

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO, GAS NATURAL Y
PETROQUIMICA



**"SELECCIÓN TECNICA - ECONOMICA DEL ADECUADO SISTEMA DE
FRACCIONAMIENTO EN LA AMPLIACION DE UNA PLANTA DE
PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL"**

**TITULACION POR COMPETENCIA PROFESIONAL PARA OPTAR EL
TITULO DE PROFESIONAL DE INGENIERO PETROQUIMICO**

**ELABORADO POR:
JAVIER FRANCISCO HUAYTAN PONCE**

**PROMOCION: 2006-II
LIMA - PERU**

2012

DEDICATORIA

A Dios por darme fortaleza para continuar con FE cada etapa de mi vida.

*A mi familia abuelos, padres, hermanos primos, tíos a los que están y a los que partieron
por confiar siempre en mí.*

A mi esposa a quien admiro.

A mis ahijados y sobrinos que dan alegría a mi vida.

AGRADECIMIENTO

A la Universidad Nacional de Ingeniería por haberme brindado los conocimientos necesarios para mi formación como profesional.

A la empresa PGP por darme la oportunidad de presentar este tema de investigación.

RESUMEN

El presente informe refiere la ampliación de una Planta de Procesamiento de Gas Natural con una capacidad actual de procesamiento de 1,13 millones metros cúbicos por día (40 MMSCFD¹) a una presión de ingreso de 2445 KPa (340 psig); la cual, recupera Líquidos de Gas Natural mediante un proceso criogénico, estos líquidos son fraccionados en propano y butano de calidad comercial y solvente o HAL; finalmente, estos productos son almacenados, en tanques cilíndricos horizontales, respectivamente.

El proyecto de ampliación considera aumentar la capacidad de procesamiento a 1,69 millones metros cúbicos por día (60 MMSCFD) y 5272 KPa (750 psig). Este incremento se espera aumentaría la producción de Líquidos de Gas Natural en 250 metros cúbicos por día o aproximadamente 1600 barriles por día.

La ingeniería preliminar desarrollada por una empresa consultora externa refiere que los sistemas que requerirán un análisis más detallado, tanto técnico como económico, serán:

- Incremento de la capacidad del actual sistema de fraccionamiento: para el fraccionamiento de los Líquidos de Gas Natural adicionales.
- Incremento de la capacidad actual del sistema de almacenamiento: para cumplir con la normativa aplicable y contener la producción incremental.

Se plantearon dos escenarios para la ampliación del sistema de fraccionamiento:

- Escenario A: Instalar un Sistema de Fraccionamiento C3/C4 (De-propanizadora/De-butanizadora), en paralelo al Sistema de Fraccionamiento Actual.
- Escenario B: Cambiar la operación del Sistema de Fraccionamiento actual por uno capaz de producir GLP (mezcla C3/C4) e instalar una columna adicional.

¹ MMSCFD: siglas en ingles: millones de pies cúbicos estándar.

Debido a la dependencia de los sistemas de fraccionamiento y almacenamiento estos requerirán un análisis en conjunto. Por tanto, la ampliación, adecuación y/o modificación de estos sistemas tendrá el mayor riesgo económico.

Con el desarrollo de la estimación de condiciones de operación, dimensionamiento de equipos, la simulación de los procesos y el estudio económico; se obtuvieron los siguientes resultados:

- Es necesaria una ampliación de la capacidad actual de almacenamiento en aproximadamente 3 918 m³ (24 686 barriles).
- El Escenario A requiere mayor área de implantación y mayor rutina de mantenimiento por número de equipos en área de procesos.
- La menor inversión de capital lo presenta el escenario A (US\$ 13,68 millones) respecto al escenario B (US\$ 14,10 millones).
- El escenario B presenta los mejores desempeños de indicadores económicos.
- El escenario B presenta las menores emisiones de CO₂ al ambiente.

De acuerdo a la evaluación técnica – económica, se presenta al Escenario B como la alternativa más viable y recomendada a desarrollar.

INDICE

DEDICATORIA.....	i
AGRADECIMIENTO	ii
RESUMEN.....	iii
INDICE	v
LISTA DE GRÁFICOS	vii
LISTA DE CUADROS	vii
INTRODUCCION.....	8
OBJETIVOS.....	10
CAPITULO I. ANTECEDENTES.....	11
1.1 Situación Actual de la Industria del Gas Natural en el Perú	11
CAPITULO II. PROCESADORA DE GAS PARIÑAS SAC.....	17
2.1 Esquema General de Procesamiento.....	17
2.2 Especificación de los Productos.....	19
2.3 Situación Actual de la Empresa	21
CAPITULO III. FACTIBILIDAD TECNICA DEL PROYECTO	23
3.1 Legislación y normatividad vinculada al proyecto	23
3.1.1 LEY N° 27133: Ley de promoción del desarrollo de la Industria del Gas Natural	23
3.1.2 LEY ORGANICA DE HIDROCARBUROS N° 26221: Ley Orgánica que norma las actividades de Hidrocarburos en el territorio nacional	23
3.1.3 LEY N° 28176: Ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural.....	25
3.1.4 DECRETO SUPREMO N° 051-93: Reglamento de Normas para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos Ley N° 26221	26
3.1.5 DECRETO SUPREMO N° 015-2006-EM: Reglamento para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos.....	31
3.1.6 DECRETO SUPREMO N° 001-94-EM: Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo.....	32
3.1.7 DECRETO SUPREMO N° 045-2010-EM: Modifican el artículo 8° para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo, aprobado por DS N° 001-94-EM	33
3.2 Consideraciones generales para desarrollo del informe	33
3.3 Ingeniería Preliminar del proyecto de ampliación	34
3.3.1 Escenarios para ampliación sistema fraccionamiento	36
3.3.2 Normatividad Aplicable	37
3.4 Bases de diseño	38
3.5 Dimensionamiento de Equipos por escenarios.....	39

3.5.1	Estimación de las condiciones de Operación y Dimensionamiento de los equipos	41
3.5.2	Comparación de los resultados	65
3.6	Simulación de los escenarios	67
3.6.1	Diagrama de flujo de los escenarios	67
3.6.2	Resultados del Balances de Materia y Energía	68
3.6.2.1	Estimación de la producción	69
3.6.2.2	Estimación de la capacidad de almacenamiento requerida	69
3.6.3	Consumos energéticos	71
3.6.3.1	Comparación de resultados	71
3.7	Resultados del estudio técnico	72
CAPITULO IV. ESTUDIO ECONOMICO		74
4.1	Estimación de los costos de inversión	74
4.2	Flujos de Caja por Escenarios	85
4.3	Análisis de Sensibilidad	91
4.3.1	Parámetro a sensibilizar: Costo Inversión CAPEX	91
4.3.2	Parámetro a sensibilizar: Costo OPEX	92
4.3.3	Parámetro a sensibilizar: Ingresos	93
4.4	Resultados de Estudio Económico	94
CAPITULO V. EVALUACION AMBIENTAL		95
5.1	Estimación de Emisiones de CO ₂	95
5.2	Resultados	95
CAPITULO VI. CONCLUSIONES		96
CAPITULO VII. RECOMENDACIONES		97
CAPITULO VIII. BIBLIOGRAFÍA		98
GLOSARIO		100

LISTA DE GRÁFICOS

GRAFICO I-1. Crecimiento volumétrico de la demanda de GLP 2007-2012	16
GRAFICO I-2. Crecimiento porcentual de la demanda de GLP 2007-2012.....	16
GRAFICO II-1. Esquema general de proceso de gas natural.....	19
GRAFICO III-1. Esquema de Proceso – ESCENARIO A.....	40
GRAFICO III-2. Esquema de Proceso – ESCENARIO B.....	40
GRAFICO III-3. Diagrama de Flujo - Tope de la Columna De-Propanizadora – Escenario A	48
GRAFICO III-4. Diagrama de Flujo - Tope de la columna De-Butanizadora – Escenario A.	55
GRAFICO III-5. Diagrama de Flujo - Tope de la columna De-Butanizadora – Escenario B	61
GRAFICO III-6. Simulación Escenario A – Diagrama de Flujo de Proceso (PFD)	67
GRAFICO III-7. Simulación Escenario B – Diagrama de Flujo de Proceso (PFD)	67
GRAFICO IV-1. Distribucion de Costos e Ingresos por Escenario	90

LISTA DE CUADROS

CUADRO I-1. Cuadro Comparativo de Empresas Procesadoras de Gas – Julio 2012.....	13
CUADRO I-2. Venta mensuales de GLP – Año 2011 (barriles).....	15
CUADRO III-1. Composición del Gas de Entrada	38
CUADRO III-2. Características de la corriente de Producto Propano.....	38
CUADRO III-3. Características de la corriente de Producto Butano	38
CUADRO III-4. Características de la corriente de Producto GLP	39
CUADRO III-5. Características de la corriente de Producto HAL	39

INTRODUCCION

El presente informe muestra el análisis técnico – económico comparativo de dos escenarios para la ampliación del sistema de fraccionamiento – almacenamiento en planta Procesadora de Gas Pariñas SAC como parte del proyecto de ampliación de su capacidad de procesamiento de Gas Natural.

Se identificó la necesidad de analizar los sistemas de fraccionamiento – almacenamiento; debido al riesgo de inversión que estos representan en conjunto, respecto al total de inversión del proyecto de ampliación.

La metodología de trabajo empleada para el desarrollo del presente informe será como sigue:

- Revisión de la Legislación y Normatividad aplicable.
- Recopilación de datos estadísticos e históricos (producción, ventas, consumo energético, cromatografía y calidad del gas, costos de equipos y/o cotizaciones, consultorías, otros).
- Aplicación de un simulador de procesos para la realización de balances de masa y energía, y condiciones de operación.
- Dimensionamiento de equipos y estimación de costos basándose en bibliografía relacionada y procedimientos reconocidos.
- Verificación de los costos estimados para los equipos dimensionados mediante cotizaciones de equipos o compras históricas.
- Verificación de las facilidades operativas y de despacho de productos.
- Empleo de procedimientos, papers u otros; para la estimación de consumos energéticos, costos de operación-supervisión y mantenimiento de las instalaciones futuras.

- Análisis económico del proyecto (análisis de sensibilidad)

- Análisis Ambiental del proyecto (emisiones de CO₂)

Para el desarrollo del dimensionamiento de equipos se han empleado procedimientos y ecuaciones cuyas constantes requieren ser aplicados bajo el sistema inglés de unidades.

Es importante enfatizar que las tarifas del servicio utilizados en el análisis económico son referenciales y son empleados únicamente para mostrar el comparativo de los escenarios.

OBJETIVOS

A continuación se presentan los objetivos del presente informe:

- Presentar a la empresa Procesadora de Gas Pariñas S.A.C, y su importancia en la industria del Gas Natural.
- Analizar los resultados de la ingeniería preliminar para la ampliación de la capacidad de procesamiento actual y presentar los escenarios de ampliación del sistema de fraccionamiento.
- Simular los escenarios de ampliación del sistema de fraccionamiento para el desarrollo de los balances de masa y energía; estimar consumos energéticos y las dimensiones de los equipos.
- Analizar técnica y económica los escenarios de ampliación del sistema de fraccionamiento – almacenamiento.
- Determinar y recomendar el mejor escenario de ampliación del sistema de fraccionamiento.

CAPITULO I.ANTECEDENTES

1.1 Situación Actual de la Industria del Gas Natural en el Perú

Según el Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 elaborado por el Ministerio de Energía y Minas, la demanda de gas natural en el año 2010 sería 439 millones de pies cúbicos por día (MMPCD)² (sin considerar exportación de LGN) y la de GLP sería de 31 MBPD³; lo cual comparado a la demanda real reportada en el 2010 de 308 MMPCD para el Gas Natural y 32,8 MBPD⁴ de GLP, muestran que la demanda de GLP fue 5,8% mayor frente al pronosticado al 2010, siendo Piura la segunda ciudad con un mayor crecimiento en su demanda, alrededor del 30% [2007 -2010].

En nuestro país, las mayores reservas de gas natural y líquido de gas natural se encuentran en los reservorios de Camisea en los lotes 88 y 56, en donde se han realizado dos estudios para su certificación; en el año 2009 la consultora Gaffney Cline & Associate, contratado por el Consorcio Camisea, certificó 8,8 trillones de pies cúbicos (TCF) de reservas probadas; y en mayo del 2010 Netherland, Sewell & Associates Inc (NSA) de Estados Unidos, contratado por el Ministerio de Energía y Minas menciona la existencia de 11,2 TCF⁵ de reservas probadas.

Sin embargo, la producción de hidrocarburos líquidos en el país viene siendo desarrollada por diversas empresas petroleras, entre las principales se encuentran Petrobras, Savia Perú, BPZ y Aguaytia. Tal como se muestra en el siguiente cuadro:

² Fuente.- Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 – capítulo 2 – Escenario Térmico / capítulo 1 –Demanda Estimada Mercado Nacional.

³ MBPD = miles de barriles equivalentes de petróleo por día

⁴ Fuente. Portal OSINERGMIN / Hidrocarburos / SCOP DOCS / Demanda Nacional de GLP – Promedio Año 2010

⁵ Fuente.- <http://gestion.pe/empresa/noticia/nuevo-estudio-reservas-camisea-asegura-gas-natural-hasta-2050/2010-05-18/18364>

CAPITULO I.ANTECEDENTES

1.1 Situación Actual de la Industria del Gas Natural en el Perú

Según el Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 elaborado por el Ministerio de Energía y Minas, la demanda de gas natural en el año 2010 sería 439 millones de pies cúbicos por día (MMPCD)² (sin considerar exportación de LGN) y la de GLP sería de 31 MBPD³; sin embargo, la demanda real reportada en el 2010 fue de 308 MMPCD para el Gas Natural y 32,8 MBPD⁴ de GLP, siendo la demanda de GLP 5,8% mayor frente al pronosticado, y siendo Piura la segunda ciudad con un mayor crecimiento en su demanda, alrededor del 30% [2007 -2010].

En nuestro país, las mayores reservas de gas natural y líquido de gas natural se encuentran en los reservorios de Camisea en los lotes 88 y 56, en donde se han realizado dos estudios para su certificación; en el año 2009 la consultora Gaffney Cline & Associate, contratado por el Consorcio Camisea, certificó 8,8 trillones de pies cúbicos (TCF) de reservas probadas; y en mayo del 2010 Netherland, Sewell & Associates Inc (NSA) de Estados Unidos, contratado por el Ministerio de Energía y Minas menciona la existencia de 11,2 TCF⁵ de reservas probadas.

Sin embargo, la producción de hidrocarburos líquidos en el país es desarrollada por diversas empresas petroleras, como Petrobras, Savia Perú, BPZ y Aguaytia. Tal como se muestra en el siguiente cuadro:

² Fuente.- Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 – capítulo 2 – Escenario Térmico / capítulo 1 –Demanda Estimada Mercado Nacional.

³ MBPD = miles de barriles equivalentes de petróleo por día

⁴ Fuente. Portal OSINERGMIN / Hidrocarburos / SCOP DOCS / Demanda Nacional de GLP – Promedio Año 2010

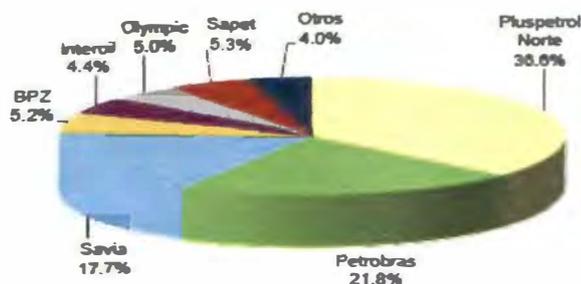
⁵ Fuente.- <http://gestion.pe/impres/noticia/nuevo-estudio-reservas-camisea-asegura-gas-natural-hasta-2050/2010-05-18/18364>

	PETRÓLEO									LÍQUIDOS DE GAS NATURAL				TOTAL
	Pluspetrol Norte	Petrobras	Savia	BPZ	Interoil	Olympic	Sapet	Otros	Sub Total	Pluspetrol	Aguytía	Savia	Sub Total	
Sep-11	27.07	13.74	11.40	3.58	3.75	4.08	3.25	2.40	69.26	78.08	2.60	1.04	82.32	151.58
Oct-11	28.04	14.05	11.61	3.61	3.55	3.83	3.22	2.49	71.00	75.84	2.60	1.24	79.68	150.68
Nov-11	26.61	13.77	11.04	3.18	3.79	3.99	3.47	2.47	69.21	75.22	2.55	1.39	81.74	148.36
Dic-11	26.91	13.72	11.53	3.32	4.07	3.64	3.44	2.70	69.03	76.25	2.50	1.42	80.17	149.10
Ene-12	24.84	14.16	11.57	4.01	3.61	3.49	3.29	2.60	67.57	64.27	2.53	1.28	68.07	135.64
Feb-12	26.19	13.85	12.08	3.55	3.34	3.53	2.87	2.60	67.87	77.74	2.61	1.39	81.74	149.61
Mar-12	25.15	13.90	11.86	3.43	3.01	3.31	3.22	2.52	66.40	78.13	2.66	1.39	82.17	148.57
Abr-12	26.50	14.26	13.31	4.66	2.75	3.22	3.02	2.60	69.34	67.67	2.64	1.37	71.67	141.01
May-12	24.00	14.07	12.41	2.54	2.73	3.10	3.25	2.70	65.49	77.92	2.65	1.00	81.58	147.07
Jun-12	23.74	13.88	12.35	3.47	3.27	3.57	3.28	2.63	66.19	77.84	2.73	1.28	81.84	148.03
Jul-12	25.81	14.18	12.33	3.00	3.11	3.25	3.27	2.58	67.54	78.71	2.76	1.09	82.58	150.11
Ago-12	26.19	14.51	12.05	2.86	3.03	2.52	3.52	2.51	67.18	84.74	2.75	1.29	88.78	155.96
Sep-12	24.99	14.62	12.38	3.22	3.65	3.30	3.10	2.60	68.44	80.66	2.72	1.28	84.66	152.72
Var % Sep 12/ Sep 11	-10.7%	5.0%	2.9%	-4.4%	-22.4%	-18.0%	7.0%	11.0%	-4.5%	17.7%	4.8%	22.4%	17.3%	7.4%

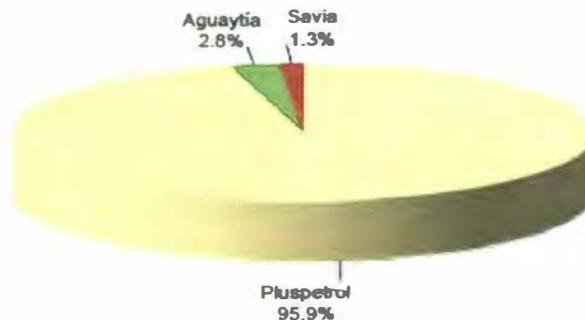
Fuente: Perupetro. Elaboración SNMPE.

Como lo muestra el siguiente gráfico, la empresa Savia Perú, es la tercera empresa más importante del país en volumen de producción de hidrocarburos líquidos (Petróleo y Líquidos de Gas Natural), siendo la producción de líquidos de gas natural desarrollada por su filial la empresa Procesadora de Gas Pariñas SAC. Los siguientes gráficos muestran la participación de Savia Perú en la producción de hidrocarburos:

Participación en la Producción de
Petróleo, Septiembre 2012



Participación en la Producción de
Líquidos de Gas Natural, Septiembre 2012



Fuente: Boletín Estadístico Mensual Hidrocarburos – Sociedad Nacional de Minería, Petróleo y Energía (SNMPE)

Procesadora de Gas Pariñas S.A.C., es una empresa procesadora de gas y productora de gas licuado de petróleo (GLP) y otros productos derivados, cuenta con una Planta Criogénica ubicada en Pariñas-Piura y brinda a favor de Savia Perú los servicios de secado o recuperación de Líquidos de Gas Natural contenido en el Gas Natural Asociado, proveniente de sus pozos productores ubicados en el Lote Z-2B; así como los servicios de almacenamiento, despacho y gestión de comercialización de los mismos.

El Perú cuenta en sus diferentes regiones con compañías Procesadoras de Gas que realizan las operaciones de separación de gas natural y recuperación de líquidos de gas natural abasteciendo la demanda local. Estas compañías procesadoras son:

1. Aguaytía Energy del Perú S.R.L. (Pucallpa)
2. Graña y Montero Petrolera - Verdún y Pariñas. (Piura).
3. Pluspetrol Perú Corporation S.A. - Planta de Separación de Gas Natural, Las Malvinas (Cusco) y Planta de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural. (Pisco).
4. Procesadora de Gas Pariñas S.A.C. (Piura).

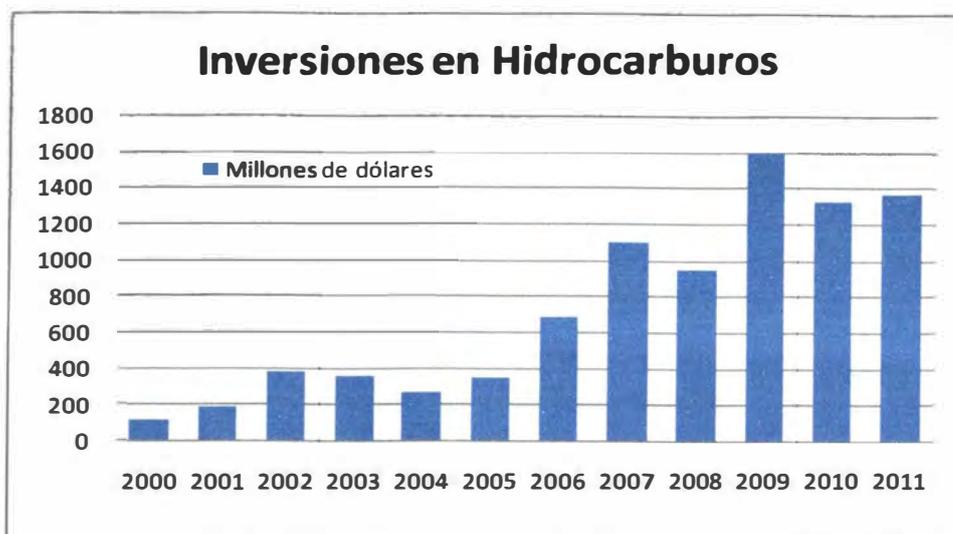
El siguiente CUADRO I-1 muestra a modo de resumen la evolución histórica de estas plantas (año de inauguración), la capacidad de producción y los productos obtenidos de ellas:

CUADRO I-1. Cuadro Comparativo de Empresas Procesadoras de Gas – Julio 2012

AGUAYTIA ENERGY DEL PERU S.R.L.	PLUSPETROL PERU CORPORATION	PROCESADORA DE GAS PARIÑAS (PGP)	GRAÑA Y MONTERO PETROLERA
-Inaugurada en 1998 -Ubicada en Pucallpa -Unidades de Separación y Fraccionamiento (GLP y gasolina natural). -Producción de GLP 993 barriles por día -Producción de Gasolina Natural 2,005 barriles por día	-Inaugurada en Agosto 2004 -Ubicada en Pisco -Unidad de Fraccionamiento (propano, butano, nafta y diesel). Capacidad de procesamiento actual de 85MBPD de LGN, ampliación Agosto 2008.	-Inaugurada en Junio 2005 -Ubicada en Talara. -Unidades de Separación y Fraccionamiento (propano, butano y HAL). -Capacidad máxima de procesamiento 40 MMPCD de GN -Producción promedio de LGN 1200 BPD.	-Planta Procesadora Pariñas (nueva) inaugurada Octubre 2008. -Ubicada en Talara. -Unidades de Separación y Fraccionamiento. -Producción de GLP 614 barriles por día -Producción de HAS 410 barriles por día

Por otro lado, la demanda de hidrocarburos en el mercado local, ha generado un incremento en inversiones petroleras. Desde el año 2007, estas se mantienen por encima de 1100 millones de dólares en las áreas de exploración y producción (E&P). Estas inversiones son desarrolladas

principalmente por empresas como Pluspetrol (Lotes 88 y 56), Repsol YPF (Lote 57), Petrobras (Lote 58), Savia Perú (Lote Z-2B), Perenco (Lote 67), BPZ Energy (Lote Z-1) y Talisman Energy (lotes 134 y 158).



Fuente: Boletín Estadístico Mensual Hidrocarburos - SNMPE

En el caso de la compañía Savia Perú, esta tiene previsto una serie de inversiones para mantener y/o aumentar su producción de hidrocarburos, con proyectos de perforación de pozos exploratorios y de desarrollo en la región de Piura y el proyecto Punta Lagunas en Sechura, entre otros. Del mismo modo, sus compañías filiales tienen previsto realizar una serie de proyectos para ampliar su capacidad de producción como es el caso de Procesadora de Gas Pariñas S.A.C.

Asimismo, la demanda de Gas Licuado de Petróleo en la región Norte se ha visto incrementada en los últimos tres años. La siguiente tabla corresponde a las transacciones registradas por los Productores e Importadores a las Plantas Envasadoras, Gasocentros, Consumidores Directos y/o Distribuidores a Granel ubicados por departamentos.

GRAFICO I-1. Crecimiento volumétrico de la demanda de GLP 2007-2012

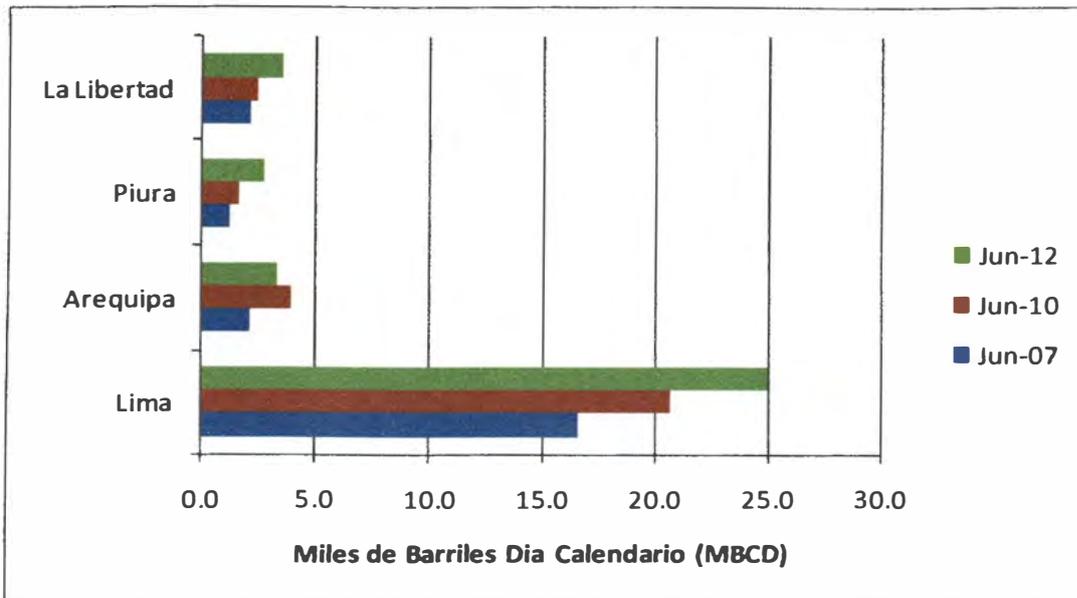
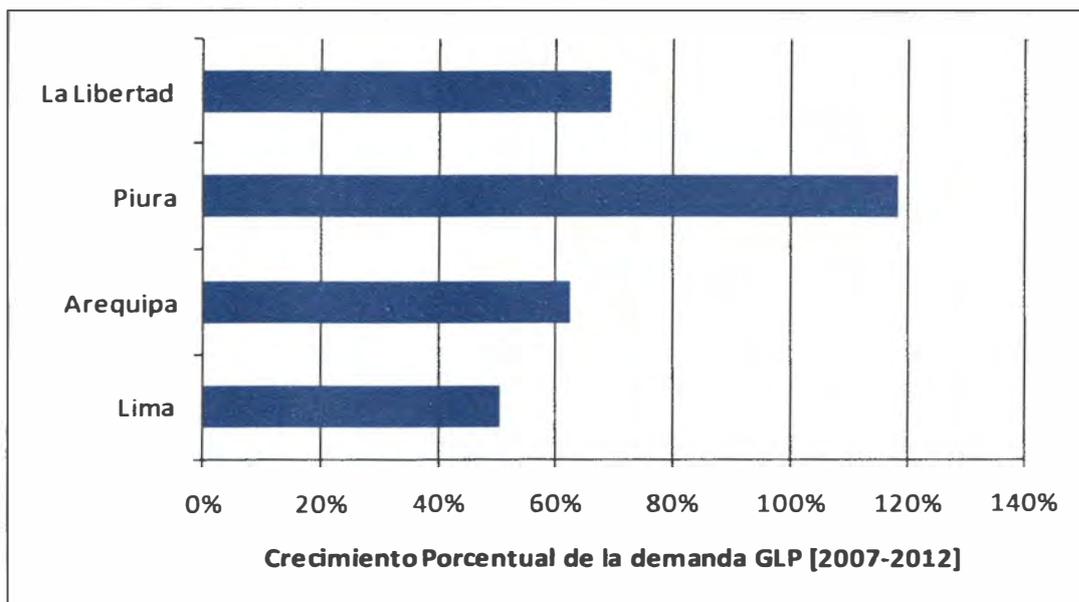


GRAFICO I-2. Crecimiento porcentual de la demanda de GLP 2007-2012



Fuente: Portal web – Osinergmin (SCOP/SPIC)

CAPITULO II. PROCESADORA DE GAS PARIÑAS SAC

2.1 Esquema General de Procesamiento

Como esquema general del proceso de separación y recuperación de líquidos de gas natural con el que cuenta la Planta Procesadora de Gas Pariñas, se tienen las siguientes etapas o unidades:

- Acondicionamiento del Gas.
- Separación Criogénica
- Fraccionamiento o Destilación
- Refrigeración y Servicios

➤ **Acondicionamiento del Gas - Deshidratación**

Para evitar la formación de hidratos en la sección Criogénica de la planta, el agua contenida en el gas debe ser reducida a bajos niveles (menor a 1.0 ppm). Esto es realizado por la adsorción del agua en unidades de deshidratación con tamices moleculares.

La selección del sistema a emplear depende de un estudio previo del contenido del agua a la presión y temperatura de operación que ingresa a la planta de procesamiento y los posibles contaminantes (por ejemplo: Hg, H₂S, otros). Para el caso de los deshidratadores de tamiz molecular se tiene dos recipientes cada uno está diseñado para deshidratar gas con vapor de agua saturada. El vapor de agua es retirado y retenido en el lecho del tamiz molecular durante el ciclo de adsorción. Mientras un deshidratador está en adsorción, otro está siendo regenerado. El gas seco del deshidratador fluye a través del filtro separador de gas seco para asegurar que algo de polvo o suciedad del tamiz molecular sea retirado antes de seguir avanzado en el proceso. El gas fluye entonces a la parte criogénica de la unidad de recuperación de líquidos.

➤ **Separación Criogénica**

Independientemente de la tecnología empleada las Plantas Criogénicas consiguen enfriar el gas por medio de un sistema de enfriamiento previo a través de intercambiadores de calor (tipo placas) y utilizando como fluido refrigerante gas propano puro hasta alcanzar una temperatura de -35°F , luego para conseguir la temperatura de licuefacción de los líquidos de gas natural (contenido de C_2+) el gas es enfriado comúnmente por un proceso de expansión a través de un turbo/expansor y/o una válvula Joule-Thompson (J-T), esto último va depender de la tecnología adquirida.

Como resultado la corriente de dos fases es separada en vapor y líquido dentro de un separador frío, luego los líquidos son calentados y enviados a la torre De-Etanizadora para la recuperación y/o rechazo de los componentes más ligeros.

➤ **Fraccionamiento**

En la etapa de fraccionamiento se consiguen recuperar los compuestos ligeros de los más pesados por medio del calentamiento para lograr esto se instalan unidades de destilación como De-Etanizadora, De-Propanizadora, De-Butanizadora, De-Pentanizadora, etc., para conseguir la especificación de los productos puros, esto se consigue por un proceso de fraccionamiento simple (destilación por reflujo/calentamiento). Los líquidos de menor punto de ebullición se vaporizan y ascienden por la columna y son recuperados por el tope de esta para luego ser condensado y bombeado al sistema de almacenamiento. Para calentar los fondos, se tiene un calentador o reboiler, donde los vapores producto del calentamiento retornan a la columna. Los líquidos pesados son drenados por el fondo de la columna y fluyen hacia la siguiente columna o se destina al sistema de almacenamiento, esto se repite de una unidad a otra.

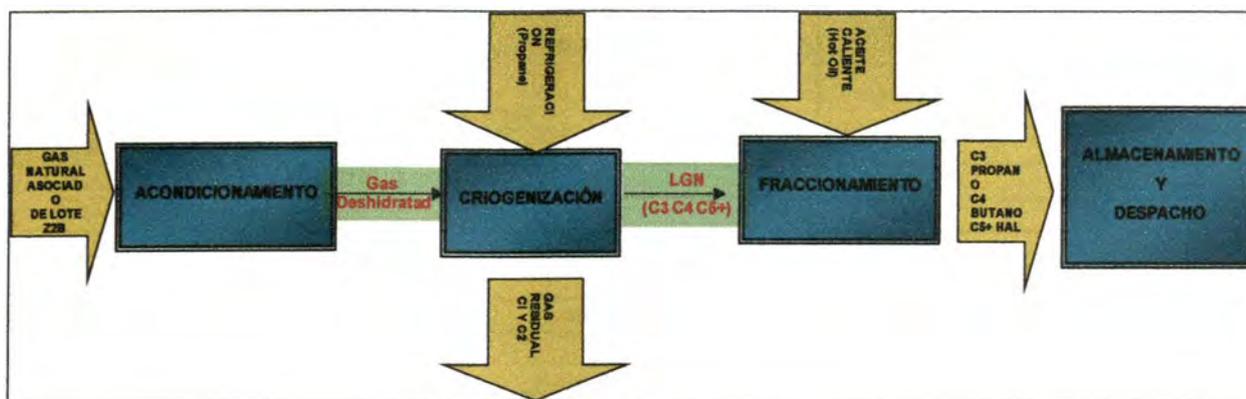
➤ **Refrigeración y Servicios**

El sistema de refrigeración sirve para conseguir el enfriamiento del gas natural antes de la etapa de compresión/expansión necesaria para la licuación de los líquidos de gas natural (C_2+), este enfriamiento se

consigue utilizando el propano como refrigerante y ayudado por etapas de enfriamiento utilizando intercambiadores de calor.

Los servicios son incluidos para suministrar el apoyo necesario a algunos procesos, como el sistema de aceite caliente para los calentadores en las columnas. De-Etanizadora y del fraccionamiento, sistemas de aire de instrumentos, sistemas de gas combustible, venteos, centro de control de motores MCC, cuarto de control y otros

GRAFICO II-1. Esquema general de proceso de gas natural



2.2 Especificación de los Productos

Los productos obtenidos cumplen con las especificaciones técnicas descritos en las Normas Técnicas Peruanas, para el caso de los productos Propano, Butano y mezcla Propano-Butano o GLP: NTP-321-007-2002 "Gas Licuado de Petróleo (GLP). Requisitos" y para el caso de producto HAL: NTP-111-200-2010 "Condensados de Gas Natural. Requisitos de Calidad en su aplicación como solvente".

➤ **NTP – 321 – 007 – 2002 (Tabla 2), Requisitos de calidad para gas licuado de petróleo.**

PROPIEDADES	Nombre del Gas Licuado de Petroleo						METODO DE ENSAYO
	Propano Comercial		Butano Comercial		Mezcla Comercial Propano-Butano		
	ESPECIFICACIONES						
	Min.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.	
Volatilidad							
Temperatura del 95% Evaporado, °C	-38.3		2.2		2.2		NTP 321.036
Presión de vapor a 37.8°C kPa (psig)	1430 (208)		485 (70)	793 (115)	1430 (b) (208)		NTP 321.100 ó NTP 321.098 ('c)
Densidad relativa a 15.6/15.6°C (d)	Indicar		Indicar		Indicar		NTP 321.098
Material Residual							
Residuo de evaporación de 100ml, ml	0.05		0.05		0.05		NTP 321.096
Prueba de la mancha de aceite (e)	Pasa		Pasa		Pasa		NTP 321.096
Composición, %Mol							
Butanos y mas pesados	2.5						NTP ISO 7941
Pentanos y mas pesados			2.0		1.8		NTP ISO 7941
Contenido de dienos	0.5		0.5		0.5		NTP ISO 7941
Corrosividad							
Azufre total, ppm (f)	185		140		140		NTP 321.099
Corrosión Lámina de Cu 1 hr a 37,8°C, Nº (g)	1		1		1		NTP 321.101
Sulfuro de hidrógeno	Pasa		Pasa		Pasa		NTP 321.097
Contaminantes							
Agua Libre (h)	Nulo		Nulo		Nulo		Visual
Olor (i)	Característico		Característico		Característico		
Humedad	Pasa		---		---		NTP 321.094
Notas							
(a) Otras especificaciones del GLP podrán ser acordados entre el proveedor y el usuario.							
PRESION DE VAPOR							
(b) Los valores de presión de vapor para las mezclas propano butano: no deben exceder de 1430 kPa (208 psig) que corresponde a un gas con 100% de propano comercial. Para otras mezclas de propano y butano no deberán exceder del calculo mediante la siguiente relación: Maxima presión de vapor observada (kPa) = 1167-1880 (densidad relativa a 15,6/15,6°C) ó 1167-1180 (Densidad a 15,6 °C). Toda mezcla especificada de GLP deberá designarse por la presión de vapor a 37,8°C (100°F) en kPa ó (psig)							
('c) En caso de discrepancia de la presión de vapor del producto, el valor determinado por el método NTP 321.100 prevalecerá sobre el valor calculado por el metodo de la NTP 321.098							

➤ **NTP – 111 – 200 – 2010 (Tabla 1), Requisitos de calidad.**

Característica de Producto	Unidad	Especificación	Método de Ensayo
Presión de vapor Reid	Pa lb/pulg ²	Máximo 137894,0 Máximo 20	ASTM D 323
Punto Inicial de Ebullición	°C	Reportar	ASTM D 86
Punto final de Ebullición	°C	Máximo 210	ASTM D 86
Corrosión		Máximo lámina 1	ASTM D 130
Color		Mínimo +25	ASTM D 156
Azufre reactivo		Negativo	ASTM D 4952
Poder Solvente	Valor Kauri-Butanol (KB)	Mínimo 28	ASTM D 1133

2.3 Situación Actual de la Empresa

Planta Procesadora de Gas Pariñas SAC (PGP), actualmente cuenta con una capacidad de procesamiento de 40 MMSCFD (millones de pies cúbicos días) a una presión de ingreso de 340 psig, y fue diseñada bajo la tecnología Ortlof, para la recuperación, fraccionamiento, almacenamiento y despacho o venta de los productos Propano, Butano (mezcla GLP) y solventes o HAL.

El sistema de almacenamiento está conformado por tanques cilindros horizontales los cuales fueron diseñados y puestos en servicio en base a la normatividad aplicable, la cual considera - entre otros - que dichos recipientes cumplan con el Código ASME, sección VIII, División I; sello ASME y la National Board.

Actualmente, la empresa brinda el servicio de procesamiento y recuperación de líquidos de gas natural (LGN) únicamente a la empresa SAVIA PERU S.A. (SAVIA). Asimismo, le brinda a SAVIA los servicios de almacenamiento y comercialización de sus productos comerciales. Este servicio no es exclusivo.

Ante los proyectos de inversión en exploración y producción de hidrocarburos previstos a desarrollar por Savia Perú en los próximos años y la demanda creciente de GLP en la región norte, han llevado a Procesadora de Gas Pariñas S.A.C., evaluar la posibilidad de una ampliación en su capacidad de procesamiento hasta 60 MMSCFD. Para lo cual, se han desarrollado estudios

previos de ingeniería de sus actuales sistemas de procesos, identificándose tres áreas o sistemas críticos que requerirán un análisis más detallado en caso de una ampliación de la capacidad de procesamiento de gas natural:

- Sistema de compresión del gas de entrada: se incrementará la presión de 340 psig a 750 psig.
- Sistema de fraccionamiento: para el fraccionamiento de aproximadamente 1600 barriles de LGN por día, adicionales.
- Sistema de almacenamiento: para cumplir con la normativa aplicable y contener la producción incremental.

La inversión para incrementar la presión del gas asociado que ingresa a planta es indispensable, ya que esta permitirá mantener una alta recuperación de Líquidos de Gas Natural (%C3 > 96%).

Debido a las condiciones operativas y condiciones de almacenamiento de los productos resultantes; los sistemas de fraccionamiento y almacenamiento requerirán ser estudiados en conjunto.

Por tanto, el desarrollo del presente informe deberá mostrar tanto técnica como económicamente la mejor alternativa de ampliación de los sistemas de fraccionamiento y almacenamiento de la planta Procesadora de Gas Pariñas.

CAPITULO III. FACTIBILIDAD TECNICA DEL PROYECTO

3.1 Legislación y normatividad vinculada al proyecto

A continuación se presenta las principales leyes y normas relacionadas con el proyecto principal, de ampliación de la capacidad de procesamiento de líquidos de gas natural.

3.1.1 LEY N° 27133: Ley de promoción del desarrollo de la Industria del Gas Natural

- *Artículo 3. – Declaración de Necesidad Pública*

Declárese de interés nacional y necesidad pública, el fomento y desarrollo de la industria del gas natural, que comprende la explotación de los yacimientos de gas, el desarrollo de la infraestructura del transporte de gas y condensados; la distribución del gas natural por red de ductos; y los usos industriales del país.

3.1.2 LEY ORGANICA DE HIDROCARBUROS N° 26221: Ley Orgánica que norma las actividades de Hidrocarburos en el territorio nacional

- *Artículo 2. - El Estado promueve el desarrollo de las actividades de Hidrocarburos sobre la base de la libre competencia y el libre acceso a la actividad económica con la finalidad de lograr el bienestar de la persona humana y el desarrollo nacional.*

- *Título IV.- Almacenamiento. Artículo 73.- Cualquier persona, natural o jurídica, nacional o extranjera, podrá construir, operar y mantener instalaciones para el almacenamiento de hidrocarburos y de sus productos derivados, con sujeción a los reglamentos que dicte el Ministerio de Energía y Minas.*

- *Titulo V.- Refinación y Procesamiento. Artículo 74.-* Cualquier persona natural o jurídica, nacional o extranjera, podrá instalar, operar y mantener refinerías de petróleos, plantas de procesamiento de gas natural y condensados, asfalto natural, grasas, lubricantes y petroquímicas, con sujeción a las normas que establezca el Ministerio de Energía y Minas.

Mediante contrato-ley, el Estado podrá otorgar a las plantas de procesamiento de gas natural, los beneficios que la presente Ley y sus normas reglamentarias conceden.⁶

- *Título VI.- Transporte, Distribución y Comercialización de productos. Artículo 76.-* El transporte, la distribución mayorista y minorista y la comercialización de los productos derivados de los Hidrocarburos se regirá por las normas que apruebe el Ministerio de Energía y Minas; dichas normas deberán contener mecanismos que satisfagan el abastecimiento del mercado interno⁷.

- *Protección del Medio Ambiente. Artículo 87.-* Las personas naturales o jurídicas, nacionales o extranjeras, que desarrollen actividades de hidrocarburos deberán cumplir con las disposiciones sobre el Medio Ambiente.

En caso de incumplimiento de las citadas disposiciones el OSINERG impondrá las sanciones pertinentes, pudiendo el Ministerio de Energía y Minas llegar hasta la terminación del Contrato respectivo, previo informe al OSINERG.

El Ministerio de Energía y Minas dictará el Reglamento del Medio Ambiente para las actividades de Hidrocarburos.

⁶ Párrafo incorporado por el Artículo 1° de la Ley N° 28176, Ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural, publicada el 24.02.2004.

⁷ Mediante D.S. 030-98-EM de fecha 03.08.98, se aprobó el Reglamento para la Comercialización de Combustibles Líquidos y otros Productos Derivados de los Hidrocarburos.

3.1.3 LEY N° 28176: Ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural

- *Artículo 2. – Beneficios aplicables a Plantas de Procesamiento de Gas Natural.*

Los beneficios a que se refiere el segundo párrafo del artículo 74° de la Ley N° 26221, Ley Orgánica de Hidrocarburos, que se aplicarán a las plantas de procesamiento de gas natural, son los contenidos en los siguientes artículos de dicha ley: artículo 12°, sobre la aprobación, modificación y naturaleza del contrato; artículo 17°, sobre las cesiones del contrato; artículos 48° y 52°, sobre Impuesto a la Renta; artículo 58°, sobre el régimen de las exportaciones; artículo 60° y 61° sobre importación temporal; artículo 63°, sobre estabilidad tributaria y cambiaria; artículo 64°, sobre contabilidad en moneda extranjera; artículo 66°, sobre garantía de libre manejo y disponibilidad de divisas; artículos 82°, 83° y 84°, sobre derechos de uso, servidumbre y expropiación.

Respecto del régimen de estabilidad tributaria a que se refiere el mencionado artículo 63°, será aplicable lo dispuesto en el Decreto Supremo N° 032-95-EF, modificado por Decreto Supremo N° 059-96-EF.

- *Artículo 4°.- Depreciación*

Los gastos de inversiones que realicen las plantas de procesamiento de gas natural antes de iniciar sus operaciones comerciales serán acumulados en una cuenta cuyo monto se amortizará mediante la amortización lineal, deduciendo en porciones iguales, durante un período no menor de cinco (5) años.

El Ministerio de Energía y Minas podrá fijar el plazo de la depreciación del ducto principal si lo hubiere, el que no podrá ser menor de cinco (5) años. Los gastos por servicios prestados al inversionista de las plantas serán deducibles con sujeción al cumplimiento de las normas del Decreto Supremo N° 032- 95-EF.

3.1.4 DECRETO SUPREMO N° 051-93: Reglamento de Normas para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos Ley N° 26221

- *Artículo 4.-* El presente Reglamento establece las normas que deben seguirse en el diseño, construcción, operación y mantenimiento de Refinerías y Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos, con el objeto de:
 - a. Proteger el personal y las instalaciones
 - b. Proteger el medio ambiente
 - c. Conservar los recursos energéticos
 - d. Asegurar una calidad satisfactoria de los productos vendidos al público.

- *Artículo 16.-* Las Refinerías y Plantas de Procesamientos de Hidrocarburos, en tanto o no se tengan normas nacionales, deberán ser diseñadas y construidas de acuerdo con los códigos y estándares internacionales reconocidos en la industria de la refinación y procesamiento de hidrocarburos, en especial en los aspectos relativos a la seguridad del personal e instalaciones, control de la contaminación ambiental y conservación de energía. Los códigos y estándares para los principales componentes de las plantas de procesamiento cuyo uso es aceptado en el país, se indican en el presente Reglamento.

“En el caso de instalaciones para Gas Natural Licuado, éstas deberán ser diseñadas y construidas de conformidad con la NFPA 59A ó equivalentes.”(*)

(*) Párrafo agregado por el Artículo 1 del Decreto Supremo N° 035-2003-EM, publicado el 07-11-2003.

- *Artículo 18.-* Con la finalidad de permitir la incorporación de nuevos desarrollos tecnológicos, nuevos productos o materiales, o bien nuevos requerimientos, la Dirección General de Hidrocarburos podrá aprobar el uso de otros códigos y estándares equivalentes o prácticas de diseño,

construcción, operación o mantenimiento que no estén considerados en el presente Reglamento siempre que su uso sea de aceptación normal en la industria internacional de procesamiento de hidrocarburos. Los códigos y estándares y prácticas así aprobados se considerarán incorporados al presente Reglamento.

- *Artículo 19.-* Las Refinerías y Plantas de Procesamientos de Hidrocarburos deberán ser diseñadas con criterios que permitan la conservación y uso eficiente de la energía, por ser éste un recurso fundamental para el desarrollo del país.

- *Artículo 20.-* Las normas y disposiciones del presente Reglamento sobre diseño y construcción, regirán tanto para las nuevas Refinerías y Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos, como la renovación o ampliación de las Refinerías y Plantas de Procesamiento existentes.

- *Artículo 32.-* Los sistemas de generación y distribución de vapor, energía eléctrica, agua cruda, agua tratada y aire comprimido, deberán localizarse lo más lejos posible de las unidades de proceso, por seguridad. Los generadores de vapor y electricidad deberán estar a no menos de 35 m. de distancia de los equipos de proceso o tanques de almacenamientos debajo punto de inflamación, a fin de que puedan seguir operando en caso de fuego o explosiones de equipos adyacentes. Equipos, paquetes de generación de vapor no críticos que son usados principalmente en arranques de planta pueden ser localizados dentro de las áreas de proceso.

- *Artículo 41.-* Las bombas deberán:
 - a) Ser diseñadas, construidas, inspeccionadas y aprobadas de acuerdo con los siguientes códigos y estándares:
 - Para bombas centrifugas, el API 610, HIS y AGMA 420.04 y 421.06, o equivalentes.
 - b) Ser localizadas lo más alejadas de posibles fuentes de ignición, por ser fuente de fuga de material inflamable.

f) Ser normalmente accionadas por motores eléctricos. Las bombas de relevo que no operen durante los cortes de suministro eléctrico deberán usar turbinas a vapor. Las instalaciones de Gas Natural Licuado tendrán bombas de relevo que operen desde el inicio de los cortes de suministro, las mismas que emplearán combustibles alternativos.”

h) Las bombas centrífugas y los equipos corrientes abajo serán diseñados para una presión máxima de descarga igual a la máxima presión de succión más la máxima presión diferencial, con el máximo diámetro de impulsar a su velocidad específica.

▪ **Artículo 42.-** Los compresores deberán:

a) Ser diseñados, construidos, inspeccionados y probados de acuerdo con los siguientes códigos y estándares:

- Para compresores centrífugos, los API 613, 614, 617, 670 y 671 o equivalentes.

- Para compresores reciprocantes, el API 618, AGMA 420.04 y 421.06 ANSI y ASME, calderos y recipientes a presión, sección VIII, o equivalentes

b) Si son compresores de más de 150Kw, ser agrupados en una área, debidamente espaciados para minimizar la exposición al fuego de equipos adyacentes.

c) Tener por lo menos dos fuentes de acceso para combate contra incendio.

d) Cumplir con las disposiciones contenidas en el Capítulo 3 del NFPA 59A y aquellas otras secciones aplicables del NFPA 59A, en el caso de instalaciones de Gas Natural Licuado.”(*)

(*) Literal agregado por el Artículo 6 del Decreto Supremo N° 035-2003-EM, publicado el 07-11-2003.

▪ **Artículo 44.-** Los intercambiadores de calor deberán:

a) Ser diseñados, construidos, inspeccionados y probados de acuerdo con los códigos y estándares TEMA Clase R y Clase C, ASME Calderos y recipientes a presión, Sección VIII división I, Sección II y Sección IX, ANSI, AWS, API 660 y 661.

b) Si son provistas de válvulas de bloqueo en las entradas y salidas del intercambiador, deberá instalarse una válvula de aire en el lado frío para prevenir excesiva expansión técnica.

c) Tener suficientes drenajes para mantenimiento.

d) Ser provisto de una placa de acero inoxidable con toda la información requerida en el ASME, Sección VIII, y localizada en un lugar de fácil lectura.

- *Artículo 45.-* La selección de material, diseño, fabricación, erección y prueba de tanques cilíndricos verticales de acero de almacenamiento deberá ser realizado de acuerdo con los códigos y estándares ASTM, API 650, 620 y 2510, ASME y ANSI o equivalentes.

- *Artículo 46.-* Los tanques deberán ser diseñados a prueba de sismos, según el API 650 apéndice E.

“En el caso de Tanques de Almacenamiento de Gas Natural Licuado, deberá darse cumplimiento a los requisitos sísmicos contenidos en el Capítulo 4 del NFPA 59A, aquellas otras secciones del NFPA 59A que sean aplicables y las contenidas en el Apéndice Q del estándar API 620.” (*)

(*) Párrafo agregado por el Artículo 7 del Decreto Supremo N° 035-2003-EM, publicado el 07-11-2003.

- *Artículo 49.-* Los compresores de área de planta deberán ser diseñados e instalados de acuerdo con los códigos y estándares API 672 AGMA 420.04 y 421.06 o equivalentes. Los compresores de aire de instrumentos deberán tener un sistema de relevo con arranque o provisión de aire automático.
- *Artículo 51.-* Los sistemas de tuberías deberán ser diseñados, contruidos, inspeccionados y probados de acuerdo con los códigos y estándares API Spec 5 L, 601, RP 520, RP 550; ANSI B16.5, 16.9, 16.11, 16.21, 31.3, 36.10 y 36.19; ASTM y ASME Sección I y Sección VIII, NFPA o equivalentes, así como los siguientes requerimientos:

- a) Las líneas deberán seguir las rutas más cortas y con menor número posible de accesorios, dejando provisiones para expansión y flexibilidad.
- b) Todas las líneas dentro de las unidades, excepto las líneas de ácido, soda cáustica y líneas con flujo pulsante, deberán ser aéreas, en soportes de tuberías
- c) Las líneas que no puedan ir en forma aérea deberán ser instaladas sobre durmientes.
- d) Las líneas fuera de las unidades de proceso y las líneas de ácido, soda cáustica y líneas de flujo pulsante deberán ser instaladas en durmientes.
- e) Las tuberías deberán ser diseñadas considerando la expansión y contracción térmica para las condiciones de arranque, operación, paro y limpieza con vapor, evitando excesivas tensiones en las tuberías, válvulas y equipos. Se usará normalmente curvas de radio amplio y cambios de dirección de tuberías. Las juntas de expansión serán usadas solamente en casos limitados cuando hay restricciones de espacio.
- f) Las válvulas de alivio de vapores de hidrocarburos de cualquier peso molecular deberán ser conectadas a sistemas cerrados, que incluyan recipientes de separación de líquidos (blow down) y antorchas de quemado de gases y vapores (Flare), diseñado de acuerdo con el API RP 520 y RP 521.
- g) Se deberá proveer de un sistema de evacuación de hidrocarburos líquidos si los equipos y líneas contienen más de 3.8 m³ de líquido. Todo el líquido debe ser drenado máximo en treinta minutos.
- h) Las válvulas de seguridad de líquidos inflamables o de riesgo deben ser descargados a sistemas cerrados.
- i) Las tuberías que transporten Gas Natural Licuado (incluyendo las líneas de transporte sobre muelles o instalaciones marinas a instalaciones o medios de transporte de carga), cumplirán las disposiciones contenidas en el Capítulo 6 del NFPA 59A, las disposiciones contenidas en otras secciones del NFPA 59A que resulten aplicables, así como las contenidas en el ANSI B31.3." (*)

(*) Literal agregado por el Artículo 8 del Decreto Supremo N° 035-2003-EM, publicado el 07-11-2003.

- *Artículo 61.-* Todos los recipientes, estructuras de acero, soporte de recipientes, hornos, enfriadores de aire, soportes de tuberías y otros equipos que contengan material inflamable, instrumentos y cables eléctricos que sean vitales durante emergencias, líneas de descarga de válvulas de alivio y fuentes de material radioactivo, deberán ser recubiertos con material a prueba de fuego, hasta una altura apropiada siguiendo los códigos y estándares ACI 305R, 318 y 506; ASTM C156, C171, C309, E84, E119, E136, E605; FM; ICBO; IBC; UL y API Publicación 2218 o equivalentes.

- *Artículo 62.-* Se deberá proveer de aislamiento térmico a todo equipo o tubería caliente con el cual pueda entrar en contacto el personal, así como para minimizar las pérdidas de calor y conservar la energía en tanto se justifique económicamente. El espesor del aislamiento térmico para protección del personal debe ser lo suficiente para reducir la temperatura superficial a 93°C o menos.

- *Artículo 63.-* Las Refinerías y Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos deberán ser provistas de instalaciones y equipos para la lucha Contra incendio acordes con su tamaño, complejidad y características de los productos que manufacturan, de acuerdo con las normas establecidas en el Reglamento de seguridad para las Actividades en Hidrocarburos.

“Las instalaciones de Gas Natural Licuado deberán cumplir con lo dispuesto en el Capítulo 9 del NFPA 59A, así como en otras secciones del NFPA 59A que resulten aplicables” (*)

(*) Párrafo agregado por el Artículo 12 del Decreto Supremo N° 035-2003-EM, publicado el 07-11-2003.

3.1.5 DECRETO SUPREMO N° 015-2006-EM: Reglamento para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos

- *Artículo 11.-* Los estudios Ambientales, según las actividades de hidrocarburos se clasifican en:
 - *Declaración de Impacto Ambiental (DIA)*
 - *Estudio de Impacto Ambiental (EIA)*
 - *Estudio de Impacto Ambiental Semidetallado (EIA-sd)*

La relación de Estudios Ambientales consignada en el párrafo anterior no excluye a los demás documentos de gestión de adecuación ambiental, tales como Programa de Adecuación y Manejo Ambiental - PAMA, Plan Ambiental Complementario – PAC y el Programa Especial de Manejo Ambiental – PEMA, los que se rigen por el presente Reglamento en lo que sea aplicable.

En el Anexo N° 6 se indica la categorización genérica que se le da a las Actividades de Hidrocarburos, la misma que podría ser modificada sobre la base de las características particulares de la actividad y del área en que se desarrollará.

- *Capítulo II – Estudio de Impacto Ambiental.-* Incluye todos los artículos relacionados en este Capítulo.

3.1.6 DECRETO SUPREMO N° 001-94-EM: Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo

- *Artículo 8.-* Cada Planta de Producción y cada importador de GLP tendrá la obligación de mantener una existencia media de GLP equivalente a quince (15) días de su venta promedio de los últimos seis (6) meses o de su importación promedio en el mismo lapso, según sea el caso.
- *Artículo 10.-* Para iniciar la construcción de Plantas de Producción, Plantas de Abastecimiento, Plantas Envasadoras, Redes de Distribución y Locales de Ventas, se requiere obtener de la Municipalidad Provincial de la jurisdicción que corresponda, el Certificado de Compatibilidad de Uso, el Certificado de Alineamiento y la Licencia de Construcción... ..

3.1.7 DECRETO SUPREMO N° 045-2010-EM: Modifican el artículo 8° para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo, aprobado por DS N° 001-94-EM

- *Artículo 1.-* Modificar el artículo 8° del Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo, aprobado por Decreto Supremo N° 001-94-EM, por el texto siguiente:

“Artículo 8°.- Todos los agentes que almacenen GLP en plantas de Abastecimiento están obligados a mantener una existencia media de dicho producto equivalente a quince (15) días de despacho promedio de los últimos seis (6) meses.

Para el caso de los productores de GLP, en el cómputo de dichas existencias se considerará el volumen almacenado en las Plantas de Producción de GLP donde realicen sus actividades y en las Plantas de Abastecimiento aledañas a estas, de ser el caso.

Se podrá disponer de las existencias señaladas en los párrafos anteriores, en los casos donde la Dirección General de Hidrocarburos, de oficio o por comunicación de parte, declare la existencia de una situación que afecte el abastecimiento de GLP. Para el caso de comunicaciones de terceros, éstos deberán presentar la documentación necesaria que sustente tal situación.”

3.2 Consideraciones generales para desarrollo del informe

El presente informe identificará los parámetros necesarios para realizar el dimensionamiento, instalación y adecuación de los escenarios planteados tanto para el sistema de fraccionamiento como almacenamiento cumpliendo con la normatividad aplicable; tales como: el Decreto Supremo 051-93-EM (Normas para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos) y el Decreto Supremo-001-94-EM (Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de

Petróleo), y sus modificaciones (modificación del Artículo 8 – [D.S-045-2010 EM]). Asimismo, se enfocará en desarrollar las siguientes etapas:

- **Etapa Técnica.**- dimensionar los equipos con el respaldo de la simulación del proceso en base a las condiciones y datos estadísticos-históricos de PGP, siguiendo los procedimientos y recomendaciones de GPSA Engineering Data Book y Gas Conditioning Processing Vol. 2 – John M. Campbell & Co.
- **Factibilidad Económica.**- determinar si la inversión necesaria para los esquemas de ampliación propuestos, son aceptables de acuerdo a los parámetros e indicadores económicos que justifiquen una decisión.

3.3 Ingeniería Preliminar del proyecto de ampliación

Se realizó un estudio para verificar la factibilidad técnica de la ampliación en la capacidad de procesamiento de planta PGP considerando un incremento de la presión de entrada.

Entre las opciones del estudio de ampliación se considero la factibilidad de incrementar la presión de entrada versus compresión del sistema de refrigeración, resultando lo siguiente:

- Se decide no considerar una expansión al sistema de refrigeración debido a que este requeriría una expansión del sistema de generación eléctrica.
- La compresión de entrada podría ser usada para proveer el enfriamiento necesario a través de la expansión en el Turbo-Expander.

Entre los principales resultados se tiene además:

- El proceso utiliza la tecnología ORTLOFF ENGINEERS LTD – OHR, está diseñado para una capacidad de 40 MMSCFD de gas de entrada.

En el caso de una ampliación a 60MMSCFD, solo sería necesario un pago adicional en el acuerdo de la licencia.

- Los equipos upstream del turbo-expansor están diseñados a un MAOP⁸ de 1000 psig, los cuales pueden operar a presiones superiores de los 950 psig; y los equipos *Downstream* del turbo-expansor están diseñados a un MAOP de 350 psig.
- La forma óptima de incrementar la capacidad de la planta es incrementar la presión de operación *upstream* y *downstream* del Expander.
- Se requerirá incrementar la presión de entrada de 340 a 750 psig.
Aproximadamente 3400 HP serán requeridos (dos compresores de 2000HP podrían ser usados)
- Simulaciones preliminares calcula 98% recuperación de C3 con 750 psig de presión de entrada y 200 psig presión de De-etanizador.
- En el sistema de Deshidratación; los lechos de los Tamices moleculares están adecuadamente dimensionados para manejar 60 MMSCFD de gas a 750 psig y 100°F; sin embargo serán necesarios cambios en la operación de los mismos.
- La rata del gas de regeneración deberá estar entre 10-12 MMSCFD
- El Compresor del gas de regeneración requerirá un cambio en la potencia del motor de 75 HP a 200 HP.
- El Horno Gas Regeneración necesitara ser modificado al nuevo requerimiento energético de aproximadamente 7,5 MMBTU/hr (actual 3,1 MMBTU/hr)
- Se realizará un cambio en las condiciones de operación para el sistema de refrigeración. Temperatura gas salida del Chiller se incrementara de -35 F a cerca +3 F. Esto no cambia la potencia empleadas en sistema de refrigeración.
- La presión del gas residual podría ser incrementado a aproximadamente 270 psig en la descarga del expander.
- Las ruedas del expander necesitaran ser revisadas para operar a las nuevas condiciones.
- Se requerirá modificar o cambiar la bomba del absorber para una rata de flujo de 71 GPM.

⁸ MAOP: Maximum Allowable Operating Pressure

- La capacidad del tren de fraccionamiento debe ser incrementado.
- En sistemas auxiliares; se incrementara la capacidad de Almacenaje.
- Cambios mayores de requerimiento eléctrico:
 - Incremento de potencia del compresor de regeneración de deshidratación desde 75 a 200 HP
 - Incremento de potencia del motor cooler del gas de regeneración desde 15 HP a 25 HP
 - Incremento de la potencia de bomba absorber
 - La mayor carga en el nuevo área de compresores sera de aproximadamente 120 HP por la descargas de motor-coolers, iluminación y utilidades.

Se presentan tres áreas o sistemas que requieren un estudio más profundo del que fue desarrollado en la etapa de ingeniería preliminar:

- Compresión de entrada
 1. Los HP de compresión de entrada podrían ser reducidos si los HP de refrigeración fueran incrementados.
- Ampliación del sistema de Fraccionamiento
 1. Continuar produciendo C3 y C4 por separado.
 2. Cambiar la operación de la De-propanizadora y De-butanizadora tal que ambas produzcan una mezcla de C3/C4 (GLP).
- Ampliación del sistema de Almacenamiento
 1. Verificar el cumplimiento de la normatividad aplicable para incremento de la capacidad de almacenamiento.

3.3.1 Escenarios para ampliación sistema fraccionamiento

El actual sistema de fraccionamiento solo será capaz de procesar el 50% de la producción estimada de líquidos de gas natural. Actualmente, este sistema como el de almacenamiento contiene por separado los productos propano, butano y HAL. Sin embargo, los productos comerciales son GLP y HAL.

- La capacidad del tren de fraccionamiento debe ser incrementado.
- En sistemas auxiliares; se incrementara la capacidad de Almacenaje.
- Cambios mayores de requerimiento eléctrico:
 - Incremento de potencia del compresor de regeneración de deshidratación desde 75 a 200 HP
 - Incremento de potencia del motor cooler del gas de regeneración desde 15 HP a 25 HP
 - Incremento de la potencia de bomba absorber
 - La mayor carga en la nueva área de compresores (*inlet compression area*) será de aproximadamente 120 HP por la descargas de motor-coolers, iluminación y facilidades.

Se presentan tres áreas o sistemas que requieren un estudio más profundo del que fue desarrollado en la etapa de ingeniería preliminar:

- Compresión de entrada
 1. Los HP de compresión de entrada podrían ser reducidos si los HP de refrigeración fueran incrementados.
- Ampliación del sistema de Fraccionamiento
 1. Continuar produciendo C3 y C4 por separado.
 2. Cambiar la operación de la De-propanizadora y De-butanizadora tal que ambas produzcan una mezcla de C3/C4 (GLP).
- Ampliación del sistema de Almacenamiento
 1. Verificar el cumplimiento de la normatividad aplicable para incremento de la capacidad de almacenamiento.

3.3.1 Escenarios para ampliación sistema fraccionamiento

El actual sistema de fraccionamiento solo será capaz de procesar el 50% de la producción estimada de líquidos de gas natural. Actualmente, este sistema como el de almacenamiento contiene por separado los productos propano, butano y HAL. Sin embargo, los productos comerciales son GLP y HAL.

3.4 Bases de diseño

Independientemente del escenario el sistema de fraccionamiento deberá ser capaz de procesar un flujo másico de 11642 kg/h [25,665 lb/hr] (T = 165 °F / 73 °C y P = 290 psia / 2000 kPa), cuya composición se muestra en el siguiente cuadro:

CUADRO III-1. Composición del Gas de Entrada

Componente	% molar
Metano	1,07 e-6
Etano	1,5383
Propano	43,9516
i-Butano	13,3914
n-Butano	19,3421
i-Pentano	8,2910
n-Pentano	5,2092
C6+	8,2764
Total	100

Se requiere además que los productos tengan las siguientes especificaciones:

CUADRO III-2. Características de la corriente de Producto Propano⁹

Temperatura	100 °F / 37 °C
Máxima Presión de vapor @ 37,8 °C	1 535 kPa 222,7 psia
Destino	Almacenamiento
Contenido máximo en C4 y pesados	0,5% mol

CUADRO III-3. Características de la corriente de Producto Butano¹⁰

Temperatura	100 °F / 37 °C
Máxima Presión de vapor @ 37,8 °C	584 KPa 84,7 psia
Destino	Almacenamiento
Contenido máximo en C5 y pesados	1,7% mol

⁹ La calidad del Propano Comercial toma como referencia la NTP 321.007 y/o GPA 2140-97

¹⁰ La calidad del Propano Comercial toma como referencia la NTP 321.007 y/o GPA 2140-97

CUADRO III-4. Características de la corriente de Producto GLP¹¹

Temperatura	100 °F / 37 °C
Máxima Presión de vapor @ 37,8 °C	1535 KPa 222,7 psia
Destino	Almacenamiento
Contenido máximo en C5 y pesados	1,7% mol

CUADRO III-5. Características de la corriente de Producto HAL¹²

Temperatura	100 °F / 37 °C
Máxima Presión de vapor @ 37,8 °C	138 KPa 20 psia
Destino	Almacenamiento

➤ Criterios de Diseños Adicionales.

- La flexibilidad operativa de la unidad o *turndown* será del 60 al 100 %.
- No se emplearán sobre diseños especiales.
- Se maximizará la operación con aire
- No se contemplan las modificaciones de unidades de *Off-sites*.
- Se considerará la modificación o ampliación del patio de tanques de almacenamiento de producto.

3.5 Dimensionamiento de Equipos por escenarios

En esta sección se detallará los parámetros seguidos para determinar las condiciones de operación, dimensionamiento de equipos y esquema del proceso en la selección de ampliación del actual sistema de fraccionamiento. Para lo cual, se utilizara el *software Hysys*.

A continuación, se muestran los esquemas de proceso para la ampliación del sistema de fraccionamiento:

¹¹ La calidad del GLP toma como referencia la NTP 321.007 y/o GPA 2140-97

¹² La calidad del HAL toma como referencia la NTP 111.200.2010 y/o GPA 3132 / Máxima PVR @ 37,8 °C = 13,5 psia según reglamento tránsito de camiones cisterna - MTC

GRAFICO III-1. Esquema de Proceso – ESCENARIO A

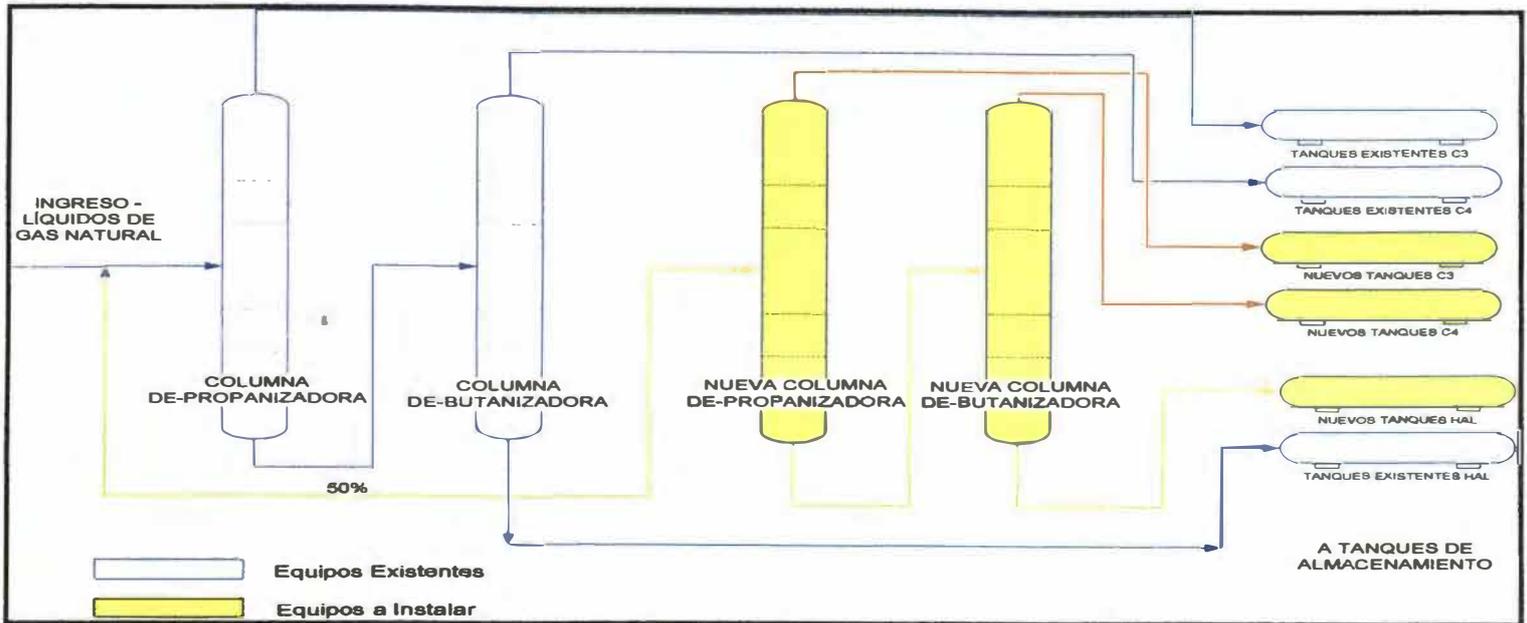
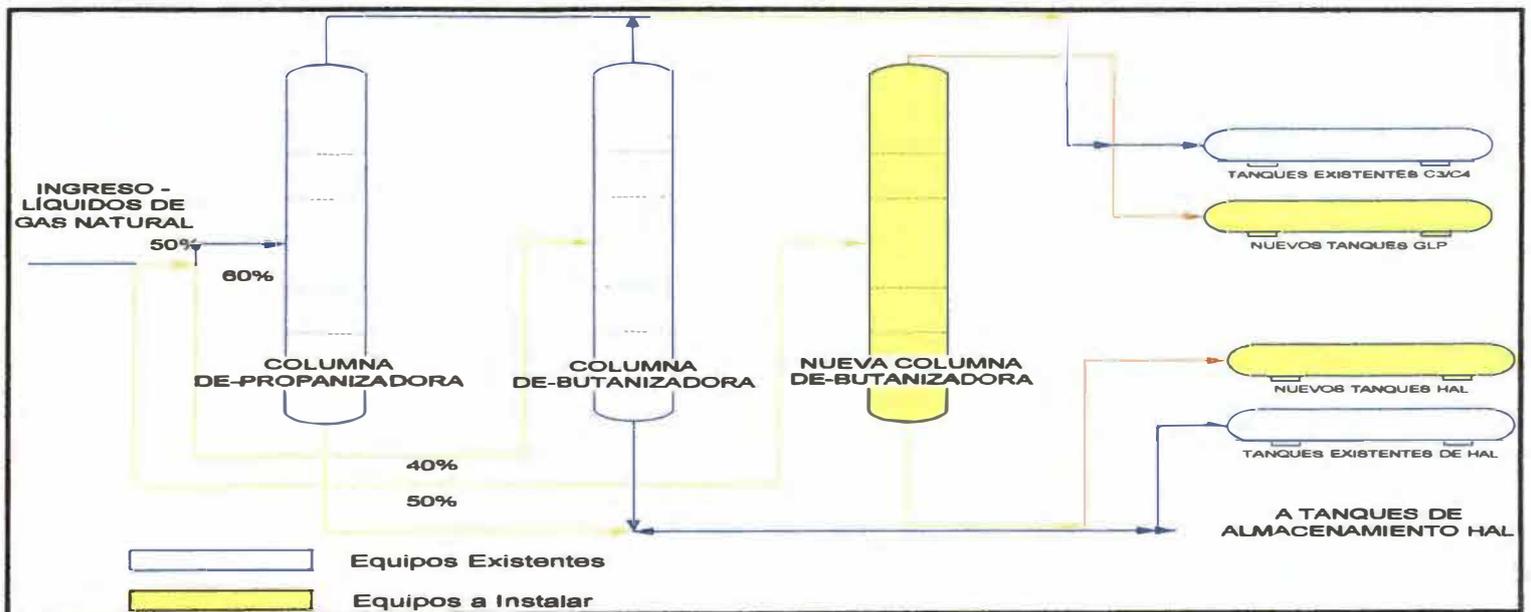


GRAFICO III-2. Esquema de Proceso – ESCENARIO B



3.5.1 Estimación de las condiciones de Operación y Dimensionamiento de los equipos

a. Escenario A: Instalar un Sistema de Fraccionamiento C3/C4 en paralelo al Sistema de Fraccionamiento Actual

Columna De-Propanizadora

Estimación de Temperatura y Presión de operación en la columna

Para estimar la temperatura y presión de operación en la columna es necesario conocer inicialmente las características y/o limitaciones de la zona a implantar la unidad:

- Sistema (Condensación total / Condensación parcial)
 - Se considera el sistema de “Condensación Total” (punto de burbuja¹³) con el objetivo de reducir los costos, emplear equipos que trabajen a baja presión.
- Medio geográfico (Temperatura ambiente / Recursos naturales / Otros).
 - Se tiene temperatura de bulbo seco igual a 35 °C
 - La zona no cuenta con disponibilidad de agua de procesos
 - Implementación de la unidad a 0-40 m.s.n.m.
- Equipos (Tipos de intercambiador: Carcasa y Tubo / Doble Tubo / Aeroenfriador)
 - Debido a las condiciones mencionadas se empleará un Aeroenfriador considerando un *approach* conservador de 14°C; por lo que la temperatura de condensación será de 49°C. (temperatura en el acumulador de tope)

En base al sistema seleccionado (condensación total) y la temperatura de condensación (49°C) se calcula la presión del acumulador de tope, como la presión en el punto de rocío (temperatura de rocío igual a 49°C).

¹³ La composición del producto fue calculada usando un simulador procesos con las restricciones indicadas en las bases de diseño.

Se asumirá una caída de presión entre tuberías más aerofriador de 0,57 kg/cm² (8 psi).

Solo como referencia se estimará la temperatura del plato superior en la columna, como la temperatura en el punto de burbuja a la presión de acumulador de tope mas caída de presión entre tuberías y aerofriador.

Sistema	Presión en Acumulador de Tope	Presión en Tope Columna	Temperatura en Plato de Tope
Condensación Total	1654,5 KPa (240 psia)	1709,7 KPa (248 psia)	49,5 °C ¹⁴

Para estimar la presión del fondo de la columna, inicialmente se puede fijar una pérdida de carga de 0,35 kg/cm² (5psi) a través de toda la columna. Para dar un criterio más exacto, una vez conocidos los platos teóricos, se calcula la presión de fondo estimando que la pérdida de carga por plato máxima es de 0,01 kg/cm².

La temperatura del reboiler es calculada asumiendo la temperatura del punto burbuja a la presión de tope de columna más la caída de presión en la columna y considerando la composición del producto de fondo como se indica en las bases de diseño.

Temperatura Reboiler	119 °C
----------------------	--------

Número de platos, Reflujo mínimo

Para determinar el reflujo mínimo y el mínimo número de platos se considerará la presión de la columna igual a 1709 KPa o 248 psia, determinada en el ítem anterior, el caudal y condiciones de operación (P y T) del flujo de ingreso a la columna establecidas en las bases de diseño y se utilizará como herramienta el "short-cut calculation" del software Hysys, para lo cual se tendrá en cuenta la siguiente consideración:

¹⁴ Se considera como referencia el sistema de Condensación Total.

Componentes ¹⁵	Componente	Fracción molar
Light Key in Bottoms	Propane	0,010
Heavy Key in Distillate	i-Butane	0,002

Basándose en la solución del simulador y en la grafica de la correlación Gilliland¹⁶ se obtiene el número de etapas de equilibrio (*actual theoretical trays*)

Mínima rata de reflujo $(L/D)_m$	2,726
Reflujo Actual = $1.1*(L/D)_m$	2,999
Mínimo número de platos teóricos	11,2
Número Actual de platos (<i>Actual trays</i>)	31

El reboiler es considerado como una etapa de equilibrio por lo que la columna cuenta realmente con 30 etapas teóricas de equilibrio. Por lo que considerando una eficiencia por plato de 85%¹⁷ se obtiene un número de platos (*actual trays*) igual a 35.

Así, la pérdida de carga de la columna es de 0,35 kg/cm² (<> 5psi).

Posición plato alimentación

Para predecir la ubicación óptima del plato de alimentación en la fase de diseño no se utilizara el método *short-cut* debido a que estas correlaciones estiman la ubicación del plato asumiendo un caso de reflujo total. En su lugar se utilizara la siguiente ecuación¹⁸:

$$\log\left(\frac{N}{M}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{BX_{HKF}}{DX_{LKF}}\right) \left(\frac{x_{LKB}}{x_{HKD}}\right)^2\right]$$

Donde;

N = número teórico de etapas en la sección de retificación

M = número teórico de etapas en la sección de agotamiento

B = rata de fondos, mols

¹⁵ Determinada considerando las Bases de Diseño

¹⁶ Figure 17.12 "Gilliland Correlation for Relationship between Reflux rate and number of theoretical plates" – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

¹⁷ Tray Efficiency, %-Table 17.1 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

¹⁸ Correlación empírica Eq. 17.15 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

D = rata de destilados, mols

X_{HKF} = composición del componente clave pesado en la alimentación

X_{LKF} = composición del componente clave ligero en la alimentación

X_{LKB} = composición del componente clave ligero en los fondos

X_{HKD} = composición del componente clave pesado en el destilado

B	D	X_{HKF}	X_{LKF}	X_{LKB}	X_{HKD}
240,2	184,1	0,132	0,435	0,010	0.002

Resolviendo:

$$N/M = 1,60; N+M = 31 \rightarrow N = 19 \text{ y } M = 12$$

Por lo tanto el plato teórico de alimentación será el número 12 (plato real será el 15) y el calor suministrado en este caso por el *reboiler* es 4 593 MMJ/h (4,46 MMBTU/h) (simulación HYSYS).

Estimación del Diámetro de la Columna

El diámetro de una columna de destilación depende tanto del flujo de vapor como de líquido. El dimensionamiento del área activa del plato es similar al dimensionamiento de separadores. El factor K_s o C permisible depende del espaciado del plato, ratas de líquido y vapor, densidades del gas y líquido y la tensión superficial. El diámetro de la columna puede calcularse usando las siguientes ecuaciones¹⁹:

$$D_T = \sqrt{\frac{q^{\circ}_{vap(max)}}{v_{max}(0,7854)}}$$

$$v_{max} = c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$v_{max} = 0,35 \text{ m/s}$$

$$q^{\circ}_{vap(max)} = 0,185 \text{ m}^3/\text{s}$$

¹⁹ Capitulo 19 – Factor C Fig 19-13 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004.

Por tanto, el diámetro de la columna es de 0,819m [33 in], aplicando un factor de diseño igual a 1,1, se obtiene el diámetro igual a 0,9144m [36 in].

Elección del Reboiler

Debido a que el área de nuestro intercambiador es menor que los 8 000 ft²/carcasa, requeridos para considerar el tamaño del intercambiador grande (*Rules of Thumb for Chemical Engineers*), y ya que será usado en un servicio relativamente limpio y con un fluido de baja viscosidad la disposición del reboiler puede ser de tipo vertical u horizontal²⁰.

El fluido de proceso circulará por los tubos del intercambiador, y el aceite caliente (*Hot Oil*), circulará por la carcasa. Para diseños de tubos estándar el *heat flux* (Q/A) debe ser limitado entre 10 000 y 12 000 BTU/hr-ft² para evitar la vaporización de la película de fluido sobre la pared del tubo (*fil-wise vaporization*)²¹. Se utilizará un termosifón tipo *once-through*.

Para verificar que la selección y las estimaciones son correctas se empleará el procedimiento indicado en el *Example 19-6 Engineering Data Book GPSA Volume II – Chapter 19 Fractionation and Absorption*.

$$At = \frac{Q}{[Q / At]}$$

$$Q/At = 12\,000 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

$$Q = 4,46 \text{ MMBTU/h [4593 MMJ/h]} \text{ (según simulación con HYSYS)}$$

$$At = 372 \text{ ft}^2 < 8\,000 \text{ ft}^2$$

Dimensiones estándar de los tubos:

¾"-16 BWG, triangular pitch

Surface area tube = 0,1963 ft²/ft

Internal tube area = 0,302 in²

²⁰ Engineering Data Book-GPSA. Fig 9-22 Section 9 – Heat Exchangers

²¹ Pagina 303 – Capitulo 17 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

Longitud = 20 ft (se asume)

$$Number\ tubes = \frac{At}{(long\ tube) * (surfase\ area\ tube)} = 95$$

Driving force > Total resistance .

Por tanto, se considera que la elección y consideraciones son correctas.

La clasificación TEMA aplicada será Clase "C", el cual es aplicado a servicios con características de mantenimiento y operación poco severas.

➤ **Elección del tipo de distribuidor**

Tipo N. Distribuidor con placa tubular fija en una pieza. No permite la extracción del haz tubular y es uno de los más económicos. Al tratarse el vapor de un fluido limpio, con un coeficiente de ensuciamiento de 0,0001 kcal/h m² °C, no es necesario retirar los tubos para su limpieza, y por tanto, se selecciona un cabezal de entrada fijo. Se puede acceder a la limpieza de los tubos, el fluido proceso tiene un coeficiente de ensuciamiento U_s de 0,0004 kcal/h m² °C, con lanzas.

➤ **Elección del tipo de carcasa**

Puesto que el fluido proceso circula por los tubos y se dispone de un paso por carcasa. Se selecciona la carcasa tipo E, que es la más empleada para este tipo de intercambiadores.

➤ **Elección del tipo de cabezal de salida**

Tipo N. La placa tubular es fija (solidaria a la carcasa) y por tanto no permiten extracción del haz, no siendo necesaria, ya que la limpieza de los tubos se hará mediante lanzas.

Se selecciona, finalmente, según lo indicado, un intercambiador de tipo NEN.

➤ Selección del tipo de material en intercambiadores

Según tablas de Ingeniería Básica para intercambiadores de calor, si se dispone de acero al carbono como material para nuestro intercambiador, el diámetro exterior de los tubos es de 1 in, y así limitaremos la pérdida de carga; el espesor del tubo viene definido por BWG = 12 , con un espesor de 0,109 in.

Presión de la corriente de alimentación

El plato de alimentación de la columna tiene una presión de 17,34 kg/cm²g [1758 KPa]. La corriente de entrada tiene una presión mucho mayor que ésta 19,72 kg/cm² [1999 KPa], por tanto, es necesario provocar una caída de presión por medio de un juego de válvulas a 2,4 kg/cm² [241 KPa].

Otros equipos a considerar

- Instalación de tanque pulmón para asegurar suministro constante a la unidad.
- Instalación de un recipiente y una bomba en la corriente de reflujo para que éste entre a la misma presión que el plato en el que se introduce. También se instala una válvula para controlar el caudal de reflujo.
- Instalación de un cooler en la corriente de salida del producto de cabeza para que el Propano llegue al límite de batería con las condiciones de presión y temperatura fijadas en las bases de diseño.
- Instalación de una Debutanizadora para conseguir los productos Butano - HAL y llevar los mismo a los límites de batería.

Selección y Diseño Acumulador de Tope

Para propósitos de dimensionamiento de separadores es conveniente utilizar flujo másico por medio de la siguiente ecuación²²:

²² Eq. 11.18 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

$$d = \frac{0,0188 \left(\frac{m}{F_g K_s} \right)^{0,5}}{\left[(\rho_L - \rho_g)(\rho_g) \right]^{0,25}}$$

Donde:

d = ID del separador

m = 14 728 kg/h (según simulación Hysys)

$\rho_L = 453,7 \text{ kg/m}^3$ (según simulación Hysys)

$\rho_g = 38,26 \text{ kg/m}^3$ (según simulación Hysys)

$F_g = 0,14^{23}$

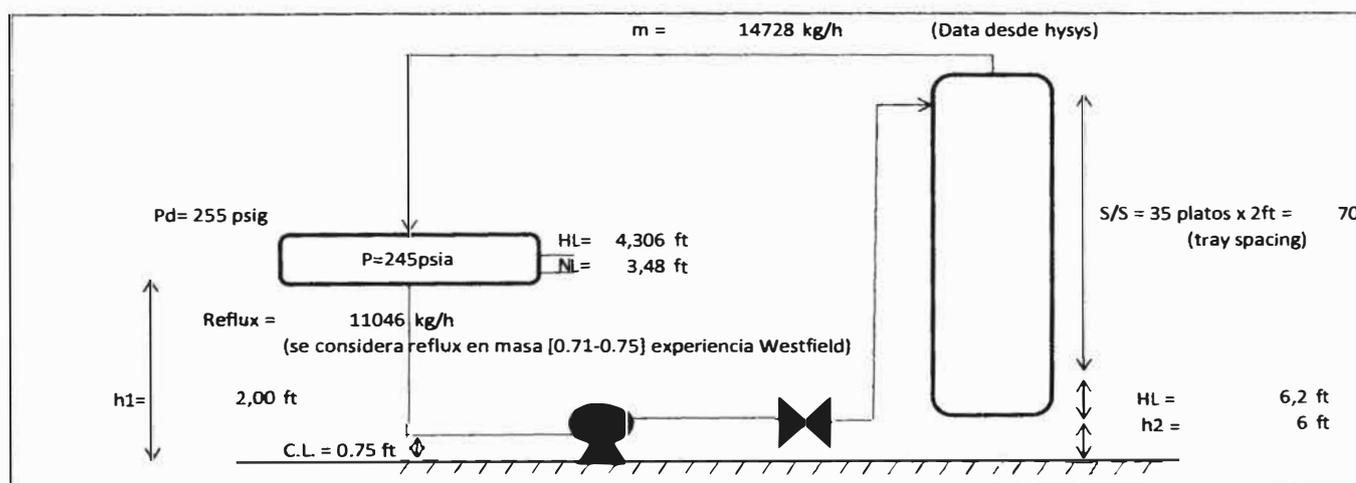
$K_s = (1/2)(0,43 - 0,023 \cdot \ln(P_{op})) = 0,15 \text{ m/s}$

Asumiendo un factor de diseño de 1,1, se obtiene un ID del separador igual a 1,54 m [60 in].

Un rango aceptable de L/D es [1,5 – 3,0]. Para cuestiones comparativas solo se asumirá un L/D = 2 es decir longitud igual a 3,048 m [10 ft].

Selección y Diseño Bombas de Tope

GRAFICO III-3. Diagrama de Flujo - Tope de la Columna De-Propanizadora – Escenario A



Propiedades y naturaleza del fluido de tope: Mezcla C3/C4

Temperatura de operación: 47,3°C [117°F]

²³ Fig 11A.1 – Asumiendo $H_L/D = 0.8$ (estandar) – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

Viscosidad @ Top:	0,0797 cP
Densidad @ Top:	453 kg/m ³
NPSH (reduction) ²⁴ :	10 ft [3 m]
Caudal másico:	11 046 kg/h
Caudal normal vol.:	24,3 m ³ /h
Caudal Diseño (1.1):	26,8 m ³ /h

Calculo en unidades de presión manométricas:

Presión de aspiración

Presión recipiente:	15,67 kg/cm ² (r)
h1:	0,07 kg/cm ² (r)
DP línea:	0,02 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración (P+H-DP):	15,71 kg/cm ² (r)

NPSH disponible

Presión de aspiración (abs):	16,75 kg/cm ²
Presión de vapor @ 49°C (abs):	16,70 kg/cm ²
Diferencia – NPSH:	0,05 kg/cm ² – 1,0 m

Presión de impulsión

Presión de destino:	17,0 kg/cm ² (r)
h2:	1,13 kg/cm ² (r)
DP orificio, válvula, línea:	1,46 kg/cm ² (r)
Presión de impulsión:	19,62 kg/cm ² (r)

Presión diferencial

Presión de impulsión:	19,62 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración:	15,71 kg/cm ² (r)
Presión diferencial - Head:	3,91 kg/cm ² (r) – 282 ft

Potencia

HHP (cv): 3,52 HP - (Max. HHP = 3,87 HP)

²⁴ Capítulo 12 – Fig 12-5 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

BHP (cv): 5 HP - (Max. BHP = 5,5 HP)

Motor drive rating: 7 HP [5.22 KW]

Selección y Diseño de Cooler de Tope

Por su facilidad de mantenimiento y menor costo (menor potencia del motor) se elige el Air-Cooler de tiro forzado con sección horizontal.

Los cálculos de approach son los mismos que en cualquier intercambiador de calor, es recomendable como paso inicial en el planeamiento escoger un coeficiente de transferencia de calor total (U)²⁵ basado en el área de los tubos.

La temperatura óptima que el aire alcanza al atravesar los tubos puede ser estimado por²⁶:

$$(t_2 - t_1) = (0,005)(U) \left[\frac{(T_2 + T_1)}{2} - t_1 \right] * (CF) = 12,0^\circ\text{F}$$

Donde:

T_1 y T_2 : Temperaturas del fluido de proceso, entrada y salida, respectivamente.

t_1 y t_2 : Temperaturas del aire, entrada y salida, respectivamente.

U : coeficiente de transferencia de calor total = 70 BTU/hr-ft²-°F.

$$CF = 0,89 + 0,0014 * (T_1 - T_2) = 0,89$$

El cálculo de la cantidad de aire necesaria viene dado por la siguiente ecuación²⁷:

$$W_a = \frac{Q}{(0,24)(\Delta t_a)} = 1\,392\,361 \text{ lb/h}$$

Donde:

W_a : caudal de aire, lb/h

$Q = 4,01 \text{ MMBTU/hr}$ - (según simulación con HYSYS)

$$\Delta t_a = (t_2 - t_1) = 12,0^\circ\text{F}$$

²⁵ Table 13.3 Typical Overall Heat Transfer Coefficients – Condensers – Mixed Light Hydrocarbons – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

²⁶ Ecuación 13.21- Chapter 13-Aerial Cooler - Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

²⁷ Capítulo 10 – Pag. 10-10 - Paso N° 12 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

Densidad de aire = $0,07343 \text{ lb/ft}^3$ (según simulación HYSYS a condiciones de T, P entrada)

Por tanto: $q_{\text{air}} = 5\,267 \text{ ft}^3/\text{seg}$

Los requerimientos de energía del ventilador vienen estimada por la siguiente ecuación²⁸:

$$kW = \frac{(\Delta P_a)(q_{\text{air}})}{(A)(\text{Efficiency})} = 31,8 - [42 \text{ HP}]$$

Donde:

ΔP_a = caída de presión del aire en el aerofriador. Para propósitos de diseño se puede considerar una caída de presión de 0,10 a 0,15 in H₂O por fila de tubos (se asume 4 filas).

A = constante equivalente a 142

Eficiencia = varia de 0,4 a 0,75; para propósitos de diseño se puede utilizar 0,7

Por tanto: el área [*surface/unit (bare tube)*]²⁹ = $2,353 \text{ ft}^2$ [219 m^2]

Columna De-Butanizadora

Estimación de Temperatura y Presión de operación en la columna

Para la estimación de las condiciones de operación y dimensión de equipos se seguirá el mismo criterio utilizado en el caso de la Depropanizadora. En esta ocasión, se considerará el caudal de ingreso a la columna Debutanizadora igual al caudal de fondos de la columna Depropanizadora. La composición será.

Componente	% molar
Propano	1,00
i-Butano	23,19
n-Butano	37,61
i-Pentano	18,30
n-Pentano	10,88
C6+	9,02
Total	100,00

²⁸ Ecuación 13.24 – Capitulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

²⁹ Figura 13.31 – Capitulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

Estimación de Temperatura y Presión de operación en la columna

Asumiendo el mismo criterio del caso anterior se tiene:

Sistema	Presión en Acumulador de Tope	Presión en Tope Columna	Temperatura en Plato de Tope
Condensación Total	599,8 KPa 87 psia	654,9 KPa 95 psia	57 °C
Temperatura Reboiler		110,5 °C	

Número de platos, Reflujo mínimo

En este caso se considerará el caudal igual a 3748 kg/h [8 264 lb/h] o 8.2 m³/h [36 GPM] a 119°C [246°F] y 1 723 KPa [250 psia]; la presión de la columna es igual a 655 KPa [95 psia] y se utilizará como herramienta el “*short-cut calculation*” del software Hysys. Basándose en la solución del simulador y en la grafica de la correlación Gilliland³⁰ se obtiene el número de etapas de equilibrio (actual theoretical trays)

Mínima rata de reflujo L/D_m	2,272
Reflujo Actual = 1.1* L/D_m	2,500
Mínimo número de platos teóricos	9,86
Número Actual de platos <i>Actual trays</i>	26

El reboiler es considerado como una etapa de equilibrio por lo que la columna cuenta realmente con 25 etapas teóricas de equilibrio. Por lo que considerando una eficiencia por plato de 85%³¹ se obtiene un número de platos (*actual trays*) igual a 30. Así, la pérdida de carga de la columna es de 0,30 kg/cm² (<> 4,5psi).

Posición plato alimentación

Se utilizará la correlación empírica:

³⁰ Figure 17.12 “Gilliland Correlation for Relationship between Reflux rate and number of theoretical plates” – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

³¹ Tray Efficiency,%-Table 17.1 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

$$\log\left(\frac{N}{M}\right) = 0,206 \log \left[\left(\frac{BX_{HKF}}{DX_{LKF}} \right) \left(\frac{X_{LKB}}{X_{HKD}} \right)^2 \right]$$

Donde;

B	D	X _{HKF}	X _{LKF}	X _{LKB}	X _{HKD}
90,3	150,6	0,183	0,232	0,010	0,015

Resolviendo:

$$N/M = 0,73; N+M = 26 \rightarrow N = 11 \text{ y } M = 15$$

Por lo tanto el plato teórico de alimentación será el 11 y el calor suministrado en este caso por el reboiler es 2089 MMJ/h (1,9 MMBTU/h) (simulación HYSYS).

Estimación del Diámetro de la Columna

El diámetro de la columna puede calcularse usando las siguientes ecuaciones³²:

$$D_T = \sqrt{\frac{q^{\circ}_{vap(max)}}{v_{max}(0,7854)}}$$

$$v_{max} = c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$v_{max} = 0,36 \text{ m/s}$$

$$q^{\circ}_{vap(max)} = 0,16 \text{ m}^3/\text{s}$$

Por tanto, el diámetro de la columna es de 0,75m [30 in]

Elección del Reboiler

Se empleará un termosifón once-through.

³² Capitulo 19 – Factor C Fig 19-13 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004.

$$At = \frac{Q}{[Q/At]}$$

$$Q/A_t = 12\,000 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

$$Q = 1,9 \text{ MMBTU/h (según simulación con HYSYS)}$$

$$A_t = 158 \text{ ft}^2$$

Dimensiones estándar de los tubos:

3/4"-16 BWG, triangular pitch

Surface area tube = 0,1963 ft²/ft

Internal tube area = 0,302 in²

Longitud = 16ft (se asume)

$$\text{Number tubes} = \frac{A_t}{(\text{long tube}) * (\text{surfase area tube})} = 50$$

Driving force > *Total resistance*. Por tanto, las consideraciones son correctas

Se selecciona un intercambiador de tipo NEN.

Selección y Diseño Acumulador de Tope

Para propósitos de dimensionamiento de separadores es conveniente utilizar flujo másico por medio de la siguiente ecuación³³:

$$d = \frac{0,0188 \left(\frac{m}{F_g K_s} \right)^{0,5}}{[(\rho_L - \rho_g)(\rho_g)]^{0,25}}$$

Donde:

d = ID del separador

m = 7 568 kg/h (según simulación Hysys)

ρ_L = 530 kg/m³ (según simulación Hysys)

³³ Eq. 11.18 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

$$\rho_g = 16,26 \text{ kg/m}^3 \text{ (según simulación Hysys)}$$

$$F_g = 0,14^{34}$$

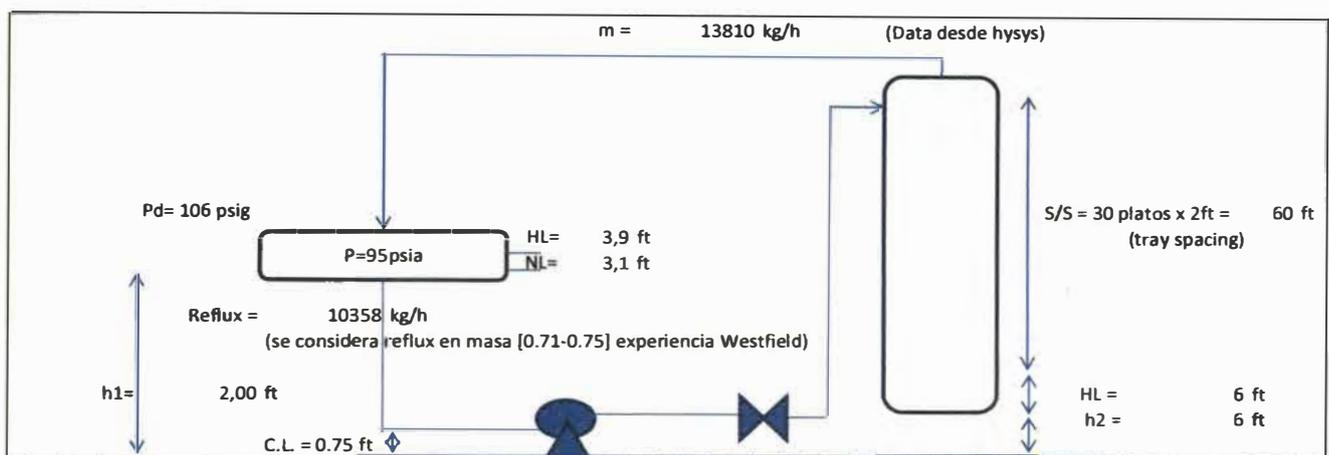
$$K_s = (1/2)(0,43 - 0,023 * \ln(P_{op})) = 0,16 \text{ m/s}$$

Asumiendo un factor de diseño de 1,1, se obtiene un ID del separador igual a 1.26 m [50 in]

Un rango aceptable de L/D es [1,5 – 3,0]. Para cuestiones comparativas de los sistemas se asumirá un L/D = 2 es decir longitud igual a 2,438 m [8 ft].

Selección y Diseño Bombas de Tope

GRAFICO III-4. Diagrama de Flujo - Tope de la columna De-Butanizadora – Escenario A.



Propiedades y naturaleza del fluido de tope: Mezcla C4/C5

Temperatura de operación:	53°C [127°F]
Viscosidad @ Top:	0,128 cP
Densidad @ Top:	530 kg/m ³
NPSH (reduction) ³⁵ :	10 ft [3 m]
Caudal másico:	10 358 kg/h
Caudal normal vol.:	19,6 m ³ /h
Caudal Diseño (1.1):	21,5 m ³ /h

Calculo en unidades de presión manométricas:

³⁴ Fig 11A.1 – Asumiendo H_L/D = 0.8 (estandar) – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

³⁵ Capitulo 12 – Fig 12-5 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

Presión de aspiración

Presión recipiente:	5,46 kg/cm ² (r)
h1:	0,07 kg/cm ² (r)
DP línea:	0,02 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración (P+H-DP):	5,51 kg/cm ² (r)

NPSH disponible

Presión de aspiración (abs):	6,55 kg/cm ²
Presión de vapor @ 49°C (abs):	6,50 kg/cm ²
Diferencia – NPSH:	0,05 kg/cm ² – 1,02 m

Presión de impulsión

Presión de destino:	5,5 kg/cm ² (r)
h2:	1,15 kg/cm ² (r)
DP orificio, válvula, línea:	1,46 kg/cm ² (r)
Presión de impulsión:	8,08 kg/cm ² (r)

Presión diferencial

Presión de impulsión:	8,08 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración:	5,51 kg/cm ² (r)
Presión diferencial - Head:	2,56 kg/cm ² (r) – 159 ft

Potencia

HHP (cv):	1,8 HP - (Max. HHP = 2,0 HP)
BHP (cv):	2,7 HP - (Max. BHP = 3,5 HP)
Motor drive rating:	5 HP [3.73 KW]

Selección y Diseño de Cooler de Tope

Por su facilidad de mantenimiento y menor costo (menor potencia del motor) se elige el Air-Cooler de tiro forzado con sección horizontal.

La temperatura óptima que el aire alcanza al atravesar los tubos puede ser estimado por:

$$(t_2 - t_1) = (0,005)(U) \left[\frac{(T_2 + T_1)}{2} - t_1 \right] * (CF) = 18,1^\circ\text{F}$$

Donde:

T_1 y T_2 : Temperaturas del fluido de proceso, entrada y salida, respectivamente.

t_1 y t_2 : Temperaturas del aire, entrada y salida, respectivamente.

U: coeficiente de transferencia de calor total = 80 BTU/hr-ft²-°F.

$$CF = 0,89 + 0,0014 * (T_1 - T_2) = 0,9$$

El cálculo de la cantidad de aire necesaria viene dado por la siguiente ecuación³⁶:

$$W_a = \frac{Q}{(0,24)(\Delta t_a)} = 483\,425 \text{ lb/hr}$$

Donde:

W_a : caudal de aire, lb/hr

$Q = 2,1$ MMBTU/hr (según simulación con HYSYS)

$$\Delta t_a = (t_2 - t_1) = 18,1^\circ\text{F}$$

Densidad de aire = 0,07343 lb/ft³ (según simulación HYSYS a condiciones de T,P entrada)

$$\text{Por tanto: } q_{\text{air}} = 1\,829 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Los requerimientos de energía del ventilador vienen estimada por la siguiente ecuación³⁷:

$$kW = \frac{(\Delta P_a)(q_{\text{air}})}{(A)(\text{Efficiency})} = 11 - [16 \text{ HP}]$$

Donde:

ΔP_a = caída de presión del aire en el cooler. Para propósitos de diseño se puede considerar una caída de presión de 0,10 a 0,15 in H₂O por fila de tubos (se asume 4 filas).

A = constante equivalente a 142

Eficiencia = varia de 0,4 a 0,75; para propósitos de diseño se puede utilizar 0,7

$$\text{Por tanto: el área [surface/unit (bare tube)]}^{38} = 830 \text{ ft}^2 [77 \text{ m}^2]$$

³⁶ Capítulo 10 – Pag. 10-10 - Paso N° 12 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

³⁷ Ecuación 13.24 – Capítulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

³⁸ Figura 13.31 – Capítulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

b. Escenario B: Cambiar la operación del Sistema de Fraccionamiento actual por uno capaz de producir GLP

Para la estimación de las condiciones de operación y dimensión de equipos se seguirá el mismo criterio utilizado en la Escenario A. En este caso, se considerará el caudal de ingreso a la nueva columna Debutanizadora igual a 5815 kg/h [11 550 lb/h] o 10.6 m³/h [46.6 GPM] a 73,9 °C y 2000 KPa [290 psia]. La composición del caudal de ingreso es el mismo que en escenario A.

Estimación de Temperatura y Presión de operación en la columna

Asumiendo el mismo criterio del Escenario A se tiene:

Sistema	Presión en Acumulador de Tope	Presión en Tope Columna	Temperatura en Plato de Tope
Condensación Total	910 KPa 132 psia	965.2 Kpa 140 psia	50,3 °C ³⁹
Temperatura Reboiler		134,4 °C	

Número de platos, Reflujo mínimo

En este caso se considerará el caudal igual a 5815 kg/h [11 550 lb/h] o 50.8 m³/h [224 GPM] a 55°C y 986 KPa [143 psia]; la presión de la columna igual a 965.2 KPa [140 psia] y se utilizará como herramienta el “*short-cut calculation*” del software Hysys. Basándose en la solución del simulador y en la grafica de la correlación *Gilliland*⁴⁰ se obtiene el número de etapas de equilibrio (actual *theoretical trays*)

Mínima rata de reflujo L/D_m	2,272
Reflujo Actual = 1.1* L/D_m	2,500
Mínimo número de platos teóricos	9,86
Número Actual de platos <i>Actual trays</i>	26

³⁹ Se considera como referencia el sistema de Condensación Total.

⁴⁰ Figura 17.12 “Gilliland Correlation for Relationship between Reflux rate and number of theoretical plates” – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

El reboiler es considerado como una etapa de equilibrio por lo que la columna cuenta realmente con 25 etapas teóricas de equilibrio. Por lo que considerando una eficiencia por plato de 85%⁴¹ se obtiene un número de platos (actual trays) igual a 30. Así, la pérdida de carga de la columna es de 0,30 kg/cm² (<> 4,5psi).

Posición plato alimentación

Se utilizará la correlación empírica:

$$\log\left(\frac{N}{M}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{BX_{HKF}}{DX_{LKF}}\right) \left(\frac{x_{LKB}}{x_{HKD}}\right)^2\right]$$

Donde;

B	D	X _{HKF}	X _{LKF}	X _{LKB}	X _{HKD}
20,4	72,6	0,0829	0,1934	0,010	0,015

Resolviendo:

$$N/M = 0,55; N+M = 26 \rightarrow N = 9 \text{ y } M = 17$$

Por lo tanto el plato teórico de alimentación será el 9 y el calor suministrado en este caso por el *reboiler* es 4 260 MMJ/h (4,04 MMBTU/h) (simulación HYSYS).

Estimación del Diámetro de la Columna

El diámetro de la columna puede calcularse usando las siguientes ecuaciones⁴²:

$$D_T = \sqrt{\frac{q_{vap(max)}^0}{v_{max}(0,7854)}}$$

$$v_{max} = c \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$v_{max} = 0,189 \text{ m/s}$$

⁴¹ Tray Efficiency,%-Tabla 17.1 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

⁴² Capitulo 19 – Factor C Fig 19-13 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004.

$$q^{\circ}_{\text{vap(max)}} = 0,17 \text{ m}^3/\text{s}$$

Por tanto, el diámetro de la columna es de 1,072m [42 in], aplicando un factor de diseño igual a 1,1, se obtiene el diámetro igual a 1,1684 [46 in].

Elección del Reboiler

Se empleará un termosifón once-through.

$$At = \frac{Q}{[Q/At]}$$

$$Q/At = 12\,000 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

$$Q = 4,04 \text{ MMBTU/h [4262 MMJ/h]} \text{ (según simulación con HYSYS)}$$

$$At = 336 \text{ ft}^2 < 8\,000 \text{ ft}^2$$

Dimensiones estándar de los tubos:

3/4"-16 BWG, triangular pitch

Surface area tube = 0,1963 ft²/ft

Internal tube area = 0,302 in²

Longitud = 16ft (se asume)

$$\text{Number tubes} = \frac{At}{(\text{long tube}) * (\text{surface area tube})} = 107$$

Driving force > *Total resistance*. Por tanto, las consideraciones son correctas

Se selecciona un intercambiador de tipo NEN.

Selección y Diseño Acumulador de Tope

Para propósitos de dimensionamiento de separadores es conveniente utilizar flujo másico por medio de la siguiente ecuación⁴³:

$$d = \frac{0,0188 \left(\frac{m}{F_g K_s} \right)^{0,5}}{[(\rho_L - \rho_g)(\rho_g)]^{0,25}}$$

⁴³ Eq. 11.18 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

Donde:

d = ID del separador

m = 12 600 kg/h (según simulación Hysys)

ρ_L = 505 kg/m³ (según simulación Hysys)

ρ_g = 21,64 kg/m³ (según simulación Hysys)

F_g = 0,14⁴⁴

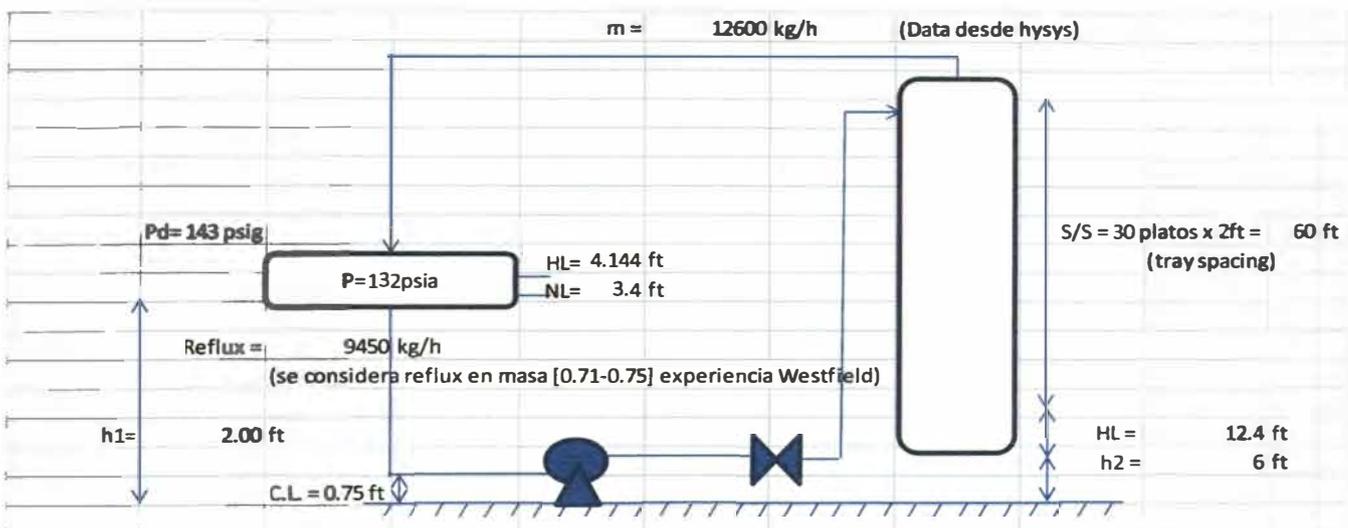
K_s = (1/2)(0,43-0,023*Ln(P_{op})) = 0,15 m/s

Asumiendo un factor de diseño de 1,1, se obtiene un ID del separador igual a 1,58 m [62 in]

Un rango aceptable de L/D es [1,5 – 3,0]. Para cuestiones comparativas de los sistemas se asumirá un L/D = 2 es decir longitud igual a 3,048 m [10 ft]. Detalles de diseño se deberán mostrar en desarrollo ingeniería básica.

Selección y Diseño Bombas de Tope

GRAFICO III-5. Diagrama de Flujo - Tope de la columna De-Butanizadora – Escenario B



Propiedades y naturaleza del fluido de tope: Mezcla C3/C4

Temperatura de operación: 48,6°C [120°F]

Viscosidad @ Top: 0,218 cstk

Densidad @ Top: 508 kg/m³

NPSH (reduction)⁴⁵: 10 ft [3 m]

⁴⁴ Fig 11A.1 – Asumiendo H_L/D = 0.8 (estandar) – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

⁴⁵ Capítulo 12 – Fig 12-5 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

Caudal másico:	9 450 kg/h
Caudal normal vol.:	18,6 m ³ /h
Caudal Diseño (1.1):	20,5 m ³ /h

Presión de aspiración

Presión recipiente:	7,98 kg/cm ² (r)
h1:	0,07 kg/cm ² (r)
DP línea:	0,02 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración (P+H-DP):	8,03 kg/cm ² (r)

NPSH disponible

Presión de aspiración (abs):	9,06 kg/cm ²
Presión de vapor @ 49°C (abs):	9,01 kg/cm ²
Diferencia – NPSH:	0,05 kg/cm ² – 1,02 m

Presión de impulsión

Presión de destino:	8,5 kg/cm ² (r)
h2:	1,20 kg/cm ² (r)
DP orificio, válvula, línea:	1,46 kg/cm ² (r)
Presión de impulsión:	11,19 kg/cm ² (r)

Presión diferencial

Presión de impulsión:	11,19 kg/cm ² (r)
Presión de aspiración:	8,03 kg/cm ² (r)
Presión diferencial - Head:	3,16 kg/cm ² (r) – 204 ft

Potencia

HHP (cv):	2,2 HP - (Max. HHP = 2,4 HP)
BHP (cv):	4,2 HP - (Max. BHP = 4,5 HP)
Motor drive rating:	7 1/2 HP [5.6 KW]

Selección y Diseño de Cooler de Tope

Por su facilidad de mantenimiento y menor costo (menor potencia del motor) se elige el Air-Cooler de tiro forzado con sección horizontal.

La temperatura óptima que el aire alcanza al atravesar los tubos puede ser estimado por:

$$(t_2 - t_1) = (0,005)(U) \left[\frac{(T_2 + T_1)}{2} - t_1 \right] * (CF) = 9,91^\circ\text{F}$$

Donde:

T_1 y T_2 : Temperaturas del fluido de proceso, entrada y salida, respectivamente.

t_1 y t_2 : Temperaturas del aire, entrada y salida, respectivamente.

U : coeficiente de transferencia de calor total = 70 BTU/hr-ft²-°F.

$CF = 0,89 + 0,0014 * (T_1 - T_2) = 0,921$

El cálculo de la cantidad de aire necesaria viene dado por la siguiente ecuación⁴⁶:

$$W_a = \frac{Q}{(0,24)(\Delta t_s)} = 1\,734\,138 \text{ lb/h}$$

Donde:

W_a : caudal de aire, lb/h

$Q = 4,12 \text{ MMBTU/hr}$ (según simulación con HYSYS)

$\Delta t_a = (t_2 - t_1) = 9,91^\circ\text{F}$

Densidad de aire = 0,07343 lb/ft³ (según simulación HYSYS a condiciones de T,P entrada)

Por tanto: $q_{\text{air}} = 6,560 \text{ ft}^3/\text{seg}$

Los requerimientos de energía del ventilador vienen estimada por la siguiente ecuación⁴⁷:

⁴⁶ Capitulo 10 – Pag. 10-10 - Paso N° 12 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

⁴⁷ Ecuación 13.24 – Capitulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

$$kW = \frac{(\Delta P_a)(q_{air})}{(A)(Efficiency)} = 39,6 - [53 \text{ HP}]$$

Donde:

ΔP_a = caída de presión del aire en el cooler. Para propósitos de diseño se puede considerar una caída de presión de 0,10 a 0,15 in H₂O por fila de tubos. (Se asume 4 filas).

A = constante equivalente a 142

Efficiency = varía de 0,4 a 0,75; para propósitos de diseño se puede utilizar 0,7

Por tanto: el área [surface/unit (bare tube)]⁴⁸ = 2,950 ft² [274 m²]

Dimensionamiento de Enfriador de Fondos

Por su facilidad de mantenimiento y menor costo se opta por utilizar un Air-Cooler de tiro forzado con sección horizontal para enfriar el producto de fondo de todas las columnas de destilación y llevar el producto HAL a condiciones de almacenamiento.

La temperatura óptima que el aire alcanza al atravesar los tubos puede ser estimado por:

$$(t_2 - t_1) = (0,005)(U) \left[\frac{(T_2 + T_1)}{2} - t_1 \right] * (CF) = 38,33^\circ\text{F}$$

Donde:

T₁ y T₂: Temperaturas del fluido de proceso, entrada y salida, respectivamente.

t₁ y t₂: Temperaturas del aire, entrada y salida, respectivamente.

U: coeficiente de transferencia de calor total = 70 BTU/hr-ft²-°F.

$$CF = 0,89 + 0,0014 * (T_1 - T_2) = 1,11$$

El cálculo de la cantidad de aire necesaria viene dado por la siguiente ecuación⁴⁹:

$$W_a = \frac{Q}{(0,24)(\Delta t_s)} = 89 \text{ 138 lb/h}$$

Donde:

⁴⁸ Figura 13.31 – Capítulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

⁴⁹ Capítulo 10 – Pag. 10-10 - Paso N° 12 - GPSA Engineering Data Book Vol II – 2004

W_a : caudal de aire, lb/h

$Q = 0.82$ MMBTU/hr (según simulación con HYSYS)

$\Delta t_a = (t_2 - t_1) = 38,33$ °F

Densidad de aire = $0,07343$ lb/ft³ (según simulación HYSYS a condiciones de T,P entrada)

Por tanto: $q_{air} = 337$ ft³/seg

Los requerimientos de energía del ventilador vienen estimada por la siguiente ecuación⁵⁰:

$$kW = \frac{(\Delta P_a)(q_{air})}{(A)(Efficiency)} = 2,0 - [2,7 \text{ HP}]$$

Donde:

ΔP_a = caída de presión del aire en el cooler. Para propósitos de diseño se puede considerar una caída de presión de 0,10 a 0,15 in H₂O por fila de tubos. (Se asume 4 filas).

A = constante equivalente a 142

Efficiency = varia de 0,4 a 0,75; para propósitos de diseño se puede utilizar 0.7

Por tanto: el área [*surface/unit (bare tube)*]⁵¹ = 160 ft² [15 m²]

3.5.2 Comparación de los resultados

A continuación se presenta un cuadro comparativo de los resultados de la estimación de condiciones de operación y el dimensionamiento de equipos desarrollado en el ítem anterior. Se muestran un resumen de los resultados los cuales serán necesarios para la estimación de costos y el análisis económico:

⁵⁰ Ecuación 13.24 – Capítulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

⁵¹ Figura 13.31 – Capítulo 13 – Gas Condition and Processing Vol2 John M. Campbell

Unidad / Especificación	ESCENARIO A		ESCENARIO B
	De-Propanizadora	De-Butanizadora	De-Butanizadora
Columna	Numero de platos 35 0,914 m ID x 25,6 m S/S 1744 KPa @ 119 °C	Numero de platos 30 0,75 m ID x 22,5 m S/S 684,3 KPa @ 110 °C	Numero de platos 30 1,1684 m ID x 22,1 m S/S 995,6 KPa @ 134,4 °C
Condensador de Reflujo o Cooler de Tope	Duty=4230 MMJ/hr Operación: 1709 KPa @ 49.5 °C Area/unidad (bare tube) = 219 m ²	Duty=2215 MMJ/hr Operación: 654,9 KPa @ 57 °C Area/unidad (bare tube) = 77 m ²	Duty= 4346 MMJ/hr Operación: 965,2 KPa @ 50,3 °C Area/unidad (bare tube) = 274 m ²
Acumulador de Tope o Tanque de Reflujo	1,54 m ID x 3,048 m S/S Temp. Oper. = 49 °C Presión Oper. = 1654,5 KPa	1,26 m ID x 2,438 m S/S Temp. Oper. = 57 °C Presión Oper. = 599,8 KPa	1,58 m ID x 3,048 m S/S Temp. Oper. = 50,3 °C Presión Oper. = 910 KPa
Rehervidor de Fondo	Duty=4593 MMJ/hr Temp. Sat = 119°C Presión Oper = 1744 KPa	Duty=2089 MMJ/hr Temp. Sat = 110°C P oper = 684,3 KPa	Duty=4260 MMJ/hr Temp. Sat = 134,4 °C P oper = 995,6 KPa
Intercambiador de Fondo	TIPO – NEN Duty= 370 MMJ/hr Operación Shell/Tube: 690/1860 KPa @ 98/54 °C Surface/unit (bare tube) = 13 m ²	TIPO – NEN Duty= 496 MMJ/hr Operación Shell/Tube: 1724/1854 KPa @ 110/71 °C Surface/unit (bare tube) = 13 m ²	
Enfriador de Producto	Duty= 63 MMJ/hr Operación: 1654,5 KPa @ 49 °C Area/unidad (bare tube) = 6 m ²	Duty=52,7 MMJ/hr Operación: 655 KPa @ 54 °C Area/unidad (bare tube) = 6 m ²	Duty=63,3 MMBTU/hr Operación: 965 KPa @ 49 °C Area/unidad (bare tube) = 6 m ²
Enfriador de fondo	Intercambiador de fondos	Duty=52,7 MMJ/hr Operación: 710 KPa @ 110 °C Area/unidad (bare tube) = 6 m ²	Duty=865 MMJ/hr Operación: 965 KPa @ 126°C Area/unidad (bare tube) = 15 m ²
Bomba de Reflujo	24 m ³ /h @ Head 484 KPa Paspiración = 1642 KPa T = 47,3 °C 5,2 KW	19,6 m ³ /h @ head 357 KPa Paspiración = 642 KPa T=53 °C 3,7 KW	18,6 m ³ /h @ head 310 KPa Paspiración = 888 KPa T=48,6 °C 5,6 KW

3.6 Simulación de los escenarios

En esta sección se muestran los resultados de las simulaciones desarrolladas y que apoyaron en la estimación de las condiciones de operación, consumos energéticos, producción, otros.

3.6.1 Diagrama de flujo de los escenarios

GRAFICO III-6. Simulación Escenario A – Diagrama de Flujo de Proceso (PFD)

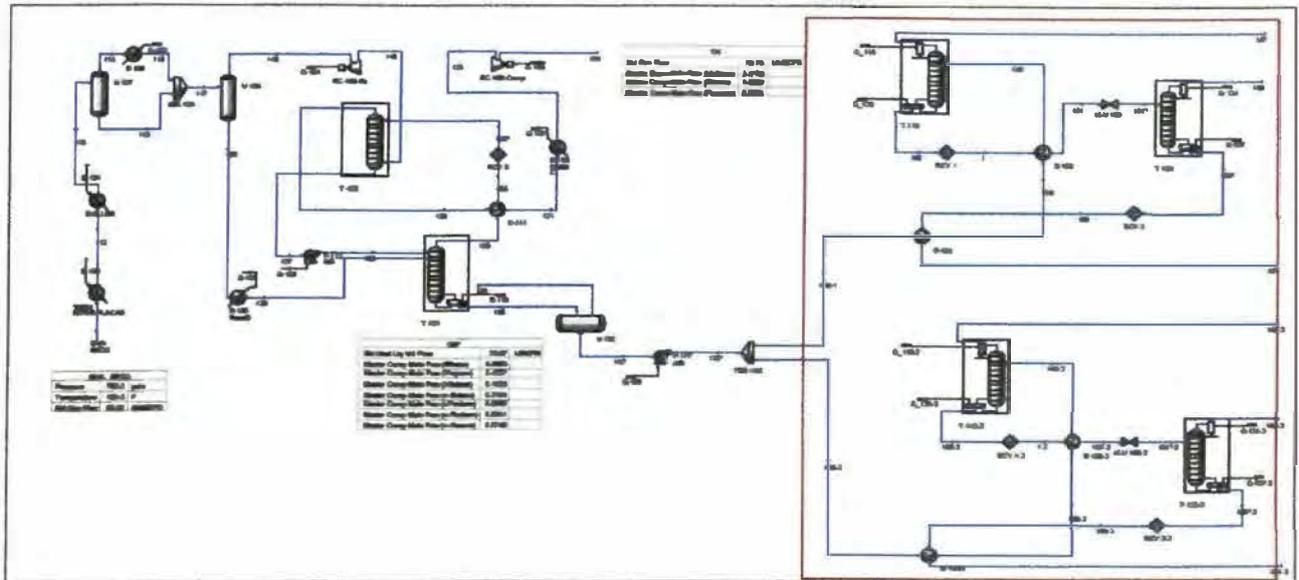
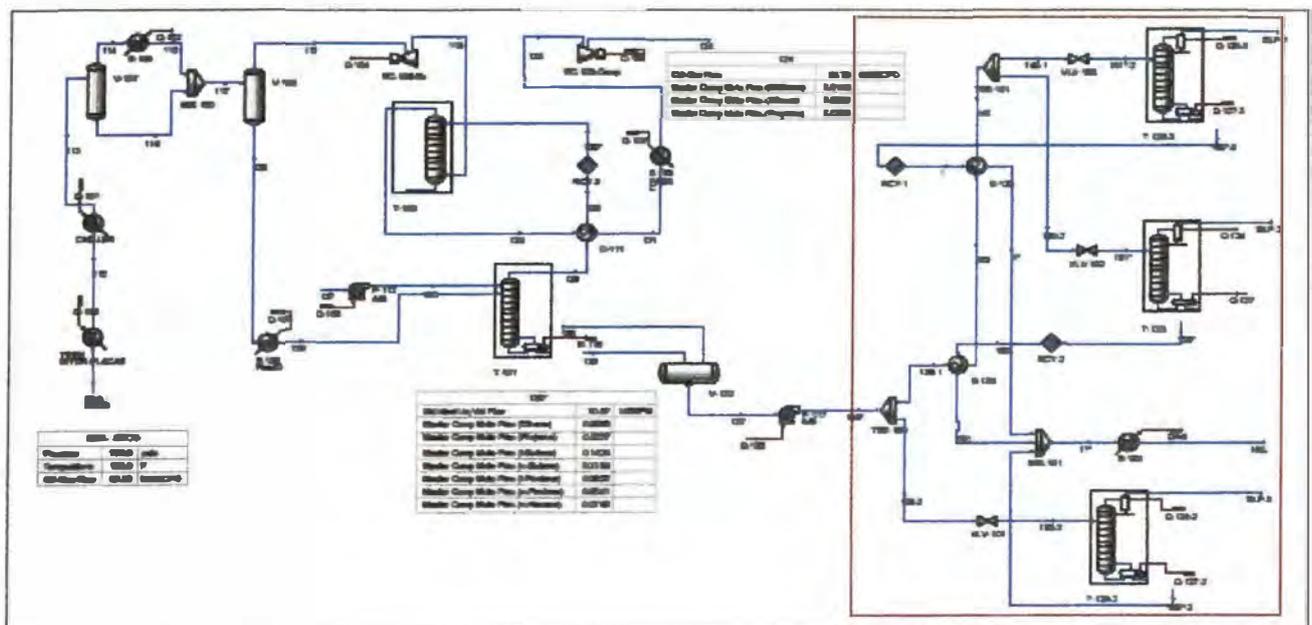


GRAFICO III-7. Simulación Escenario B – Diagrama de Flujo de Proceso (PFD)



3.6.2 Resultados del Balances de Materia y Energía

En base a la estadística de calidad del gas de entrada, y las consideraciones de diseño tomadas para la realización de las simulaciones, se tiene para ambos escenarios el siguiente cuadro de balance Materia y Energía:

Stream Composition						
Mole Fraction	Inlet Gas %	Residual Gas %	To Expander %	To C2 Column %	To Fracc. %	
Nitrogen	0,203	0,218068	0,222154	0,0129335	5,3423E-14	
Carbon Dioxide	1,15	1,23541	1,13085	2,28238	3,9268E-05	
Methane	86,192	92,5904	91,4365	31,9442	1,0711E-06	
Ethane	5,583	5,88423	4,81503	31,2435	1,5383	
Propane	3,104	0,0711252	1,69826	25,3154	43,9516	
i-Butane	0,926	0,0005374	0,287209	3,83888	13,3914	
n-Butane	1,337	0,0002644	0,30889	4,0667	19,3421	
i-Pentane	0,573	2,3533E-06	0,0606149	0,778522	8,291	
n-Pentane	0,36	6,7468E-07	0,0305465	0,391174	5,20902	
n-Hexane	0,36	3,1289E-09	0,0086166	0,109574	5,20903	
n-Heptane	0,124	1,9636E-11	0,00108192	0,013745	1,79422	
n-Octane	0,079	2,0576E-13	0,00022232	0,00289861	1,14309	
n-Nonane	0,008	0	6,1603E-06	7,8235E-05	0,115756	
n-Decane	0,001	0	2,9248E-07	3,7141E-06	0,0144695	
n-Undecane	0	0	0	0	0	
n-Dodecane	0	0	0	0	0	
Water	0	0	0	0	0	
Ethylene Glycol	0	0	0	0	0	
Stream Properties						
Property	Units	Inlet Gas	Residual Gas	To Expander	To C2 Column	To Fracc.
Temperature	°F	115	124,081	-27,5 *	-114,865	165,072
Pressure	psia	760	287,306	695	261	290
Mole Fraction Vapor	%	100	100	100	0	0
Mole Fraction Light Liquid	%	0	0	0	100	100
Mole Fraction Heavy Liquid	%	0	0	0	0	0
Molecular Weight	lb/lbmol	19,9626	17,2597	17,8463	32,2408	56,3703
Mass Density	lb/ft ³	2,7981	0,818966	3,60013	34,3237	30,9057
Molar Flow	lbmol/h	6587,88	6132,68	5932,38	467,158	455,294
Mass Flow	lb/h	131512	105848	105871	15061,5	25665,1
Vapor Volumetric Flow	ft ³ /h	47000,3	129246	29407,5	438,809	830,432
Liquid Volumetric Flow	gpm	5859,77	16113,8	3666,39	54,7086	103,534
Std Vapor Volumetric Flow	MMSCFD	60	55,8541	54,0299	4,2547	4,14665
Std Liquid Volumetric Flow	sgpm	768,633	678,025	662,536	71,1854	90,6197
Compressibility		0,879195	0,966543	0,74284	0,0662543	0,0788943
Specific Gravity		0,689256	0,595931	0,616184	0,550333	0,49553
API Gravity					297,019	113,951
Enthalpy	Btu/h	-2,336E+08	-2,065E+08	-2,122E+08	-2,359E+07	-2,697E+07
Mass Enthalpy	Btu/lb	-1777	-1951,26	-2004,7	-1566,26	-1051,04
Mass Cp	Btu/(lb*°F)	0,596239	0,551211	0,706324	0,55125	0,699926
Ideal Gas CpCv Ratio		1,2473	1,28088	1,30708	1,22626	1,0846
Dynamic Viscosity	cP	0,0126975	0,0122177	0,0109054	0,162942	0,0945792
Kinematic Viscosity	cSt	0,283291	0,93133	0,189104	0,296358	0,191045
Thermal Conductivity	Btu/(h*ft*°F)	0,0223198	0,0217219	0,0185439	0,0796107	0,0489954
Surface Tension	lbf/ft				0,00084289	0,00031369
Net Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	1076	938,953	970,533	1669	2922,02
Net Liquid Heating Value	Btu/lb	20409	20626,5	20612,8	19515,5	19511,6
Gross Ideal Gas Heating Value	Btu/ft ³	1188,05	1041,11	1075	1823	3167,21
Gross Liquid Heating Value	Btu/lb	22538,9	22872,7	22834,2	21328,2	21162,2

3.6.2.1 Estimación de la producción

De acuerdo a los resultados de las simulaciones se tiene una producción de 20,73 m³/h (3130 barriles por día o BPD) de líquidos de gas natural los cuales se distribuyen según se muestra a continuación:

Escenario A	Propano	Butano	HAL
De-C3 / De-C4 (Actual)	4,24 m ³ /h (639,7 BPD)	3,70 m ³ /h (558,9 BPD)	2,43 m ³ /h (366,4 BPD)
De-C3 / De-C4 (Futuro)	4,24 m ³ /h (639,7 BPD)	3,70 m ³ /h (558,9 BPD)	2,43 m ³ /h (366,4 BPD)

Total GLP: 15,88 m³/h (2 397,2 barriles por día)

Total HAL: 4,85 m³/h (732,8 barriles por día)

Escenario B	GLP	HAL
De-C3 (Actual)	4,76 m ³ /h (717,8 BPD)	1,47 m ³ /h (221,3 BPD)
De-C4 (Actual)	3,17 m ³ /h (478,5 BPD)	0,98 m ³ /h (147,6 BPD)
De-C4 (Futuro)	8,00 m ³ /h (1 208 BPD)	2,36 m ³ /h (356,8 BPD)

Total GLP: 15,93 m³/h (2 404,3 barriles por día)

Total HAL: 4,81 m³/h (725,7 barriles por día)

3.6.2.2 Estimación de la capacidad de almacenamiento requerida

Escenario A

Capacidad Actual de Almacenamiento	Propano	Butano	HAL
Capacidad Instalada	2 052 m ³	2 008 m ³	573 m ³
Diseño (<i>Water Capacity</i>)	12 908 Bbl	12 627 Bbl	3 604 Bbl
Capacidad Operativa	1 927 m ³	1 888 m ³	562 m ³
Nivel Operativo (max. 90%Tope)	12 119 Bbl	11 877 Bbl	3 533 Bbl
Capacidad Neta	1 818 m ³	1 780 m ³	532 m ³
Nivel Operativo (min. 10%Fondo)	11 434 Bbl	11 193 Bbl	3 349 Bbl

Capacidad de Procesamiento	Ventas Mensuales - (m³) *		
	Propano	Butano	HAL
60,0 MMSCFD	6 102	5 331	3 495

Capacidad Requerida de Almacenamiento	GLP (15 Días)		HAL (15 Días)
Capacidad Requerida – m ³ **	3 495	3 054	2 002
Capacidad Faltante – m ³	-1 443	-1 046	-1 429

Cantidad Necesaria Tanques Horizontales (bullets)	Propano	Butano	HAL
Capacidad Bullet - 322 m ³ (85 000 gal)	-4,5	-3,3	-4,4
Capacidad Bullet - 227 m ³ (60 000 gal)	-6,4	-4,6	-6,3

(*) Se considera que: total de la producción será vendido y 30 días al mes.

(**) Se muestra capacidad a instalar considerando (10% nivel fondos-90% nivel operativo y margen de error) aproximadamente 15% adicional.

Escenario B

Se asume que los tanques existentes en Planta, tanto los de almacenamiento de propano y butano, pueden usarse para almacenar GLP sin restricciones de diseño.

Capacidad Actual de Almacenamiento	GLP	HAL
Capacidad Instalada	4 060 m ³	573 m ³
Diseño (<i>Water Capacity</i>)	25 535 Bbl	3 604 Bbl
Capacidad Operativa	3 815 m ³	562 m ³
Nivel Operativo (max. 90%Tope)	23 995 Bbl	3 533 Bbl
Capacidad Neta	3 597 m ³	532 m ³
Nivel Operativo (min. 10%Fondo)	22 627 Bbl	3 349 Bbl

Capacidad de Procesamiento	Ventas Mensuales - (m³) *	
	GLP	HAL
60,0 MMSCFD	11 468	3 461

Capacidad Requerida de Almacenamiento	GLP (15 Días)	HAL (15 Días)
Capacidad Requerida – m ³ **	6 568	1 983
Capacidad Faltante – m ³	-2 508	-1 409

Cantidad Necesaria Tanques Horizontales (bullets)	GLP	HAL
Capacidad Bullet - 322 m ³ (85 000 gal)	-7,8	-4,4
Capacidad Bullet - 227 m ³ (60 000 gal)	-11,0	-6,2

(*) Se considera que: total de la producción será vendido y 30 días al mes.

(**) Se muestra capacidad a instalar considerando (10% nivel fondos-90% nivel operativo y margen de error) aproximadamente 15% adicional.

3.6.3 Consumos energéticos

Se estimaron los consumos energéticos (eléctricos y caloríficos) en base a la estadística y registros de consumos actuales, y a los resultados de las simulaciones:

Cambios generales del requerimiento energético:

- Potencia de Compresor de regeneración aumentará de 75 a 200 HP
- Potencia de aroenfriador de regeneración aumentara en 10 HP
- Bomba Absorber aumentará potencia de 5 a 15 HP
- Retirar Bomba fondo DeEtanizadora (30 HP)

Cambios Específicos en Sistema Fraccionamiento fueron detallados durante el dimensionamiento.

3.6.3.1 Comparación de resultados

REQUERIMIENTO ELECTRICO

Area	ACTUAL (MOTOR)		Escenario A	Escenario B
	HP	KW	KW	KW
Sistema de Compresión (Entrada)	0,0	0,0	2535,5	2535,5
Sistema de Deshidratación	92,3	68,8	168,8	168,8
Sistema de Refrigeración	1367,5	1019,8	1019,8	1019,8
Sistema Criogénico	26,5	19,8	19,8	19,8
Sistema de Fraccionamiento	98,0	73,1	109,4	93,2
Sistema cerrado de drenaje	45,0	33,6	33,6	33,6
Sistema de Aceite Caliente	100,0	74,6	74,6	74,6
Sistemas Auxiliares de Planta (*)		213,7	300	300
TOTAL - KW		1 503,3	4 261,4	4 245,2

(*) Iluminación, Contra-incendios, Bahías de despacho, Otros. Se estima un incremento del 40%

REQUERIMIENTO GAS COMBUSTIBLE

Equipo	MM J/hr		
	Actual	Escenario A	Escenario B
Horno - Gas de Regeneración	3524	7913	7913
Horno - Aceite Caliente			
Reboiler De-Etanizadora	1880	4522	4522
Reboiler De-Propanizadora	2612	9411	3062
Reboiler De-Butanizadora	1454	4009	2045
Reboiler De-Butanizadora (nueva)			4260
	5946	17943	13889

CONSUMO TOTAL GAS COMBUSTIBLE

Equipo - Sistema	M ³ /D		
	Actual	Escenario A	Escenario B
Horno de Regeneración	1,5	3,3	3,3
Hono de Aceite Caliente	7,3	20,6	15,9
Generadores Eléctricos	10,6	30,0	29,9
<i>Sweep & Blanket Gas</i>	0,03	0,08	0,08
Total Gas Combustible	19,4	53,9	49,2
Total Gas Combustible mes (30 días)	582,2	1618,2	1475,4

3.7 Resultados del estudio técnico

Como resultado de las estimaciones y simulaciones se observa lo siguiente:

- De acuerdo a los diagramas de flujo y la estimación de las dimensiones se tiene:

En el escenario B, la presión de operación para las actuales columnas De-propanizadora, De-butanizadora ha sido cambiada (MAOP = 150psi).

Las bombas utilizadas actualmente para enviar el LGN de los fondos de la De-Etanizadora al sistema de fraccionamiento serán bypassado o removidos.

Se requiere mayor área de implantación para el área de procesos en el escenario A.

Se requerirá mayor rutina de mantenimiento por numero de equipos en escenario A.

REQUERIMIENTO CALORICO

Equipo	MM J/Hr		
	Actual	Escenario A	Escenario B
Horno - Gas de Regeneración	3524	7913	7913
Horno - Aceite Caliente			
Reboiler De-Etanizadora	1880	4522	4522
Reboiler De-Propanizadora	2612	9411	3062
Reboiler De-Butanizadora	1454	4009	2045
Reboiler De-Butanizadora (nueva)			4260
	5946	17943	13889

CONSUMO TOTAL GAS COMBUSTIBLE

Equipo - Sistema	x 1000 M ³ /D		
	Actual	Escenario A	Escenario B
Horno de Regeneración	1,5	3,3	3,3
Hono de Aceite Caliente	7,3	20,6	15,9
Generadores Eléctricos	10,6	30,0	29,9
<i>Sweep & Blanket Gas</i>	0,03	0,08	0,08
Total Gas Combustible	19,4	53,9	49,2
Total Gas Combustible mes (30 días)	582,2	1618,2	1475,4

3.7 Resultados del estudio técnico

Como resultado de las estimaciones y simulaciones se observa lo siguiente:

- De acuerdo a los diagramas de flujo y la estimación de las dimensiones se tiene:

En el escenario B, la presión de operación para las actuales columnas De-propanizadora, De-butanizadora ha sido cambiada (MAOP = 150psi).

Las bombas utilizadas actualmente para enviar el LGN de los fondos de la De-Etanizadora al sistema de fraccionamiento serán bypassado o removidos.

Se requiere mayor área de implantación para el área de procesos en el escenario A.

Se requerirá mayor rutina de mantenimiento por número de equipos en escenario A.

Se requerirá una mayor disponibilidad de equipos de repuestos en el escenario A.

Se tiene un mayor consumo energético (eléctrico, calórica) en el escenario A.

Se tiene mayor consumo de energía eléctrica por uso de compresores de entrada (2535 KW).

El incremento del requerimiento eléctrico de los sistemas existentes es de aproximadamente 15% en ambos escenarios.

El requerimiento de personal de operación es el mismo en ambos escenarios (mismo número de sistemas).

- Es necesario una ampliación de la capacidad actual de almacenamiento en aproximadamente 3 918 m³ (24 686 barriles).
- El número de tanques de almacenamiento cilíndricos horizontales o *bullets* adicionales son:
 - Escenario A:
14 *bullets* (cap. 85 000 gal) ó 19 *bullets* (cap. 60 000 gal)
 - Escenario B:
13 *bullets* (cap. 85 000 gal) ó 18 *bullets* (cap. 60 000 gal)
- Los *Bullets* actuales usados para el almacenamiento de producto butano fueron diseñados con un rating de 100 psi a 125°F; según NFPA 58, la presión de diseño para almacenar LP-Gas con presión de vapor 125 psi (a 100°F) es 156 psi. Será necesario reemplazar estos *bullets* o en su defecto realizar una recertificación bajo el código ASME (sello ASME).
- El requerimiento eléctrico en ambos escenarios es similar y se estima que el consumo sea aproximadamente de 4250 KW, el triple del actual. El incremento en el requerimiento eléctrico es básicamente por los nuevos compresores de entrada (2550 KW); el incremento en los sistemas existentes es aproximadamente 15%.
- El requerimiento de gas combustible es más del doble en ambos escenarios y el consumo es mayor en el Escenario A.

$C_{P,v,r}$ = precio de compra de un equipo de similar capacidad "v" en el año "r"

I_r = Índice de precio de compra del equipo en el año "r"

I_s = Índice de precio de compra del equipo en el año "s"

Un número de diferentes índices pueden ser usados (Nelson farrar index, Marshall and Swift (M&S) y Chemical Engineering (CE) index). En este caso, debido a su accesibilidad y exactitud utilizaremos los valores publicados por la CE en su página "Economic Indicators". La siguiente tabla muestra un resumen de estos valores:

AÑO	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011
CE INDEX	402,00	444,24	468,20	499,60	525,40	575,40	521,90	550,80	585,70
Equipment	445,10	508,11	543,70	588,00	624,40	696,80	615,70	659,40	712,90
Heat Exchanges and Tanks	363,60	464,83	513,90	548,00	592,10	687,60	558,30	610,40	674,70
Process Machinery	450,30	490,98	519,70	549,70	598,30	643,40	598,60	622,50	666,70
Pipe, valves and fittings	570,70	600,62	623,70	708,00	733,60	827,60	760,70	824,40	889,20
Process Instruments	363,40	374,33	381,80	420,10	425,20	434,60	397,40	422,20	437,80
Pumps and Compressions	705,40	719,43	752,50	785,70	831,20	871,70	897,30	902,60	903,60
Electrical equipment	341,60	351,01	372,10	403,10	430,50	458,50	461,50	478,80	506,30
Structural supports	428,60	537,49	584,80	625,30	662,60	748,60	629,20	680,00	755,00
Construction Labor	309,30	307,76	305,60	309,30	315,10	321,70	327,30	328,90	327,50
Buildings	400,60	428,57	445,10	468,60	476,80	506,90	492,00	504,30	517,20
Engineering Supervision	347,30	345,19	346,80	350,90	357,00	352,90	346,80	339,10	332,40

- **Costos de Instalación:** los gastos de instalación pueden considerar tanto material de construcción del equipo como condiciones de operación, factores de presión. Estos últimos se relacionan y proporcionan el factor de instalación modular que multiplica al costo del equipo inicial.
- **Contingencias e impuestos:** de acuerdo a la data de *Guthrie* representan aproximadamente el 15% y 3% del costo de capital del modulo, respectivamente.
- **Facilidades Auxiliares:** *Guthrie* recomienda un aumento del 30% sobre el costo de capital de modulo para auxiliares.

Teniendo en cuenta el procedimiento de CE mencionado líneas arriba y tomando como referencia el costo presupuestado por la compañía WESTFIELD ENGINEERING SERVICE, compañía de ingeniería de E.E.U.U, para la instalación de una unidad de fraccionamiento de líquido de gas natural, en el 2007.

EQUIPMENT LIST			BUDGET	
TAG	QUAN	SERVICE	(\$) COST	REMARKS
	1	Depentanizer	\$ 85,000	30"x70'
		Trays (30)	\$ 10,000	valve
	1	Reflux Drum	\$ 13,500	30"x5'
	1	Reboiler	\$ 16,000	75 sq ft
	1	Feed/Bottoms Exchanger	\$ 14,000	
	1	Reflux Condenser/Producrct Cooler	\$ 35,000	Air Cooler
	2	Reflux Pumps	\$ 10,000	CS/SS
TOTAL ESTIMATED EQUIPMENT COST			\$ 183,500	

A continuación se presenta un resumen de la estimación de los costos de equipos por Escenarios⁵², se tiene la siguiente consideración de diseño:

Presión:

Los recipientes⁵³ sometidos a presión interna serán diseñados para la mayor de las siguientes presiones:

- 1,1x P operación
- P operación + 171,6 KPa
- 343 KPa

Temperatura:

La temperatura de diseño será la mayor de:

- T operación + 15°C
- T en operaciones transitorias (puesta en marcha, paradas, etc) + 15°C
- 80 °C

⁵² Se considera Costo FOB procedencia Estados Unidos de Norte América.

⁵³ Se considera también intercambiadores de calor y aerofriadores

a) Escenario A

Unidad / Especificación	Depropanizadora		Debutanizadora		
	Datos	Costo (US\$)	Datos	Costo (US\$)	
Columna	Número de platos	35	175 629,45	Número de platos	30
	ID - S/S (m) =	0,914 - 25,6		ID - S/S (m) =	0,75 - 22,5
	P operación (KPa) @ 119°C =	1744		P operación (KPa) @ 110°C =	684
	P diseño (KPa) @ 134°C =	1918		P diseño (KPa) @ 125°C =	856
Condensador de Reflujo o Cooler de Tope	Duty (MMJ/hr) =	4230	203 487,60	Duty (MMJ/hr) =	2215
	P operación (KPa) @ 49,5°C =	1709		P operación (KPa) @ 57°C =	655
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1880		P diseño (KPa) @ 80°C =	827
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	219		Surface/unit (bare tube) (m ²) =	77
Tanque de Reflujo	ID - S/S (m) =	1,54 - 3,048	104 528,63	ID - S/S (m) =	1,26 - 2,438
	P operación (KPa) @ 49°C =	1654		P operación (KPa) @ 57°C =	600
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1826		P diseño (KPa) @ 80°C =	771
Rehervidor de Fondo	Duty (MMJ/hr) =	4593	104 703,33	Duty (MMJ/hr) =	2089
	P operación (KPa) @ 119°C =	1744		P operación (KPa) @ 110°C =	684
	P diseño Tube (KPa) @ 134°C =	1918		P diseño Tube (KPa) @ 125°C =	856
	P diseño Shell (KPa) @ 232°C =	1135		P diseño Shell (KPa) @ 232°C =	1135
Intercambiador de Fondo	Duty (MMJ/hr) =	370	48 620,22	Duty (MMJ/hr) =	496
	P diseño Tube (KPa) @ 80°C =	2046		P diseño Tube (KPa) @ 86°C =	2039
	P diseño Shell (KPa) @ 113°C =	862		P diseño Shell (KPa) @ 125°C =	1896
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	13		Surface/unit (bare tube) (m ²) =	13
Enfriador de Producto	Duty (MMJ/hr) =	63	46 789,17	Duty (MMJ/hr) =	53
	P operación (KPa) @ 49°C =	1655		P operación (KPa) @ 54°C =	655
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1826		P diseño (KPa) @ 80°C =	827
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	6		Surface/unit (bare tube) (m ²) =	6
Enfriador de fondo	No existe producto de fondo a almacenamiento			Duty (MMJ/hr) =	53
				P operación (KPa) @ 110°C =	710
				P diseño (KPa) @ 125°C =	882
				Surface/unit (bare tube) (m ²) =	6
Bomba de Reflujo	Caudal (m ³ /h)	24	79 662,59	Caudal (m ³ /h)	20
	Head (KPa) @ 47,3 °C	484		Head (KPa) @ 47,3 °C	357
	Psucción (KPa)	1642		Psucción (KPa)	642
	Potencia motor (KW)	5		Potencia motor (KW)	4
COSTO TOTAL DEPROPANIZADORA		763 421,01	COSTO TOTAL DEBUTANIZADORA		654 116,35

b) Escenario B

Unidad / Especificación	Debutanizadora		Costo (USD)
	Datos		
Columna	Número de platos	30	210 591,40
	ID - S/S (m) =	1,1684 - 22,1	
	P operación (KPa) @ 134°C =	996	
	P diseño (KPa) @ 149°C =	1167	
Condensador de Reflujo o Cooler de Tope	Duty (MMJ/hr) =	4346	206 453,28
	P operación (KPa) @ 50,3°C =	965	
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1137	
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	274	
Tanque de Reflujo	ID - S/S (m) =	1,58 - 3,048	179 519,71
	P operación (KPa) @ 50°C =	910	
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1082	
Rehervidor de Fondo	Duty (MMJ/hr) =	4260	88 371,24
	P operación (KPa) @ 134°C =	995.6	
	Pdiseño Tube (KPa) @ 134°C =	1167	
	Pdiseño Shell (KPa) @ 232°C =	1135	
Intercambiador de Fondo			
Enfriador de Producto	Duty (MMJ/hr) =	63	46 034,03
	P operación (KPa) @ 49°C =	965	
	P diseño (KPa) @ 80°C =	1137	
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	6	
Enfriador de fondo	Duty (MMJ/hr) =	865	58 124,84
	P operación (KPa) @ 126°C =	965	
	P diseño (KPa) @ 141°C =	1137	
	Surface/unit (bare tube) (m ²) =	15	
Bomba de Reflujo	Caudal (m ³ /h)	18.6	84 974,70
	Head (KPa) @ 48,6 °C	310	
	Psucción (KPa)	888	
	Potencia motor (KW)	6	
COSTO TOTAL DEBUTANIZADORA			874 069,20

Estimación de la Inversión Total

La estimación de la inversión se realizó en base a lo establecido en el libro “L’Evaluation Des Avant Projets” del Instituto Francés de Petróleo.

Se considera como gastos de inversión para poder realizar el proyecto de ampliación, independiente de la opción del sistema de fraccionamiento, lo siguiente:

Modificación de Sistema Criogénico	K US\$ 1 156,25
Incremento Compresión en INLET	K US\$ 6 844,20

Los costos de los sistemas mencionados han sido cotizados y presentados en el estudio preliminar del proyecto.

En el caso de la ampliación del sistema de fraccionamiento para el “Escenario A” y “Escenario B”, la estimación de los costos de los módulos de equipos en dichos escenarios han sido detallado anteriormente, a continuación se presenta la inversión necesaria para estos sistemas:

Costos Sistema Fraccionamiento - Escenario A	US\$ 1 417 537
Costos Sistema Fraccionamiento - Escenario B	US\$ 874 069

Se considerará en ambos casos los costos de instalación (50%) y costos de ingeniería (10%) sobre el capital inicial. Además, para el caso del Escenario B se consideró el costo de sistemas auxiliares (30%)⁵⁴ y contingencias (15%). Por tanto la inversión total en estos sistemas será:

Inversión Sistema Fraccionamiento - Escenario A	US\$ 2 268 060
Inversión Sistema Fraccionamiento - Escenario B	US\$ 1 791 841

En el caso de la ampliación del patio de tanques, se consideró lo señalado en el DS-001-94-EM “Reglamento para la comercialización de Gas Licuado de Petróleo”. Asimismo, se utilizó la cotización presentada por la empresa Trinity Industries de Mexico⁵⁵. A continuación se presenta un cuadro resumen de los costos de inversión para la ampliación del patio de tanques:

⁵⁴ Adecuación o adquisición de sistema de despacho para nuevos productos GLP / HAL

⁵⁵ Precio CFR 2009: US\$ 160000 [Bullets Capacidad 60 000 gal] y US\$ 246300 [Bullets Capacidad 85 000gal]

Escenarios	DS-001-94-EM (Cap. Requerida)	Costo (Ampl. Cap)	Estudios Adicionales
Escenario A	4 313 m ³	K US\$ 3 411,627	NO
Escenario B	4 086 m ³	K US\$ 3 232,067	SI

El motivo para considerar estudios o verificaciones adicionales en la ampliación del patio de tanques, en el caso del escenario B, es el siguiente: los tanques existentes en planta para el almacenamiento de producto butano han sido diseñados con un rating de 100 psi a 125°F; según NFPA 58, la presión de diseño para almacenar LP-Gas con presión de vapor 125 psi (a 100°F) es 156 psi.

Por tanto, inicialmente estos tanques no podrían ser usados. Sin embargo, es posible plantear una alternativa de re-rating de los tanques de butano (06 tanques de 60 000 gal. de capacidad) a 152 psi.

El costo estimado para el reemplazo de los 06 tanques de butano existentes (rating 100psi) por tanque de almacenamiento para GLP, será:

$$\text{Costo} = \text{Cantidad Tanques} * \text{Costo por tanque} * \frac{\text{Indice}_{2011}}{\text{Indice}_{2009}}$$

$$\text{Costo} = \text{KUS\$ } 1\,077,355$$

Donde:

Cantidad: 06 tanques (60 000 gal x 6 = 360 000 gal)

Costo por tanque: US\$ 160 000 (cotización Trinity Junio 2009)

CE Index (2011/2009): 585,7 / 521,9 (Chemical Engineering Magazine)

Finalmente, la inversión total para cada escenario es:

Ampliación o Modificación / Costo US\$	Escenario A	Escenario B
Sistema Compresión	6 844 200	6 844 200
Sistema Criogénico	1 156 250	1 156 250
Sistema Fraccionamiento	2 268 060	1 791 842
Almacenamiento	3 411 627	4 309 423
Inversión Total	13 680 137	14 101 715

Determinación de los Ingresos

Se considerará la estadística de recuperación de líquidos de gas natural respecto a la cantidad y a la calidad del gas natural procesado en el año 2011 para determinar los ingresos correspondientes solo a la ampliación.

Ingreso por Servicio de Secado	Gas Natural Procesado (MMSCFD)	
	60,0	35,0
Factor (MMBTU/MMSCFD)	7000	6144
MMBTU – año	5 040 000	2 580 480
Costo (US \$/MMBTU)	1,73	1,73
DOLARES - US\$/año	8 734 950	4 472 294

Ingreso por Servicio de Almacenamiento		
Capacidad Contratada (BBL)	44 500	29 140
Costo Almacenamiento (US\$/BBL)	0,78	0,78
Costo Despacho (US\$/BBL)	0,74	0,74
Ventas (BBL)	1 040 250	435 140
DOLARES - US\$/año	804 555	344 710

Ingreso por Servicio de Marketing		
Costo (US \$/BBL)	0,85	0,85
DOLARES - US\$/año	880 052	368 128

	10 419 556	5 185 133
--	-------------------	------------------

Por tanto, el ingreso total solo por la ampliación de la capacidad de procesamiento representa US\$ 5 234 423.

Determinación de los costos totales

Para determinar los costos operativos se baso en el procedimiento y consideraciones indicadas en el documento "Feature Report: How to Estimate Operating Costs", de la Chemical Engineering Magazine - July 2005.

Cálculo de los Costos Operativos y Consumos

Horas de operación al año	8 000	8 000	8 000
Requerimiento de trabajo operativo (h/cambio)	30	30	26
Rata de trabajo operativo (US\$/h) ⁵⁶	25	25	25
Costo Operativo de la operación - <i>The process operating labor cost (CL)</i>	750 000	750 000	650 000
Trabajo de Supervision (15% <i>operating labor</i>)	112 500	112 500	97 500
Trabajos de Laboratorio (15% <i>operating labor</i>)	112 500	112 500	97 500

Total Estimado por Payroll Anual- US\$	975 000	975 000	845 000
---	----------------	----------------	----------------

Costo inversión	13 680 137	14 101 715	25 000 000
<i>Thumbs Ruler</i> – Porcentaje Costo Inversión	2,1%	2,1%	2,1%
Costo Mantenimiento Actual (Año Inicial – 2004) ⁵⁷			584 499
Costo mantenimiento Anual (Por inversión - 2012)	287 283	296 136	

Total Estimado por Mantenimiento Anual – US\$	871 782	880 635	584 499
--	----------------	----------------	----------------

CONSUMOS – M³			
Total Gas Combustible mes (30 Días)	1 618,2	1 475,4	582,2
COSTOS			
Costo Mensual Estimado – US\$	176 011	160 483	63 330
Total Estimado por Consumo GC Anual – US\$	2 112 132	1 925 796	759 960

Total Costos Operativos y Consumos – US\$	3 958 914	3 781 431	2 189 459
--	------------------	------------------	------------------

Por tanto, el total de costos operativos y consumos sólo por la ampliación de la capacidad de procesamiento es:

Escenario A: US\$ 1 769 455

Escenario B: US\$ 1 591 972

⁵⁶ Costo referenciado de: Putting the guidelines to work – Feature Report: How To Estimate Operating Cost - CE Magazine.

⁵⁷ Costo Mantenimiento Actual al 2012 – considera inflación anual 1,2%

Cálculo de los Costos fijos

Total Costo Fijo = Tasa seguros + gastos generales

- Tasas y seguros = $0,02 * (I_1 + I_2)$
- Gastos generales = $0,01 * (I_1 + I_2)$

Donde:

$I_1 + I_2$: representa la inversión por equipos y servicios auxiliares. Por tanto, los costos fijos por opción de ampliación son:

Tasas Y Seguros	273 603	282 034
Gastos Generales	136 801	141 017
	410 404	423 051

Cálculo de los Costos Totales

Costos Totales = Costos Operativos + Costos Fijos

Costos Operativos	1 769 455	1 591 972
Costos Fijos	410 404	423 051
	2 179 859	2 015 023

Indicadores Económicos

Se desarrollaron los siguientes indicadores:

- Valor Actual Neto (VAN) o Valor Presente Neto (VPN)
- Tasa Interna de Retorno (TIR)
- Periodo de recuperación (PAYOUT)
- Relación Beneficio-Costo (B/C)

Tasa de Descuento

Se consideró el valor determinado por el Ministerio de Economía en el país para inversiones privadas, siendo dicho valor de 12 %.

Valor Actual Neto (VAN) o Valor Presente Neto (VPN)

Relaciona el monto de inversión inicial con el flujo de ganancias que el proyecto genere durante el tiempo estimado, en el presente caso 10 años. A fin de considerar viable el proyecto el VAN debe ser mayor a cero.

$$VAN = INV + \frac{U_1}{(1+i)^1} + \frac{U_2}{(1+i)^2} + \dots + \dots + \frac{U_{20}}{(1+i)^{20}}$$

Donde:

- INV = Inversión Inicial
- U_1 = Flujo del 1^{er} año
- U_2 = Flujo del 2^{do} año
-
- U_{20} = Flujo del 20^{avo} año
- i = Tasa de descuento

SUM = $U_1 + U_2 + \dots$ (la suma prosigue hasta conseguir cubrir la inversión)

Relación Beneficio Costo (B/C)

En la relación de beneficio/costo, se establecen por separado los valores actuales de los ingresos y los egresos, luego se divide la suma de los valores actuales de los costos e ingresos.

• Relación B/C >0.- Índice que por cada dólar de costos se obtiene mas de un dólar de beneficio.

La fórmula que se utiliza es:

$$B/C = \frac{\sum_{i=0}^n \frac{V_i}{(1+i)^n}}{\sum_{i=0}^n \frac{C_i}{(1+i)^n}}$$

Dónde:

B/C = Relación Beneficio / Costo

V_i = Valor de la producción (beneficio bruto)

C_i = Egresos ($i = 0, 2, 3, 4 \dots n$)

i = Tasa de descuento

4.2 Flujos de Caja por Escenarios

Consideraciones Generales.- A continuación se presentan las consideraciones económicas asumidas para la elaboración de los flujos de caja a ambos escenarios:

- Para la evaluación económica, los ingresos obtenidos corresponden al servicio de procesamiento de Gas Natural Asociado, almacenamiento y ventas; se consideran en su formulación la estadística e históricos de PGP respecto a calidad del gas y productos, recuperación de LGN y poder calorífico.
- Los costos o tarifas del servicio no son actuales, estos solo serán usados en modo referencial para el ejercicio económico.

- Se considera, en ambos escenarios, el costo por la ampliación del patio de tanques en 16 990 barriles. Adicionalmente, el escenario B considera la necesidad de reemplazar o adquirir una capacidad aproximada de 8 500 barriles.

- **Inversión - CAPEX**
 - Inversión requerida por los procesos (sistema de compresión, sistema criogénico, sistema de fraccionamiento)
 - Inversión requerida por los servicios auxiliares (almacenamiento)
 - Otras inversiones

- **Operación - OPEX**
 - Demanda de personal operando / supervisando
 - Costos de Mantenimiento
 - Consumo de energía eléctrica
 - Consumo de gas combustible

- En los costos de inversión no se considera los gastos de obras civiles, debido a que estos requieren de un estudio de ingeniería detalle para el desarrollo del Plot-plan.

Parámetros de la Evaluación Económica.- Las bases y parámetros que se tomaron para la construcción del modelo de la evaluación económica para todos los casos, se describen a continuación:

Inversión Inicial	US\$/año	13 680 137	14 101 715
Vida útil del proyecto	Años	10	10
Depreciación lineal	US\$/año	1 368 014	1 410 172
Inflación	%	1,2	1,2
Ingresos	US\$/año	5 123 052	5 123 052
Egresos	US\$/año	2 179 859	2 015 023
Impuesto a la Renta	% de Utilidad bruta	35	35
Tasa de Descuento	%	12	12

Detalle de los costes no incluidos en la estimación de la inversión:

Patentes

- Se considera, en ambos escenarios, el costo por la ampliación del patio de tanques en 24686 barriles. Adicionalmente, el escenario B considera la necesidad de reemplazar o adquirir una capacidad aproximada de 8 500 barriles (6 tanques horizontales existentes - capacidad 60 000 gal).

- **Inversión - CAPEX**
 - Inversión requerida por los procesos (sistema de compresión, sistema criogénico, sistema de fraccionamiento)
 - Inversión requerida por los servicios auxiliares (almacenamiento)
 - Otras inversiones

- **Operación - OPEX**
 - Demanda de personal operando / supervisando
 - Costos de Mantenimiento
 - Consumo de energía eléctrica
 - Consumo de gas combustible

- En los costos de inversión no se considera los gastos de obras civiles, debido a que estos requieren de un estudio de ingeniería detalle para el desarrollo del Plot-plan.

Parámetros de la Evaluación Económica.- Las bases y parámetros que se tomaron para la construcción del modelo de la evaluación económica para todos los casos, se describen a continuación:

	Unidades	Escenario A	Escenario B
Inversión Inicial	US\$/año	13 680 137	14 101 715
Vida útil del proyecto	Años	10	10
Depreciación lineal	US\$/año	1 368 014	1 410 172
Inflación	%	1,2	1,2
Ingresos	US\$/año	5 123 052	5 123 052
Egresos	US\$/año	2 179 859	2 015 023
Impuesto a la Renta	% de Utilidad bruta	35	35
Tasa de Descuento	%	12	12

Detalle de los costes no incluidos en la estimación de la inversión:

Patentes

Flujo de Caja Escenario A

Ingresos:		5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423
Egresos:											
Costos Operativos		1769455	1774462	1779530	1784658	1789848	1795100	1800415	1805794	1811238	1816746
Costo PAYROLL		130000	131560	133139	134736	136353	137989	139645	141321	143017	144733
Costo mantenimiento		287283	290730	294219	297750	301323	304939	308598	312301	316049	319841
Costo gas combustible		1352172	1352172	1352172	1352172	1352172	1352172	1352172	1352172	1352172	1352172
Costos Fijos		410404	410404	410404	410404	410404	410404	410404	410404	410404	410404
De depreciación		1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014
Utilidad Bruta A											
Ingreso-Egreso		1686550	1681543	1676475	1671347	1666157	1660905	1655590	1650211	1644768	1639259
Impuesto a la Renta (B) :											
30%Utilidad Bruta		505965	504463	502943	501404	499847	498272	496677	495063	493430	491778
Utilidad Neta:											
A - B =		1180585	1177080	1173533	1169943	1166310	1162634	1158913	1155148	1151337	1147481
De depreciación:		1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014	1368014
Inversión Inicial:		13680137									

Resultados Flujo Caja:

Tasa de Descuento Anual =	12%
VPN =	646 960
TIR =	13%
Pay-Out =	5 años y 5 meses

Flujo de Caja Escenario B

Ingresos:		5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423	5234423
Egresos:											
Costos Operativos		1591972	1597086	1602261	1607498	1612798	1618161	1623589	1629082	1634641	1640267
<i>Costo PAYROLL</i>		130000	131560	133139	134736	136353	137989	139645	141321	143017	144733
<i>Costo mantenimiento</i>		296136	299690	303286	306925	310608	314336	318108	321925	325788	329698
<i>Costo gas combustible</i>		1165836	1165836	1165836	1165836	1165836	1165836	1165836	1165836	1165836	1165836
Costos Fijos		423051	423051	423051	423051	423051	423051	423051	423051	423051	423051
Depreciación		1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172
Utilidad Bruta (A) :											
Ingreso-Egreso		1809228	1804114	1798939	1793702	1788402	1783039	1777611	1772118	1766559	1760933
Impuesto a la Renta (B) :											
30%Utilidad Bruta		542768	541234	539682	538111	536521	534912	533283	531635	529968	528280
Utilidad Neta:											
A - B =		1266460	1262880	1259258	1255592	1251882	1248127	1244328	1240483	1236591	1232653
Depreciación:		1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172	1410172
Inversión Inicial:	14101715										

Resultados Flujo Caja:

Tasa de Descuento Anual =	12%
VPN =	947 243
TIR =	14%
Pay-Out =	5 años y 4 meses

Resultados de la Evaluación Económica.- Los resultados de la evaluación económica se presentan en el siguiente cuadro resumen:

	Escenario A	Escenario B
CAPEX MUS\$	13,68	14,10
OPEX MUS\$/Y	1,77	1,59
INGRESOS MUS\$/Y	5,23	5,23
TIR %	13%	14%
VPN MUS\$	0,65	0,95
Beneficio /Costo	1,47	1,52

Donde:

MUS\$: Millones de dólares americanos

MUS\$ / Y: millones de dólares americanos al año

Para una mejor visualización de los resultados de este capítulo se presenta el siguiente GRAFICO IV-1, donde se muestra la distribución de los costos CAPEX, OPEX e Ingresos.

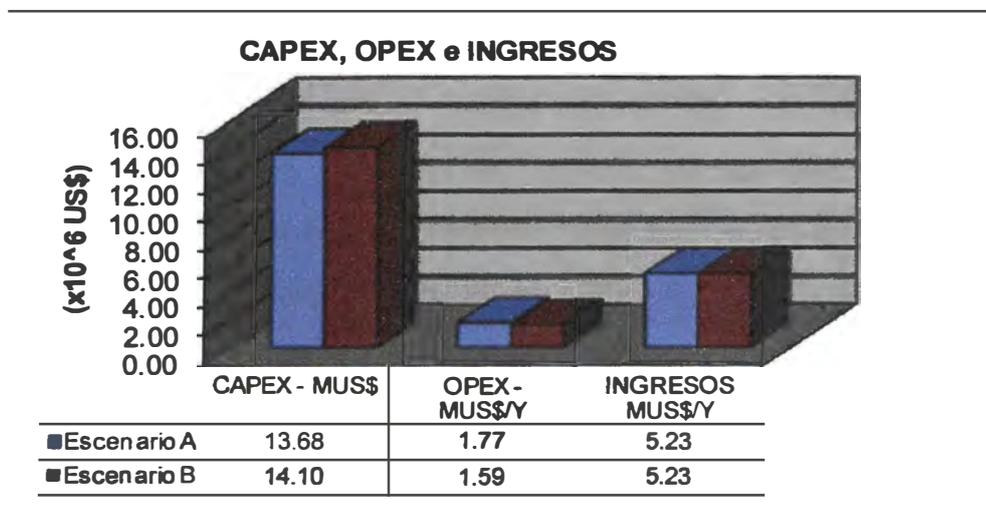


GRAFICO IV-1. Distribucion de Costos e Ingresos por Escenario

Beneficios del Proyecto.- Este proyecto presenta de manera cualitativa los siguientes beneficios para los diferentes actores económicos:

- SAVIA beneficiada por asegurar el máximo desarrollo y aprovechamiento del gas natural disponible en sus pozos productores y aquellos con buen potencial de producción.
- SAVIA satisfaciendo la demanda del mercado regional en el norte del país.

- PGP beneficiado por:

Aumentar sus utilidades en el servicio de procesamiento, almacenamiento y venta de productos, este ultimo realizado en representación de SAVIA.

Máximo aprovechamiento de la infraestructura existente, asegurando un mayor valor agregado con la inversión y una alta rentabilidad y una alta relación costo-beneficio.

Ayudar a la satisfacción de la necesidad de GLP en el mercado regional.

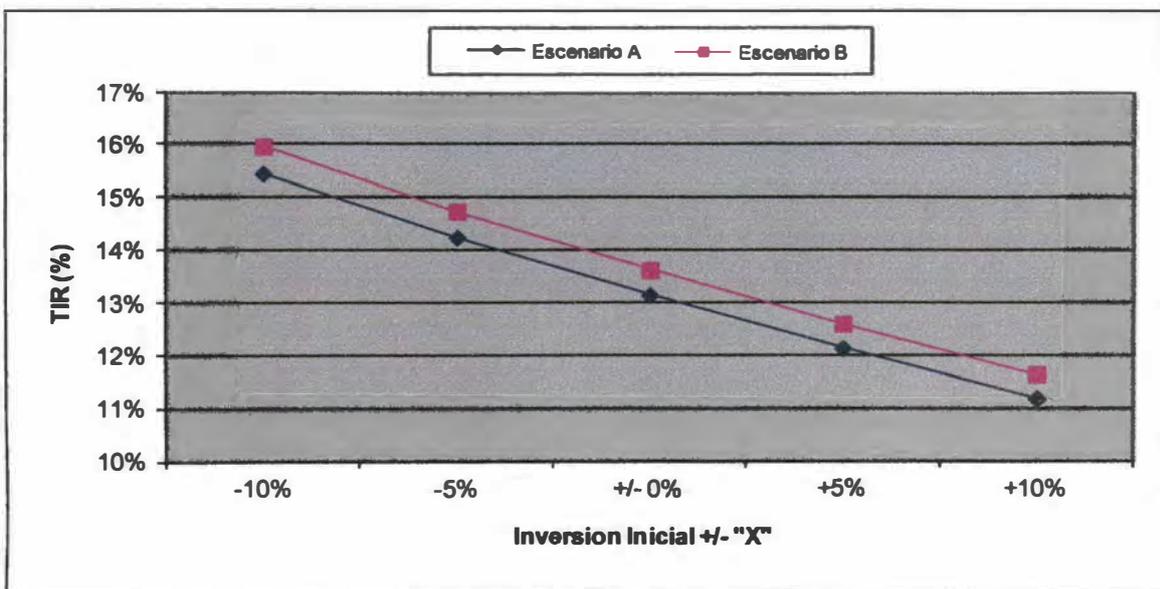
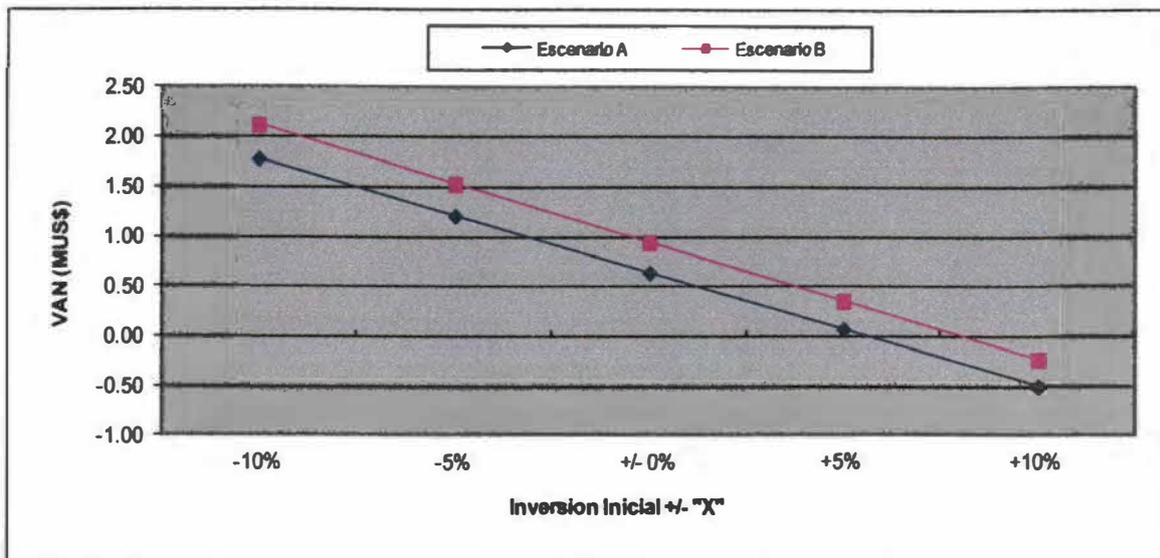
4.3 Análisis de Sensibilidad

El modelo de análisis de sensibilidad estudiado pretende determinar el grado de riesgo de cada una de las variables del proyecto. Este nivel de riesgo viene representado por el efecto que tiene una variación porcentual de la variable sobre el resultado final, es decir, sobre el VPN y el TIR. Se adjunta además con cada tabla, un gráfico que representa mejor visualmente el análisis de sensibilidad.

4.3.1 Parámetro a sensibilizar: Costo Inversión CAPEX

Se considera en este “parámetro a sensibilizar” el caso de re-certificar los actuales tanques de butano, en lugar de adquirir nuevos para ser usado como tanques de almacenamiento de GLP, lo cual reduciría la inversión en el Escenario B en aproximadamente 8%.

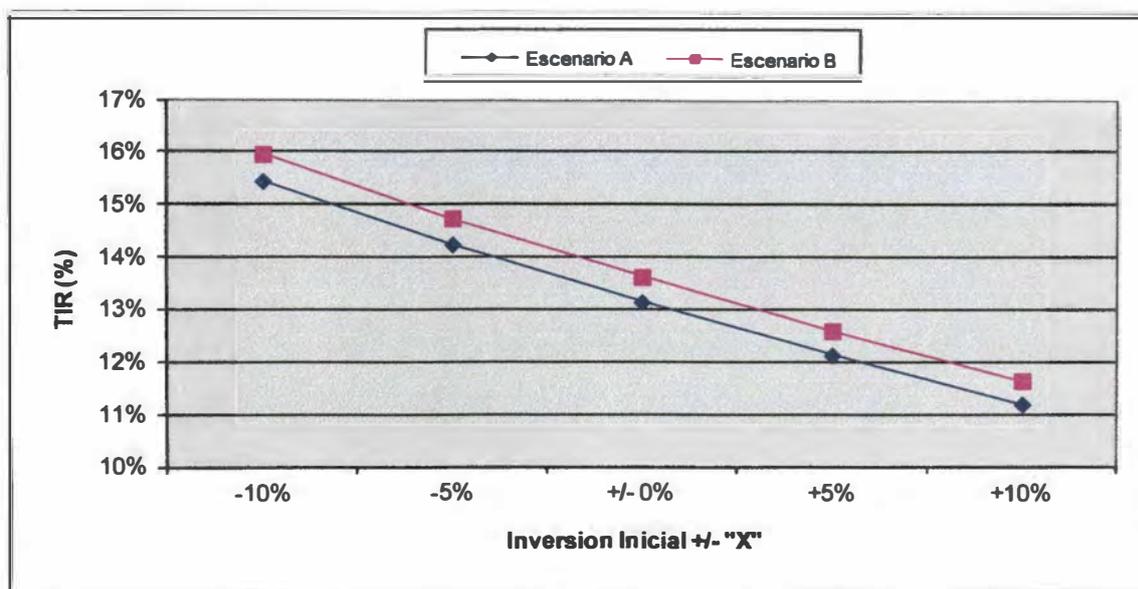
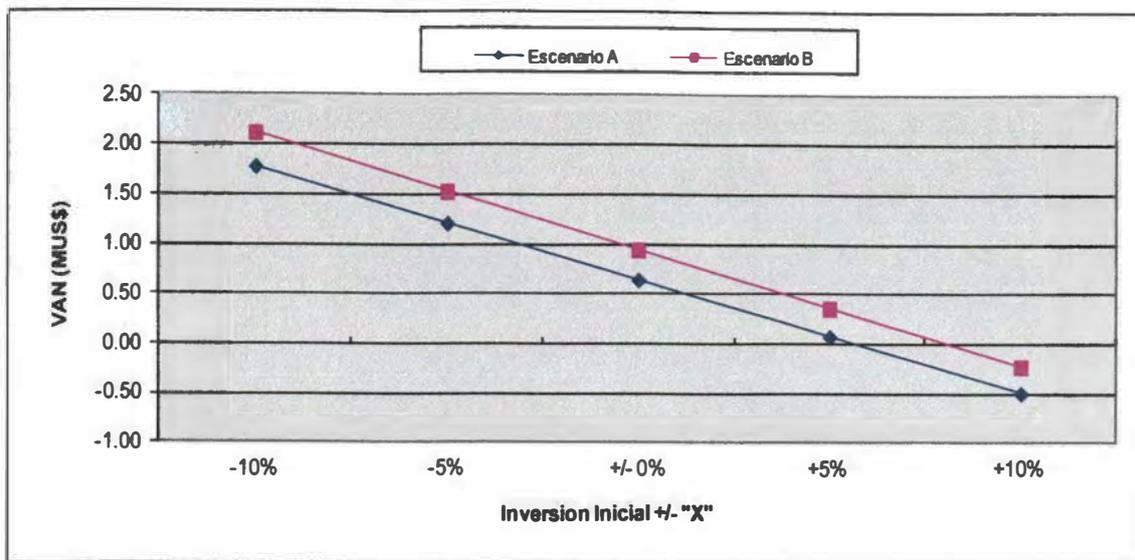
	Indicador Económico	Inversión -10%	Inversión -5%	Inversión Inicial	Inversión +5%	Inversión +10%
Escenario A	VPN (M \$)	1,78	1,22	0,65	0,08	-0,49
	TIR	15%	14%	13%	12%	11%
Escenario B	VPN (M \$)	2,12	1,53	0,95	0,36	-0,22
	TIR	16.0%	15%	14%	13%	12%



4.3.2 Parámetro a sensibilizar: Costo OPEX

Se considera en este "parámetro a sensibilizar" el caso de incrementar el número de personal a operar en planta o cambios en el servicio de mantenimiento y repuestos.

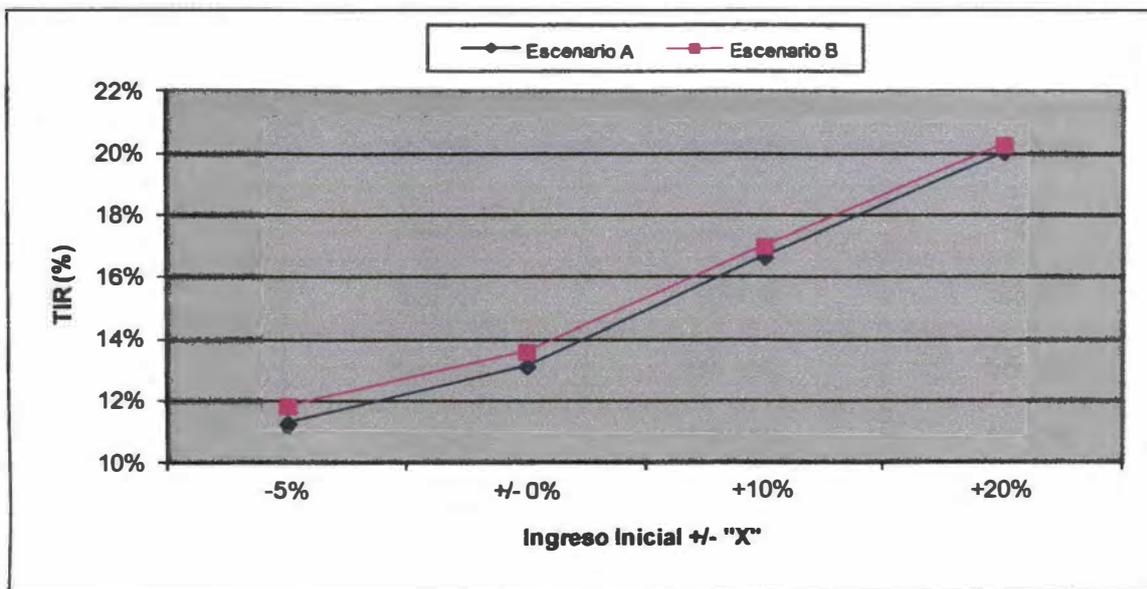
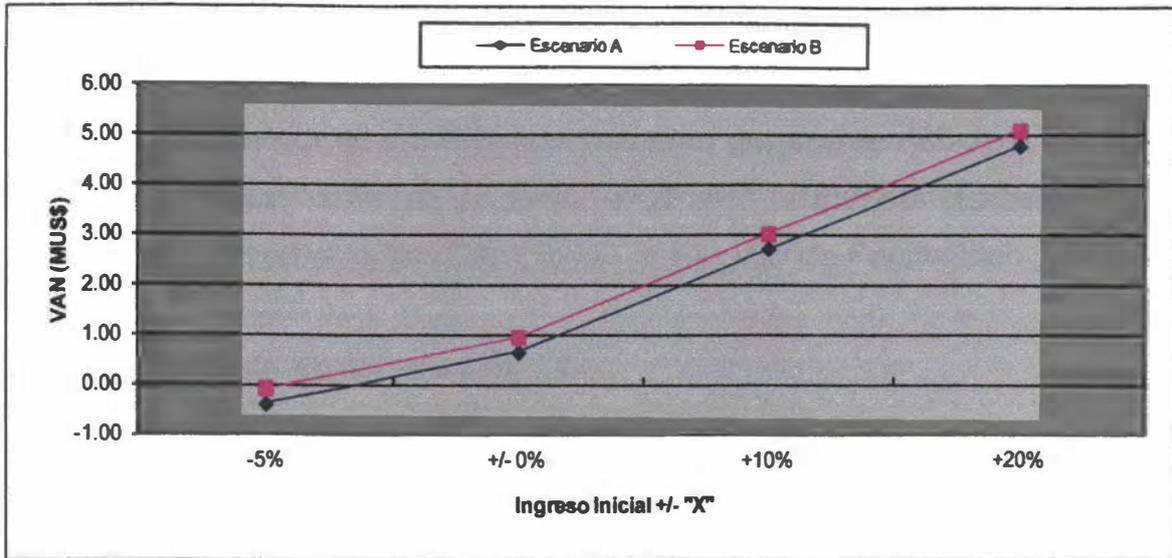
	Indicador Económico	OPEX -10%	OPEX -5%	OPEX Inicial	OPEX +5%	OPEX +10%
Escenario A	VPN (M \$)	1,35	1,00	0,65	0,29	-0,06
	TIR	14%	14%	13%	13%	12%
Escenario B	VPN (M \$)	1,58	1,27	0,95	0,63	0,31
	TIR	15%	14%	14%	13%	13%



4.3.2 Parámetro a sensibilizar: Costo OPEX

Se considera en este "parámetro a sensibilizar" el caso de incrementar el número de personal a operar en planta (costo payroll) o cambios en el servicio de mantenimiento y repuestos.

	Indicador Económico	OPEX -10%	OPEX -5%	OPEX Inicial	OPEX +5%	OPEX +10%
Escenario A	VPN (M \$)	1,35	1,00	0,65	0,29	-0,06
	TIR	14%	14%	13%	13%	12%
Escenario B	VPN (M \$)	1,58	1,27	0,95	0,63	0,31
	TIR	15%	14%	14%	13%	13%



4.4 Resultados de Estudio Económico

- La menor inversión de capital lo presenta el Escenario A (13,68 MUS\$) contra la requerida por el Escenario B (14,10 MUS\$).
- Los costo OPEX son más altos en el Escenario A (1,77 MUS\$/Y), debido al mayor número de equipos, los cuales requieren mayor consumo energético.
- Respecto a los indicadores económicos, el Escenario B presenta los resultados más altos:

VPN: 0,95 millones de dólares

TIR: 14 %

B/C: 1,52

- El Análisis de Sensibilidad, muestra en todos los casos un mejor desempeño (VPN y TIR) para el caso del Escenario B.

CAPITULO V. EVALUACION AMBIENTAL

Se determinó las emisiones de CO₂ que pudieran generarse debido a la ampliación del sistema de fraccionamiento en cada escenario propuesto (Escenario A & B), considerando los resultados del CAPITULO III Estudio de Factibilidad Técnica.

5.1 Estimación de Emisiones de CO₂

A continuación se presenta un cuadro comparativo de los resultados, en cada escenario:

Energía Eléctrica (MWh/año)	5 268	14 932	14 875
Energía Calórica (TJ/año)	52,1	157,2	121,7
Factor Emisión 1 (kgCO ₂ /MWh)	684,5	684,5	684,5
Factor Emisión 2 (kgCO ₂ /TJ)	56 100	56 100	56 100
Emisiones de CO ₂ (Ton CO ₂ /año)	6 528	19 039	17 008

Nota.- se asume factor de planta igual a 0,4 (energía eléctrica) y 8760 horas/año

5.2 Resultados

Como se muestra en el cuadro anterior el Escenario B, genera una menor cantidad de emisiones de CO₂ al ambiente, producto de la operación en la ampliación de la capacidad de procesamiento.

CAPITULO VI. CONCLUSIONES

- El proyecto de ampliación de la capacidad de procesamiento a 60 MMSCFD muestra como resultado un atractivo económico, resultando de suma importancia para el desarrollo de la industria de producción de gas natural de SAVIA. Asimismo, permitirá satisfacer la creciente demanda del GLP en el norte del país y para todos los que intervienen en la cadena productiva.
- El proyecto de ampliación de la capacidad de procesamiento a 60 MMSCFD incrementará el requerimiento eléctrico y calórico en casi tres veces el consumo actual. Sin embargo, el Escenario B permite tener un menor consumo energético, emitiendo así una menor cantidad de emisiones de CO₂.
- El Escenario B, muestra mejores resultados de sus indicadores económicos, lo cual evidencia que tanto técnica como económicamente es la opción más viable y/o recomendada a desarrollar.

CAPITULO VII. RECOMENDACIONES

- Se recomienda la evaluación y adquisición de un nuevo sistema de generación eléctrica, para reducir el riesgo de “shutdown” de la planta por fallo eléctrico o mantenimiento del mismo.
- Según los resultados del análisis técnico, se recomienda empezar con los trabajos de recertificación de las actuales columnas y tanques de almacenamiento de producto butano.
- Considerar el realizar un estudio o proyecto MDL con aprovechamiento de Bonos de Carbono por la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero en el envío de Gas Natural a planta Procesadora de Gas Pariñas SAC.

CAPITULO VIII. BIBLIOGRAFÍA

- Legislación y normativa:
 - LEY N° 27133: Ley de promoción del desarrollo de la Industria del Gas Natural
 - LEY ORGANICA DE HIDROCARBUROS N° 26221: Ley Orgánica que norma las actividades de Hidrocarburos en el territorio nacional
 - LEY N° 28176: Ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural
 - DECRETO SUPREMO N° 051-93-EM: Reglamento de Normas para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos Ley N° 26221
 - DECRETO SUPREMO N° 015-2006-EM: Reglamento para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos
 - DECRETO SUPREMO N° 001-94-EM: Reglamento para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo
 - DECRETO SUPREMO N° 045-2010-EM: Modifican el artículo 8° para la Comercialización de Gas Licuado de Petróleo, aprobado por DS N° 001-94-EM
- Campbell & Co, John M. Gas Conditioning and Processing, Volumen 2: “The Equipment Modules”, Ed. Octava.
- Gas Processors Suppliers Association (2004). Engineering Data Book – FPS Version, Volumen I&II, Ed. Doceava.
- Osinergmin, “Perú: Venta mensual de GLP realizada por los productores e importadores según departamento.” – Datos SCOP/SPIC
[<http://www.osinerg.gob.pe/osinerg/hidro/hidroNacionalGLP.htm>]
(revisado setiembre 2012)
- Chemical Engineering Magazine – CE Plant Cost Index Report 2012
[http://www.che.com/business_and_economics/]
(revisado setiembre 2012)
- U.S. Energy Information Administration, Market & Finance – Costo WTI
[<http://www.eia.gov/finance/data.cfm>]
(revisado setiembre 2012)
- Intergovernmental Panel on Climate Change, 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories, Volumen 2 – Energy

[http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/pdf/2_Volume2/V2_1_Ch1_Introduction.pdf]
(revisado setiembre 2012)

- Proyecto MDL registrado en UNFCC – Project 5721: Tacna Solar 20 TS: 20 MW Solar Photovoltaic Power Plant
[<http://cdm.unfccc.int/Projects/DB/TUEV-SUED1327590069.75/view>]
(revisado setiembre 2012)
- Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016. Ministerio de Energía y Minas

GLOSARIO

- **MMSCFD:** millones de pies cúbicos estándar por día (siglas en ingles).
- **LGN:** líquidos de gas natural.
- **GLP:** Gas licuado de Petróleo
- **HAL:** Hidrocarburo Alifático Liviano
- **BBL:** barriles
- **BPD:** barriles por día
- **GPM:** galones por minuto
- **MMBTU:** millones de BTU.
- **LP-GAS:** gas licuado de petróleo o GLP (siglas en ingles)
- **CE magazine:** Chemical Engineering magazine
- **CAPEX:** costo y/o gasto de inversión o de capital.
- **OPEX:** costos y/o gastos de operación.
- **MUS\$:** millones de dólares americanos
- **TJ/año:** Tera Joule por año
- **MWh/año:** mega watts hora por año.
- **Ton CO₂/año:** toneladas métricas de CO₂ por año.