEN DE COSTO DE CAPITAL DE LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO ALTERNATIVA 1

PROYECTO		PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE LGN			
UNIDAD		UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO - ALTERNATIVA 1			
LOCALIZACION :		PLAYA LOBERIA - PISCO - PERU			
		REALIZADO POR		M&T	
		FECHA		DICIEMBRE DEL 2002	
		CAPACIDAD		30000 BSD	
<i>Identificación del equipo</i>	<i>Número</i>	<i>Especificaciones</i>	<i>Indice</i>	<i>CBM (MUS\$)</i>	<i>Total MUS\$</i>
Intercambiadores de calor					
Calentador de la carga	E-1	Area =166 00 m2	358.7	59.465	
Condensador de la depropanizadora	E-2	Area = 861 00 m2	358.7	338 033	
Reboiler de depropanizadora	E-3	Area =605.62 m2	358.7	227 790	
Enfriador de propano	E-4	Area = 94 12 m2	358.7	36 689	
Condensador de la debutanizadora	E-5	Area = 713 61 m2	358.7	273 289	
Reboiler de debutanizadora	E-6	Area = 346 59 m2	358.7	125 814	
Enfriador de butano	E-7	Area = 75 15 m2	358.7	30 307	
Intercambiadores de calor, total					1091 386
Recipientes de proceso					
Columna depropanizadora	T-1	L= 22 35 m, D= 3 00 m N= 35 platos	439	733.333	
Columna debutanizadora	T-2	L=16 25 m, D=1.55 m N=25 platos	439	351 282	
Separador horizontal	D-1	L= 6 25 m, D= 2.28 m	439	273 861	
Separador horizontal	D-2	L= 5 94 m, D= 1 98 m	439	146 491	
Recipientes de proceso, total					1504.967
Bombas					
Bomba de alimentación	P-1	141 7 hp	697 7	23 061	
Bombas, total					23 061
Costo de compra FOB					
					2619 414
CIF					
					3329.885
Costo de instalación					
					2578 708
Costo de módulo parcial					
					5908.593
Costo de módulo de Almacenamiento					
					44286 941
Costo de módulo , total (MUS\$) (SS)					
					50195 534
Instalaciones auxiliares (35%)					
					17568 437
Capital básico (MUS\$)					
					67763.970

TABLA 6.5. TABLA DE RESUMEN DE COSTO DE CAPITAL DE LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO ALTERNATIVA 2

PROYECTO PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE LGN
 UNIDAD UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO - ALTERNATIVA 2
 LOCALIZACION : PLAYA LOBERIA - PISCO - PERU

REALIZADO POR M&T
 FECHA DICIEMBRE DEL 2002
 CAPACIDAD 30000 BSD

<u>Identificación del equipo</u>	<u>Número</u>	<u>Especificaciones</u>	<u>Índice</u>	<u>CBM (MUS\$)</u>	<u>Total MUS\$</u>
Intercambiadores de calor					
Calentador de la carga	E-1	Area = 67.49 m2	358.7	27.723	
Calentador de la carga	E-2	Area = 222.55 m2	358.7	80.793	
Condensador de la debutanizadora	E-3	Area = 744.25 m2	358.7	286.501	
Reboiler de debutanizadora	E-4	Area = 619.84 m2	358.7	433.497	
Calentador de carga a depropanizadora	E-5	Area = 63.12 m2	358.7	25.258	
Condensador de la depropanizadora	E-6	Area = 839.11 m2	358.7	328.230	
Reboiler de depropanizadora	E-7	Area = 280.92 m2	358.7	202.607	
Enfriador de propano	E-8	Area = 97.41 m2	358.7	37.794	
Intercambiadores de calor, total					1422.402
Recipientes de proceso					
Columna debutanizadora	T-1	L=26.01 m, D=2.743 m N= 41 platos	439	642.857	
Columna depropanizadora	T-2	L=21.74 m, D=2.555 m N= 34 platos	439	379.904	
Separador horizontal	D-1	L= 6.4 m, D= 2.13 m	439	189.235	
Separador horizontal	D-2	L= 6.85 m, D= 2.28 m	439	273.305	
Recipientes de proceso, total					1485.303
Bombas					
Bomba de alimentación a debutanizadora	P-1	94.5 hp	697.7	19.417	
Bomba de alimentación a depropanizadora	P-2	25.4 hp	697.7	12.197	
Bombas, total					31.614
Costo de compra FOB					2939.319
CIF					3720.169
Costo de instalación					2928.124
Costo de módulo parcial					6648.293
Costo de módulo de Almacenamiento					44286.941
Costo de módulo, total (MUS\$) (SS)					50935.234
Instalaciones auxiliares (35%)					17827.332
Capital básico (MUS\$)					68762.565

Haciendo la comparación de la inversión de capital básico para ambas alternativas, se concluye que la alternativa 1 sería la mas factible desde el punto de vista económico.

Cuadro 6.10 Inversión de Capital de las Alternativas para la Unidad de Fraccionamiento

	Unidad de Fraccionamiento	
	Alternativa 1	Alternativa 2
Inversión de Capital (MUS\$)	67763.970	68762.565

Por lo tanto se selecciona la Alternativa 1 para la Unidad de Fraccionamiento.

6.5 Simulación de la Unidad de Topping

La unidad de Topping se caracteriza por trabajar a presiones cercanas a la atmosférica. En esta Unidad se obtendrá nafta, kero/turbo y diesel.

En el cuadro 6.11 se muestran los volúmenes de la carga a la Unidad de Topping y también los volúmenes de los productos a obtener, obtenidos a partir del balance de materia. (Ver A.2.2)

Cuadro 6.11 Volúmenes de la carga y productos de la Unidad de Topping

	Volumen
Carga a la unidad	14544.78 BSD
Nafta	11058 BSD
Kero/turbo	2227 BSD
Diesel	1236 BSD

A continuación se detallan las calidades de los productos obtenidos en la unidad de topping en base a las especificaciones detalladas en el Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto Planta de Fraccionamiento de LGN e Instalaciones de carga ⁽²⁾. (Ver Anexo A.2.3)

Cuadro 6.12. Calidad de la Nafta

API	71.9449	
Sp Gr 60F@STP	0.69552	
PM	92.784	
ASTM D86 a 1 atm	% Vol. Liq.	T (°C)
	0	46.9
	5	48.7
	10	49.6
	20	56.4
	30	69.4
	40	78.7
	50	88.1
	60	99.0
	70	108.7
	80	120.5
	90	134.7
	95	146.7
	100	150.5

Calidad según Especificaciones de Pluspetrol Perú Corp. (²)

Cuadro 6.13 Calidad del Kero/turbo

API	49.8753	
Sp Gr 60F@STP	0.78015	
Viscosidad Cinemática @ -20°C	3.3378	
PM	153.72	
ASTM D86 a 1 atm	% Vol. Liq.	T (°C)
	0	147.7
	5	162.6
	10	171.5
	20	178.5
	30	183.4
	40	187.3
	50	191.5
	60	196.0
	70	201.7
	80	210.8
	90	221.6
	95	234.9
	100	263.5

Calidad según Especificaciones de Pluspetrol Perú Corp. (2)

Cuadro 6.14. Calidad del Diesel

API	49.875	
Sp Gr 60F@STP	0.8249	
Viscosidad Cinemática @ 37.8 °C	2.8005	
Indice de Cetano	62.39	
PM	222.2	
ASTM D86 a 1 atm	% Vol. Liq.	T (°C)
	0	247.7
	5	247.7
	10	247.7
	20	254.6
	30	260.7
	40	267.7
	50	275.5
	60	285.6
	70	297.1
	80	311.2
	90	325.4
	95	333.4
	100	342.7

Calidad según Especificaciones de Pluspetrol Perú Corp. (2)

6.6 Especificaciones de los Equipos para la Unidad de Topping

En el DFP Nro 03 se muestra la configuración final de la planta de fraccionamiento. Esto es la Alternativa 1 y la Unidad de topping.

A continuación se detallan las especificaciones de los recipientes de proceso, intercambiadores de calor, bombas y hornos halladas empleando las ecuaciones de diseño indicadas en el Engineering Data Book ⁽²⁷⁾.

Cuadro 6.15 Recipientes de Proceso para la Unidad de Topping

Capacidad de Diseño : 14544 BSD de LGN

Identificación	D-3	T-3	T-4
Servicio	Acumulador de Tope de Fraccionador	Fraccionador	Despojador de Kero/turbo
Presión de operación (Kg/cm2)	1.14	1.14	1.25
Temperatura en el Tope (°C)	65.71	107.00	172.63
Temperatura en el Fondo (°C)	-----	284.70	196.00
Material	s.s	s.s	s.s
Diámetro (m)	1.98	3.10	0.78
Altura (m)	5.94	15.64	3.44
Número de platos	-----	24	4
Material de platos	-----	s.s	s.s

Cuadro 6.16 Intercambiadores de Calor para la Unidad de Topping

Identificación	E-8	E-9	E-10
Servicio	C5 + / therminol 55	Condensador de Tope Fraccionador	Enfriador de Nafta
Carga Térmica (MMKcal/hr)	5.82	10.7	0.76
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	288 / 143	35 / 45	35 / 41
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	115 / 180	107 / 66	66 / 40
U (Kcal/Hr m ² °C)	312.02	720.20	555.14
Area Total (m ²)	291.86	337.47	135.00
Nro de Cascos	1	1	1
Nro de Pasos	1-2	1-2	2-2
Presión Operación (Kg/cm ²)			
Tubos	2.10	1.03	1.03
Casco	11.57	1.14	1.14
Material de Tubos	s.s	Admiralty	Admiralty
Material de Casco	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.17 Intercambiadores de Calor para la Unidad de Topping (Continuación)

Identificación	E-11	E-12	E-13
Servicio	Rehervidor de Kero/turbo	Enfriador de Kero/turbo	Enfriador de Diesel
Carga Térmica (MMKcal/hr)	0.49	1.04	0.37
T.ent. / T.sal. Tubos (°C)	288 / 214	35 / 40	35 / 44
T.ent. / T.sal. Casco (°C)	187 / 196	196 / 40	282 / 40
U (Kcal/Hr m ² °C)	316.56	368.44	174.12
Area Total (m ²)	32.83	67.49	104.00
Nro. de Cascos	1	1	1
Nro. de Pasos	1-2	2-2	2-2
Presión Operación (Kg/cm ²)			
Tubos	11.57	1.03	1.03
Casco	1.32	1.32	7.14
Material de Tubos	s.s	Admiralty	Admiralty
Material de Casco	s.s	s.s	s.s

Cuadro 6.18 Horno de la Unidad de Topping

Identificación	H-1
Servicio	Rehervidor de Fraccionadora
Flujo (Kg/hr)	40268.69
Peso Molecular	222.20
Temperatura de Entrada (°C)	264.23
Temperatura de Salida (°C)	284.70
Vaporizado a la Entrada (% peso)	0
Vaporizado a la Salida (% peso)	95
PM del thermanol 55	320.00
Carga Térmica (MMcal/hr)	2.72
Eficiencia Térmica (%)	75

Cuadro 6.19 Bomba para la Unidad de Topping

Identificación	P-2
Servicio	Diesel
Tipo	Centrífuga
Temperatura del Flujo (°C)	263.96
Flujo a P.T (m ³ /hr)	80.77
Viscosidad a P.T (cp)	0.2058
Presión de Succión (Kg/ cm ²)	1.38
Presión de Descarga (Kg/ cm ²)	7.14
Head (m)	100
Potencia (Hp)	17
Eficiencia (%)	80

CAPITULO VII

VII EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

7.1 Cálculo del Costo de Capital del Proceso de Fraccionamiento

Los costos de capital para la Planta de fraccionamiento incluyen los costos de capital para la Unidad de Fraccionamiento y los costos de capital de la Unidad de Topping.

En la tabla Nro 7.1 se muestra el resumen de costos de capital para una capacidad de planta de 30 MBSD.

TABLA 7.1 RESUMEN DE COSTOS DE CAPITAL DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO

PROYECTO MODULO DE FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL
 LOCALIZACION PLAYA LOBERIA - PISCO - PERU

		REALIZADO POR FECHA		M&T DICIEMBRE DEL 2002 30000BSD
			CAPACIDAD MAX	
<i>Identificación del equipo</i>	<i>Número</i>	<i>Especificaciones</i>	<i>Indice</i>	<i>CBM (MUS\$) Total MUS\$</i>
Intercambiadores de calor				
Calentador de la carga	E-1	Area = 161 25 m2	358 7	59 465
Condensador de la depropanizadora	E-2	Area = 861 00 m2	358 7	338.033
Reboiler de depropanizadora	E-3	Area = 605 62 m2	358 7	227 790
Enfriador de propano	E-4	Area = 94 12 m2	358 7	36 689
Condensador de la debutanizadora	E-5	Area = 713.61 m2	358 7	273 289
Reboiler de debutanizadora	E-6	Area = 346 59 m2	358 7	125 814
Enfriador de butano	E-7	Area = 75 15 m2	358 7	30.307
Calentador de condensado C5+	E-8	Area = 291 86 m2	358 7	105.6365
Condensador de Fraccionador	E-9	Area = 328 35 m2	358 7	119 035
Enfriador de nafta	E-10	Area = 135 00 m2	358 7	50.500
Reboiler de stripper	E-11	Area = 32 83 m2	358 7	17 320
Enfriador de kero/turbo	E-12	Area = 67 49 m2	358 7	27 723
Enfriador de diesel	E-13	Area = 104 00 m2	358 7	40 014
Intercambiadores de calor, total				1451.614
Recipientes de proceso				
Columna depropanizadora	T-1	L= 22.35 m, D= 3 00 m N= 35 platos	439	732.753
Columna debutanizadora	T-2	L=16 25 m, D=1.55 m N=25 platos	439	351 282
Columna de Fraccionamiento	T-3	L=15 64 m, D=3.10 m N = 24 platos	439	252 211
Despojador de Kero/turbo	T-4	L= 3 44 m, D=0 78 m N = 4 platos	439	29.058
Separador horizontal	D-1	L= 6 25 m, D= 2 28 m	439	273 861
Separador horizontal	D-2	L= 5 94 m, D= 1 98 m	439	146 491
Separador horizontal	D-3	L= 5 94 m, D= 1 98 m	439	138.781
Recipientes de proceso, total				1925 017
Homos				
Reboiler de Fraccionadora	H-1	2 7 MMcal/hr	439	
Homos, total				287 035
Bombas				
Bomba de alimentación	P-1	142 Hp	697 7	23.061
Bomba para diesel	P-2	17 Hp	697 7	10.603
Bombas, total				33.664
Costo de compra FOB				3696.774
CIF				4644.264
Costo de instalación				3983 811
Costo de módulo parcial				8628.074
Costo del módulo de Almacenamiento				44286 941
Costo de módulo , total (MUS\$)				52915 015
Instalaciones auxiliares (35%)				18520 255
Capital básico (MUS\$)				71435.270

7.2 Costos de Fabricación del Proceso de Fraccionamiento.

La capacidad de diseño de la planta de fraccionamiento es de 30000 BSD.

La canasta de LGN está compuesta por los hidrocarburos indicados en la tabla 6.1.

El precio de los LGN se determina en base a una canasta compuesta por los hidrocarburos que se muestran en la tabla 6.1 (principalmente etano, propano, isobutano, n-butano y condensado C5+) y los precios FOB Mont Belvieu de éstos, se disminuye el valor de 6.4 US\$/Bbl de acuerdo al Contrato de Licencia ⁽³⁸⁾ y finalmente se le adiciona el costo de transporte por ductos de 4.0 US\$/Bbl. (Ver Anexo A.2.5)

Los precios de los productos de la planta de fraccionamiento se determinan con la metodología de cálculo de precios de paridad ⁽⁸⁾. (Ver Anexo A.2.6)

Cuadro 7.1 Precio de la Canasta de LGN en la entrada de la Planta de Fraccionamiento en Pisco

<u> </u> LGN (Precio FOB Mont Belvieu, Tx) <u> </u>	<u> </u> 19.94 US\$/Bbl
---	----------------------------

Los volúmenes de los Productos de la Planta de Fraccionamiento hallados (Ver Cuadro 6.11) son repartidos entre el mercado interno y el de exportación de acuerdo al balance volumétrico de derivados (Ver Cuadro 3.6), que es el resultado del análisis de la demanda proyectada de hidrocarburos y la producción en el territorio nacional.

Cuadro 7.2 Volúmenes y Precios Ex Planta Pisco de los productos comercializados de la Planta de Fraccionamiento

Producto	Volumen Comercializado (Bbl/día)		Precio de Paridad (US\$/Bbl)	
	Mercado Interno	Mercado de Exportación	Paridad de Importación	Paridad de Exportación
GLP	10000	3160.78	30.09	18.90
Nafta	-----	11058.47	-----	21.57
Kero/turbo	2227.16	-----	36.20	-----
Diesel	1236.38	-----	35.72	-----

Se considera que el volumen demandado durante el período de evaluación, que los precios de la materia prima y de los productos se mantienen constante.

La tabla 7.2 muestra los costos de fabricación anuales del Proceso de Fraccionamiento de LGN.

7.3 Rentabilidad del Proceso de Fraccionamiento

La tabla 7.3 muestra el flujo neto de fondos para el Proceso de Fraccionamiento de LGN en un horizonte de planeamiento de 12 años. Así mismo se indican la Tasa Interna de Retorno y el Valor Actual Neto para una tasa de descuento del 15%. La Fig 7.1 muestra el período de recupero de inversiones.

TABLA 7.2 COSTO DE FABRICACION DEL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

PROYECTO : MODULO DE FRACCIONAMIENTO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL
 LOCALIZACION: PLAYA LOBERIA - PISCO - PERU

CAPITAL FIJO, C_{Fc}	71435.27 MUS\$	CAPACIDAD MAX	30000 BSD
CAPITAL DE TRABAJO C_{wc}	7143.52 MUS\$		
INVERSION CAPITAL TOTAL	78578.80 MUS\$		

COSTOS **MUS\$/Año**

GASTOS DE FABRICACION

GASTOS DIRECTOS

MATERIAS PRIMAS	
MANO OBRA OPERACIÓN	163305.98
SUPERVISION Y MANO OBRA OFICINA	359.10
SERVICIOS	107.73
Electricidad	4871.72
Agua de enfriamiento	768.69
Agua potable	50.00
Gas Combustible	1457.78

MANTENIMIENTO Y REPARACIONES (5% C_{Fc})	3571.76
SUMINISTROS DE OPERACION (10% Mant y Repar)	357.18
CARGOS DE LABORATORIO (12% Mano de obra)	43.09

TOTAL, A_{Me} 174893.03

GASTOS INDIRECTOS

GASTOS GENERALES	1413.51
IMPUESTOS LOCALES (1.4% CFC)	1000.09
SEGUROS (0.5% CFC)	357.18

TOTAL, ADM_e 2770.78

COSTO MANUFACTURA TOTAL, AME 177663.81
DEPRECIACION, ABE 7143.53

GASTOS GENERALES

GASTOS ADMINISTRATIVOS (25% gastos generales)	353.38
GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTAS (3% gasto total)	5726.62

TOTAL, A_{Ge} 6080.00

GASTO TOTAL, ATE	190887.33
INGRESOS POR VENTAS, A_s	251078.02
GANANCIA ANUAL NETA, ANP	60190.69
IMPUESTO RENTA, A_{IT}	18057.21

GANANCIA ANUAL NETA
DESCONTADOS LOS IMPUESTOS, $ANNP$ 42133.48

CAPITULO VIII

VIII Conclusiones Finales

8.1 Conclusiones Técnicas

- Los procesos de separación criogénica para los LGN de Camisea son los más apropiados debido a la composición y presión a la que se encuentra el gas natural en los yacimientos de Camisea.
- El Proceso de Separación Criogénica de Una Torre, tiene una recuperación máxima de propano de 91.7%. El nivel de recuperación está limitado por el requerimiento de refrigeración en el proceso.
- El Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas, está diseñado para recuperar 94% de propano. Es posible recuperar mayores niveles de propano con equipos de mayores dimensiones.
- La autorefrigeración empleando turbo-expansores disminuye la temperatura de los fluidos ocasionando la condensación de hidrocarburos pesados. En el proceso de separación criogénica de una torre el empleo de turbo-expansores en cascada permitió realizar la separación empleando una sola columna de destilación que trabaja como un deetanizador.
- Los líquidos del gas natural se fraccionan en un proceso con columnas de destilación convencionales. Es posible realizar el fraccionamiento para obtener propano y butano empleando dos diseños tal como se detalla en el Capítulo VI. La comparación técnica indica que es viable dicha separación con ambos diseños.

8.2 Conclusiones Económicas

- El Proceso de Separación Criogénica de Dos Etapas ofrece mayores niveles de recuperación de C3+, sin embargo de la comparación del VAN de ambos procesos con egresos por iguales costos de materia prima , se concluye que el proceso más recomendable es el Proceso Criogénico de Una Torre.
- Para el diseño de la unidad de fraccionamiento, se puede concluir que es mejor obtener los productos ligeros (propano, butano) sucesivamente por los topes de las columnas (Ver Alternativa 1 de Unidad de Fraccionamiento en el Capítulo VI). Debido a que la inversión en capital fijo para este diseño es aproximadamente 1000 MUS\$ dólares menor con respecto a la requerida en la Alternativa 2. Los costos operativos por requerimiento de aceite de calentamiento son también mayores en la Alternativa 2.
- El Proceso de Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural de Camisea es altamente rentable (TIR = 50%), satisface la demanda del mercado nacional de GLP, haciendo posible incluso su exportación. Permite además obtener kero/turbo y diesel, dos combustibles de gran demanda en el mercado interno.

BIBLIOGRAFÍA

22. CACERES GRAZIANI, Luis "El Gas Natural".
Lima – Perú, Mayo 2000, CAREC
23. CAMPBELL, John "Gas Conditioning and Processing"
USA, 1994, 7ma Edición.
Campbell Petroleum Series
24. CHAKMA, Amit Curso "Natural Gas Processing"
Perú, Marzo 2002, UNI - FIP
25. EVANS, Frank, Jr. "Equipment Design Handbook for Refineries
and Chemical Plants"
USA, 1980, 2da Edición. Gulf Publishing Co.
26. GARCIA CORNEJO, Luis "Operaciones de Producción y
Procesamiento de Gas Campo Aguaytia"
INGEPET '99 EXPL-7-LG-06, Abril 1999.
27. GAS PROCESORS SUPPLIERS " Engineering Data Book "
ASSOCIATION USA, 1998, 11va Edición. GPA
28. GOOD, Gordon Curso "Gas Gathering and Field Processing"
Perú, Enero 2002, UNI - FIP
29. KATZ. "Handbook of Natural Gas Engineering"
USA, 1971.
30. KEY y Otros "Process and Apparatus for C3 Recovery"
USPTO , N° 6,311,516 B1 Nov, 2001.
31. KERN, Donald "Procesos de Transferencia de Calor"
México 1965, 1ra Edición
32. KHAN, Shualb y Otros "Process for LPG Recovery"
USPTO , N° Re. 33,408 Octubre, 1990.
33. McCAIN, William, Jr "The Properties op Petroleum fluids"
USA, 1989, 2da Edición.
PennWell Publishing Co.
34. MEHRA, Yuv "Absorption Process with Solvent Pre-
Saturation".
USPTO , N° 5,687,584 Noviembre, 1997.

35. NELSON, W. "Refinación de Petróleos"
USA, 1958, 1ra Edición. Ed. Reverté
36. JAIN, Palav y Otros "Flexible Reflux Process for High NGL
Recovery"
USPTO , N° 6,453,698 B2 Setiembre, 2002.
37. PENNBAKER, Kent, y otros. "A Comparative Study of Propane Recovery
Proceses" USA, River City Engineering
38. PERUPETRO "Contrato de Licencia para la Explotación de
Hidrocarburos en el Lote 88"
Perú. Noviembre 2000
39. PETROPERÚ " Proyecto Integral de Desarrollo del Gas de
Camisea" Perú, Agosto, 1990.
40. PETROPERÚ " Estudio de Procesos de la Planta de
Fraccionamiento La Pampilla"
Perú, Agosto, 1988.
41. PETROPERÚ "Gas Natural, Acondicionamiento y
Procesamiento"
Perú, Octubre 1989
42. PLUSPETROL PERU "Estudio de Impacto Ambiental del Proyecto
CORPORATION de Camisea Lote 88"
Las Malvinas, Cuzco, Perú. 2001
43. PLUSPETROL PERU "Estudio de Impacto Ambiental y Social del
CORPORATION Proyecto Planta de Fraccionamiento de LGN
e Instalaciones de carga"
Playa Lobería, Pisco, Perú. 2002
44. PRIBLE, Donald " Hydrocarbon Gas Processing to recover
propane and heavier hydrocarbons "
USPTO , N° 4,752,312 Junio, 1988.
45. RACHID RODRÍGUEZ, Luciana "Gas Natural Acondicionamiento Y
Procesamiento", Petrobras, Lima, Perú,

46. ULRICH, Gael
47. YAO, Jame y otros
48. YAO, Jame y otros
- Octubre 1989, 1-10 pp..
“ Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química” México, 1986.
“ Propane Recovery Methods ”
USPTO , N° 6,116,050 Setiembre, 2000.
“Enhanced NGL Recovery Processes ”
USPTO , N° 5,992,175 Noviembre, 1999.

REVISTAS

49. MEHRA, Yuv
50. ESKAROS, M.
- “Saudi gas plant site for study of NGL-recovery processes”
Oil and Gas Journal, Octubre 29, 2001
“Improve NGL plant performance”
Hydrocarbon Processing, Agosto, 2001

SOFTWARE DE SIMULACION UTILIZADO

- DESIGN II for Windows (www.winsim.com)