

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE PETRÓLEO, GAS NATURAL Y
PETROQUÍMICA



“Diseño Conceptual para Aumentar la Capacidad Actual de la Planta de
Procesamiento de Gas Natural Pariñas de Graña y Montero Petrolera S.A.”

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO PETROQUÍMICO

ELABORADO POR:
GUSTAVO DANIEL KOCHI KIKUCHI
PROMOCIÓN: 2012-II

LIMA-PERÚ

2013

SUMARIO

La planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas tiene la capacidad de procesar hasta 40 MMPCSD de Gas Natural Asociado proveniente de pozos petroleros cercanos a la planta. A partir del Gas Natural Asociado se obtienen Gas Natural Seco (usado para la generación de energía eléctrica), GLP y Solvente HAS (Hidrocarburo Acíclico Saturado).

El principal propósito de esta tesis es realizar el diseño conceptual para la ampliación de la capacidad de procesamiento de la Planta de Gas Pariñas. Esto debido a que se prevé un aumento en la demanda de Gas Natural Seco para generación eléctrica en el noroeste del Perú.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA, HIPÓTESIS Y VARIABLES	1
1.1. Problemática	1
1.2. Formulación del Problema	1
1.3. Objetivos	2
1.4. Hipótesis	2
1.5. Variables	2
CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO	4
2.1. Antecedentes de la Investigación	4
2.2. Breve Descripción de los Procesos de la Planta	4
2.3. Breve Descripción de los Procesos Auxiliares de la Planta	7
CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN	9
CAPÍTULO 4: ESTUDIO DE MERCADO	11
CAPÍTULO 5: DESARROLLO DEL MODELO	21
5.1. Modelo de la Simulación	21
5.2. Diseño de Torres de Absorción y Fraccionamiento	27
5.3. Diseño de Intercambiadores de Calor	28
5.4. Diseño de Separadores Verticales	28
5.5. Diseño de Separadores Trifásicos	30
5.6. Diseño de Aero-Enfriadores	34
5.7. Diseño de Hornos	38
5.8. Diseño de Tanques Acumuladores	46
5.9. Diseño de Tuberías	47
5.10. Costo por Equipos	47
CAPÍTULO 6: ANÁLISIS DE RESULTADOS	61
6.1. Resultados de la Simulación	61
6.2. Equipos del Área de Procesos	62

6.3.	Sistema de Refrigeración	70
6.4.	Sistema de Regeneración de Glicol	71
6.5.	Sistema de Fluido Térmico	73
6.6.	Tanques Acumuladores	74
CAPÍTULO 7: EVALUACIÓN ECONÓMICA		76
CAPÍTULO 8: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES		98
CAPÍTULO 9: GLOSARIO		101
CAPÍTULO 10: BIBLIOGRAFÍA		102
CAPÍTULO 11: ANEXOS		105
Anexo 1 - Balance de Materia de la Ampliación		106
Anexo 2 - Diagramas de Flujo de Proceso (PFD)		112
Anexo 3 - Hojas de Datos de las Torres de Absorción y Fraccionamiento		118
Anexo 4 - Hojas de Datos de los Intercambiadores de Calor		139
Anexo 5 - Plano de Disposición de los Equipos		149
Anexo 6 – Lista de Tuberías		156

ÍNDICE DE CUADROS

CUADRO N° 2.1 COMPONENTES DEL GNA.	4
CUADRO N° 4.1 RESERVAS DE GAS NATURAL (MMPC) EN LA COSTA NORTE.	11
CUADRO N° 4.2 CONSUMO DE GAS NATURAL EN MMPC	12
CUADRO N° 4.3 PRODUCCIÓN DE GLP EN MILES DE BARRILES	13
CUADRO N° 4.4 PRODUCCIÓN DE NUEVAS UNIDADES DE PROCESAMIENTO	14
CUADRO N° 4.5 PRODUCCIÓN DE HAS EN MILES DE BARRILES.	14
CUADRO N° 4.6 PRODUCCIÓN DE NUEVAS UNIDADES DE PROCESAMIENTO	15
CUADRO N° 4.7 VENTAS DE GLP DE PRODUCTORES E IMPORTADORES (MILES DE BARRILES)	15
CUADRO N° 4.8 PROYECCIÓN DE POBLACIÓN POR DEPARTAMENTOS	16
CUADRO N° 4.9 CONSUMO PER CÁPITA DE GLP	17
CUADRO N° 5.1 COMPOSICIÓN DEL GAS DE ENTRADA A LA PLANTA	21
CUADRO N° 5.2: COMPOSICIÓN FLUIDO REFRIGERANTE	25
CUADRO N° 5.3 RELACIÓN DE ÁREAS DE FASE ACUOSA/TOTAL	32
CUADRO N° 5.4: RELACIONES DE ÁREAS	34
CUADRO N° 5.5: FACTOR DE CORRECCIÓN POR VISCOSIDAD	36
CUADRO N° 6.1: COMPOSICIÓN GAS RESIDUAL	61
CUADRO N° 6.2: COMPOSICIÓN GLP	61
CUADRO N° 6.3: COMPOSICIÓN SOLVENTE HAS	62
CUADRO N° 6.4 EVALUACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	64
CUADRO N° 6.5 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	65
CUADRO N° 6.6 EVALUACIÓN DE AERO-ENFRIADORES	65
CUADRO N° 6.7 DISEÑO DE AERO-ENFRIADORES	66
CUADRO N° 6.8 EVALUACIÓN DE SEPARADORES	

VERTICALES	66
CUADRO N° 6.9 DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES	67
CUADRO N° 6.10 EVALUACIÓN DE SEPARADORES TRIFÁSICOS	67
CUADRO N° 6.11 DISEÑO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS	68
CUADRO N° 6.12 EVALUACIÓN DE BOMBAS	69
CUADRO N° 6.13 ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS	69
CUADRO N° 6.14 ESPECIFICACIONES DEL COMPRESOR	70
CUADRO N° 6.15 EVALUACIÓN DE AERO-ENFRIADORES DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN	70
CUADRO N° 6.16 DISEÑO DE AERO-ENFRIADORES	71
CUADRO N° 6.17 EVALUACIÓN DE SEPARADOR	71
CUADRO N° 6.18 DISEÑO DE SEPARADOR	71
CUADRO N° 6.19 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE GLICOL	72
CUADRO N° 6.20 DISEÑO INTERCAMBIADOR MEG/MEG	72
CUADRO N° 6.21 DISEÑO DE HAZ DE TUBOS	72
CUADRO N° 6.22 ESPECIFICACIÓN DE BOMBA	73
CUADRO N° 6.23 EVALUACIÓN HORNO	73
CUADRO N° 6.24 DISEÑO HORNO	74
CUADRO N° 6.25 EVALUACIÓN BOMBA	74
CUADRO N° 6.26 DISEÑO BOMBA	74
CUADRO N° 6.27 DISEÑO DE TANQUES ACUMULADORES	75
CUADRO N° 7.1 COSTO DE SEPARADORES	76
CUADRO N° 7.2 COSTO DE TORRES	77
CUADRO N° 7.3 COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	77
CUADRO N° 7.4 COSTO DE AERO-ENFRIADORES	78
CUADRO N° 7.5 COSTO DE BOMBAS	78
CUADRO N° 7.6 COSTO DE BOMBAS CON REPUESTO	79
CUADRO N° 7.7 COSTO DEL COMPRESOR	79
CUADRO N° 7.8 COSTO DEL HORNO	79
CUADRO N° 7.9 INVERSIÓN DE AUXILIARES A ISBL	80
CUADRO N° 7.10 INVERSIÓN DE MATERIALES	80
CUADRO N° 7.11 INVERSIÓN DE CONSTRUCCIÓN Y	

MONTAJE DE ISBL	81
CUADRO N° 7.12 INVERSIÓN DE CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE DE OSBL	81
CUADRO N° 7.13 INVERSIÓN TOTAL	82
CUADRO N° 7.14 COSTO DE OPERACIÓN – CASO BASE	83
CUADRO N° 7.15 COSTO DE MANTENIMIENTO – CASO BASE	84
CUADRO N° 7.16 INGRESOS – CASO BASE	84
CUADRO N° 7.17 FLUJO DE CAJA – CASO BASE	85
CUADRO N° 7.18 VAN – CASO BASE	86
CUADRO N° 7.19 COSTO DE OPERACIÓN – CASO 1	88
CUADRO N° 7.20 INGRESOS – CASO 1	89
CUADRO N° 7.21 FLUJO DE CAJA (CARGA DE 15 MMPCSD) – CASO 1	90
CUADRO N° 7.22 VAN – CASO 1	91
CUADRO N° 7.23 COSTO DE OPERACIÓN – CASO 2	93
CUADRO N° 7.24 INGRESOS - CASO 2	94
CUADRO N° 7.25 FLUJO DE CAJA (CARGA DE 10 MMPCSD) - CASO 2	95
CUADRO N° 7.26 VAN - CASO 2	96
CUADRO N° 11.1 ESPACIAMIENTO ENTRE EQUIPOS (EN METROS)	151
CUADRO N° 11.2 ESPACIAMIENTO ENTRE EQUIPOS (EN METROS) SEGÚN GE GAP	152
CUADRO N° 11.3 RESUMEN DE ESPACIAMIENTOS RECOMENDADOS	153
CUADRO N° 11.4 ESPACIAMIENTO DE EQUIPOS SEGÚN DISPOSICIÓN DE EQUIPOS PLANTEADA	153
CUADRO N° 11.5 LISTA DE TUBERÍAS PARA EL ÁREA DE PROCESOS	157
CUADRO N° 11.6 LISTA DE TUBERÍAS PARA EL SISTEMA DE FLUIDO TÉRMICO	158
CUADRO N° 11.7 LISTA DE TUBERÍAS PARA EL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN	158
CUADRO N° 11.8 LISTA DE TUBERÍAS PARA EL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE GLICOL	159

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2-1 Proceso de Absorción Refrigerada	6
Figura 2-2: Sistema de Refrigeración	7
Figura 2-3: Sistema de Regeneración de Glicol	8
Figura 2-4: Sistema de Fluido Térmico	8
Figura 3-1: Diagrama de Flujo de Metodología	10
Figura 4-1: Reservas de Gas Natural Asociado en la Costa Norte del Perú	12
Figura 4-2: Producción de GLP en la Costa Norte del Perú	13
Figura 4-3: Producción de Solventes HAS y HAL	14
Figura 4-4: Ventas de GLP de Productores e Importadores en la Costa Norte del Perú	16
Figura 4-5: Proyección de Ventas de GLP	17
Figura 4-6: Producción Proyectada vs. Proyección de Ventas	18
Figura 4-7: Producción de Pinturas	19
Figura 4-8: Contenido de Solvente en Pinturas	19
Figura 4-9: Demanda vs Oferta de HAS	20
Figura 5-1: Desarrollo de la Simulación del Área de Procesos en HYSYS	23
Figura 5-2: Desarrollo de la Simulación del Área de Procesos en HYSYS	24
Figura 5-3: Simulación del Área de Procesos en HYSYS	25
Figura 5-4: Simulación del Sistema de Refrigeración en HYSYS	26
Figura 5-5: Simulación del Sistema de Regeneración de Glicol	26
Figura 5-6: Simulación del Sistema de Fluido Térmico en HYSYS	27
Figura 5-7: Factor J	36
Figura 5-8: Coeficiente de Película para el Aire	37
Figura 5-9: Relación entre el Flujo de Gases de Combustión por Calor Liberado	39
Figura 5-10: Parámetro R_2	40
Figura 5-11: Temperatura de Salida del Gas de Combustión	42
Figura 5-12: Coeficiente de Convección	43

Figura 5-13: Costo de Compra de Separadores	48
Figura 5-14: Factor de Presión y Factor de Material de Separadores	48
Figura 5-15: Factor de Módulo Simple para Separadores	49
Figura 5-16: Costo de Compra de cada Plato de las Torres	50
Figura 5-17: Costo de Compra de Intercambiadores de Calor	51
Figura 5-18: Factor de Presión para Intercambiadores de Calor	52
Figura 5-19: Factor de Módulo Simple para Intercambiadores de Calor	52
Figura 5-20: Costo de Compra de Aero-Enfriadores	53
Figura 5-21: Factor de Presión de Aero-Enfriadores	54
Figura 5-22: Factor de Módulo Simple de Aero-Enfriadores	55
Figura 5-23: Costo de Compra de Bombas	56
Figura 5-24: Factor de Presión de Bombas	56
Figura 5-25: Factor de Módulo Simple de Bombas	57
Figura 5-26: Costo de Compra y Factor de Módulo Simple de Compresores	58
Figura 5-27: Costo de Compra y Factor de Módulo Simple de Motores de Compresores	59
Figura 5-28: Costo de Compra de Hornos	60
Figura 6-1: Nuevo Haz de Tubos de Intercambiador MEG/MEG	72
Figura 7-1: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso Base	87
Figura 7-2: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso Base	87
Figura 7-3: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso 1	92
Figura 7-4: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso 1	92
Figura 7-5: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso 2	97
Figura 7-6: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso 2	97

CAPÍTULO 1: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA, HIPÓTESIS Y VARIABLES

1.1. Problemática

La empresa de generación eléctrica que consume el Gas Natural Seco producido en la Planta de Procesamiento de Gas Pariñas va ampliar su capacidad de generación eléctrica, mediante la implementación de un turbina de gas, por lo que se ha establecido que también aumente su consumo de Gas Natural Seco, por lo que la Planta de Procesamiento de Gas también debe aumentar su capacidad de procesamiento para poder abastecer la demanda de esta empresa.

Tanto la planta de Procesamiento de Gas como la planta de generación eléctrica se encuentran ubicadas en la zona noroeste del país, Región Piura, provincia de Talara.

1.2. Formulación del Problema

¿Será posible ampliar la capacidad de procesamiento de la Planta de Procesamiento de Gas Pariñas de Graña y Montero Petrolera S.A. (GMP)?

¿Qué equipos nuevos tendrán que instalarse y qué equipos existentes tendrán que ser modificados para poder ampliar la capacidad de procesamiento de la planta?

¿La ampliación de la planta será rentable?

¿Se podrá abastecer de Gas Natural Asociado a la planta si se amplía su capacidad?

1.3. Objetivos

Objetivo General:

- Realizar el Diseño Conceptual para poder ampliar la capacidad de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas de forma óptima y sirva de punto de partida para la Ingeniería Básica y a la Ingeniería de Detalle del Proyecto.

Objetivos Específicos:

- Desarrollar una Simulación de los procesos necesarios para la ampliación de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas.
- Hacer un análisis de los equipos nuevos necesarios y el incremento de la capacidad de los equipos actuales para poder realizar una ampliación en la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas.
- Determinar las dimensiones de los equipos necesarios para la ampliación.
- Realizar un análisis económico de la ampliación de la planta.

1.4. Hipótesis General

Es factible aumentar la capacidad de procesamiento de la Planta de Gas Pariñas de forma económicamente viable, usando como materia prima la producción de Gas Natural Asociado de los pozos cercanos a la planta.

1.5. Variables

Las principales variables para realizar el diseño conceptual para la ampliación de la Planta de Procesamiento de Gas Pariñas, son:

Variables Independientes:

- Flujo Volumétrico de Gas Natural Asociado de Alimentación a la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas.
- Las condiciones de alimentación a la planta (presión y temperatura).
- Las variables de Operación de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas (presión, temperatura, caudales, etc.).

Variables Dependientes:

- Producción de Gas Natural Seco, GLP y HAS.

Estas variables se determinarán usando la simulación de los procesos necesarios para la ampliación.

- Dimensiones de los Equipos necesarios para la Ampliación.

Estas variables se determinarán usando las condiciones de operación de los procesos y propiedades físico-químicas obtenidas de la simulación, usando correlaciones o software de ingeniería, dependiendo del caso.

- Costo de los equipos.

Se determinará el costo de los equipos en base a sus dimensiones, a su área superficial, potencia (en el caso de bombas y compresores), etc.

CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes de la Investigación

En julio de 2011, Graña y Montero Petrolera S.A. (GMP) realizó un informe titulado “Informe para Desarrollo de Análisis de Prefactibilidad de la Ampliación de Capacidad de Procesamiento de Gas en las Plantas de GMP”, en el cuál se realizó un análisis acerca de los posibles escenarios que se tendría en el futuro, en cuanto al consumo de Gas Natural Seco. En este trabajo se planteó la posibilidad de ampliar la capacidad de la planta en 20 MMPCSD, con lo cual la capacidad de la planta podría alcanzar hasta 60 MMPCSD.

2.2. Breve Descripción de los Procesos de la Planta

La Planta de Procesamiento de Gas Pariñas fue diseñada para producir GLP, solvente HAS y Gas Natural Seco, a partir de Gas Natural Asociado (GNA) proveniente de pozos petroleros cercanos a la planta. En el cuadro 2.1 se muestran los compuestos que contiene:

CUADRO N° 2.1 COMPONENTES DEL GNA.

Compuestos		
Dióxido de Carbono	2,4-Dimetil Pentano	2,2,3-Trimetilpentano
Oxígeno	2,2,3-Trimetilbutano	Ctc-1,2,4-Trimetilciclopentano
Nitrógeno	Benceno	Ctc-1,2,3-Trimetilciclopentano
Metano	3,3-Dimetilpentano	Tolueno
Etano	Ciclohexano	2,3-Dimetilhexano
Propano	2-Metilhexano	2-Metilheptano
Isobutano	2,3-Dimetilpentano	4-Metilheptano
N-Butano	1,1-Dimetilciclopentano	3-Metilheptano
Isopentano	3-Metilhexano	3-Etilhexano
n-Pentano	Cis-1,3-Dimetilciclopentano	Trans-1,4-Dimetilciclohexano
2,2-Dimetilbutano	Trans-1,3-Dimetilciclopentano	Cct-1,2,4-Trimetilciclopentano
2,3-Dimetilbutano	Trans-1,2-Dimetilciclopentano	1-Metil-1-Etilciclopentano
2-Metilpentano	3-Etil-pentano	N-Octano
3-Metilpentano	N-Heptano	Isopropilciclopentano
N-Hexano	Metilciclohexano	Cis-1,2-Dimetilciclohexano
2,2-Dimetilpentano	2,2-Dimetilhexano	Etilciclopentano
Metilciclopentano	Agua	-

Fuente: GMP

Una vez que el Gas Natural Asociado ingresa a la planta, es enfriado en Intercambiadores de Calor Gas/Gas, usando el Gas Natural Seco que se produce en la planta. Luego se enfría más el GNA mediante “Chillers” (enfriadores) que usan propano como fluido refrigerante.

Para evitar la formación de hidratos, se inyecta glicol al gas al ingreso de cada intercambiador de calor y de cada chiller.

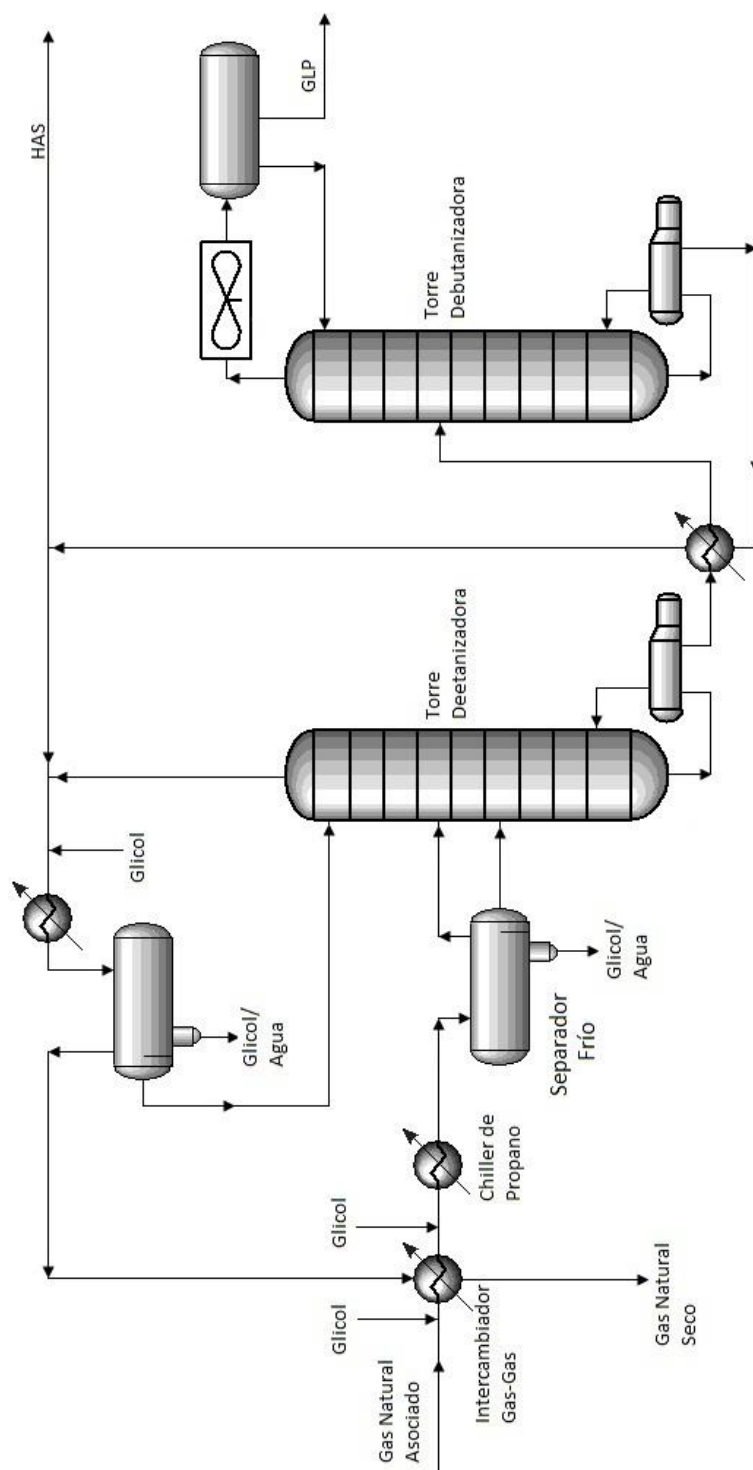
El gas proveniente de los “Chillers” ingresa a un separador trifásico denominado Separador Frío, el cual es un separador de 3 fases, donde se separan la fase vapor, los hidrocarburos condensados y la fase acuosa que contiene el glicol. La fase vapor es enviada como carga a la Torre Deetanizadora (ver figura 2-1), los hidrocarburos condensados también son enviados a la torre mediante una bomba, ingresando en platos distintos, mientras que la fase acuosa es enviada al Sistema de Regeneración de Glicol. Por el tope de la torre se obtiene el Gas Natural Seco, el cual se mezcla con el solvente HAS obtenido de la Torre Debutanizadora e ingresa a los Condensadores, los cuales también utilizan propano como fluido refrigerante y al igual que con los otros intercambiadores se utiliza glicol para evitar la formación de hidratos.

La corriente que sale de los Condensadores ingresa al Acumulador de Reflujo de la Torre Deetanizadora, donde se separan una vez más la fase gaseosa, los condensados y la fase acuosa; y se obtiene el Gas Natural Seco, el cual es enviado a los intercambiadores gas/gas y luego hacia una planta termo-eléctrica para la generación de electricidad. Los condensados provenientes del acumulador ingresan a la torre como reflujo.

Los líquidos que se obtienen por el fondo de la Torre Deetanizadora son enviados a la Torre Debutanizadora, la carga es calentada utilizando los productos del fondo de la misma torre en un Intercambiador de Calor. Por el tope de la torre se obtiene el GLP y por el fondo solvente HAS, luego la corriente de solvente HAS es dividida en dos, una se mezcla con el tope de la Torre Deetanizadora y la otra se va a almacenamiento.

El diagrama resumido del proceso es el siguiente:

Figura 2-1: Proceso de Absorción Refrigerada



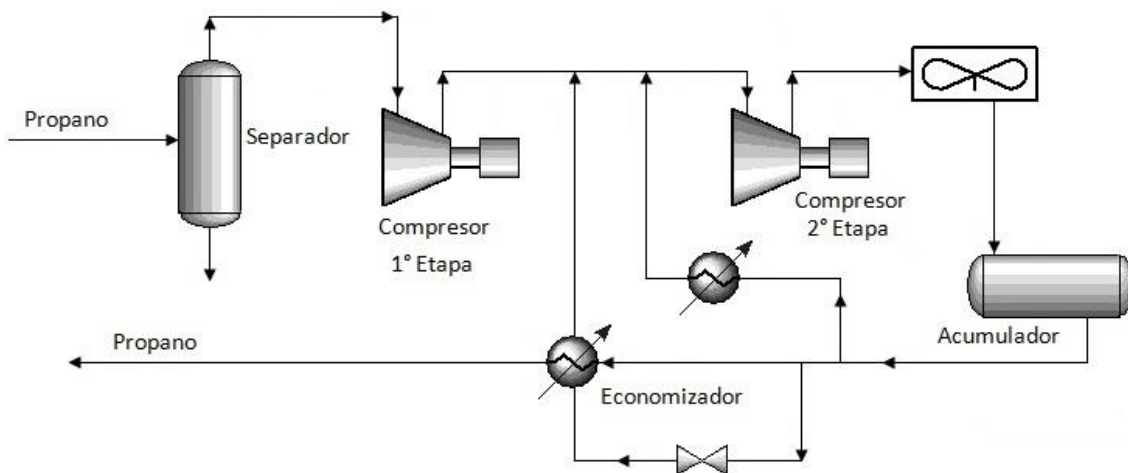
Fuente: Elaboración Propia

2.3. Breve Descripción de los Procesos Auxiliares de la Planta

2.3.1. Sistema de Refrigeración

La función del sistema de refrigeración es la de proveer el fluido refrigerante (propano) al sistema, principalmente a los chillers de propano y a los condensadores de la torre deetanizadora. El Sistema de Refrigeración utiliza un compresor de 2 etapas que comprime el propano proveniente de los intercambiadores de la planta, el cual luego es enfriado mediante el uso de una válvula de expansión para alcanzar la temperatura necesaria para enfriar los “chillers” de propano y los condensadores de la torre deetanizadora. En la figura 2-2 se observa el diagrama resumido del proceso:

Figura 2-2: Sistema de Refrigeración



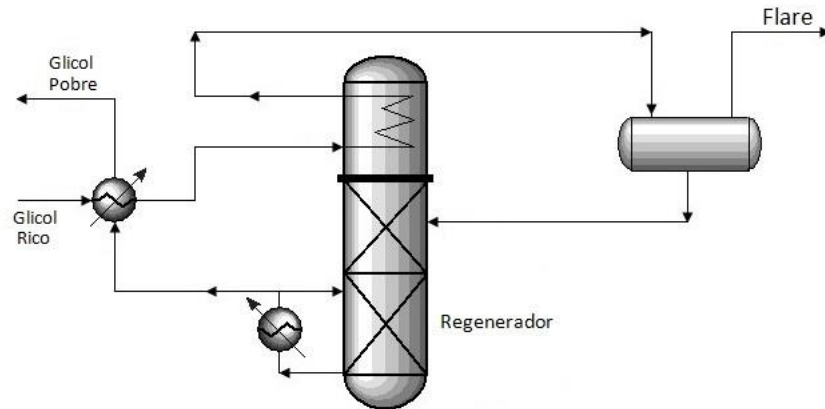
Fuente: Elaboración Propia

2.3.2. Sistema de Regeneración de Glicol

La función del sistema de regeneración de glicol (ver fig. 2-3) es el de eliminar la humedad absorbida por el glicol rico en los chillers de propano y condensadores de la torre deetanizadora. El glicol rico proveniente del separador frío y del acumulador de reflujo de la torre deetanizadora ingresa a un intercambiador de calor donde es calentado con el glicol pobre que sale del regenerador, luego el glicol rico se vuelve a calentar usando el condensador de reflujo del regenerador de glicol. Los vapores de hidrocarburo que se forman por este calentamiento son enviados al sistema de antorcha, el glicol calentado ingresa al regenerador de glicol, el cual es una torre empacada. Por el fondo del regenerador se obtiene el glicol regenerado, el cual es enfriado con el glicol rico que

ingresa al sistema de regeneración y es inyectado nuevamente a los chillers de propano y condensadores de la torre deetanizadora.

Figura 2-3: Sistema de Regeneración de Glicol

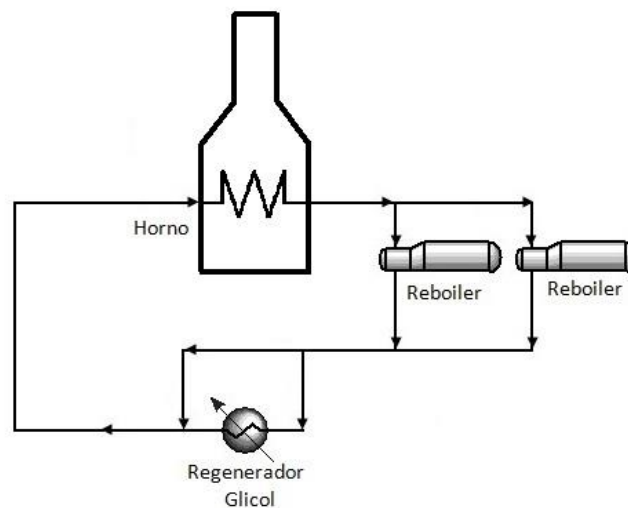


Fuente: Elaboración Propia

2.3.3. Sistema de Fluido Térmico

El fluido térmico usado en la planta es el Therminol 55, el cual es calentado y utilizado para los reboilers de la torre deetanizadora y de la torres debutanizadora, luego parte del fluido térmico que sale de los reboilers de las torres es usado en el reboiler del regenerador de glicol. Después de esto, el fluido térmico es bombeado hacia el horno, en donde es calentado.

Figura 2-4: Sistema de Fluido Térmico



Fuente: Elaboración Propia

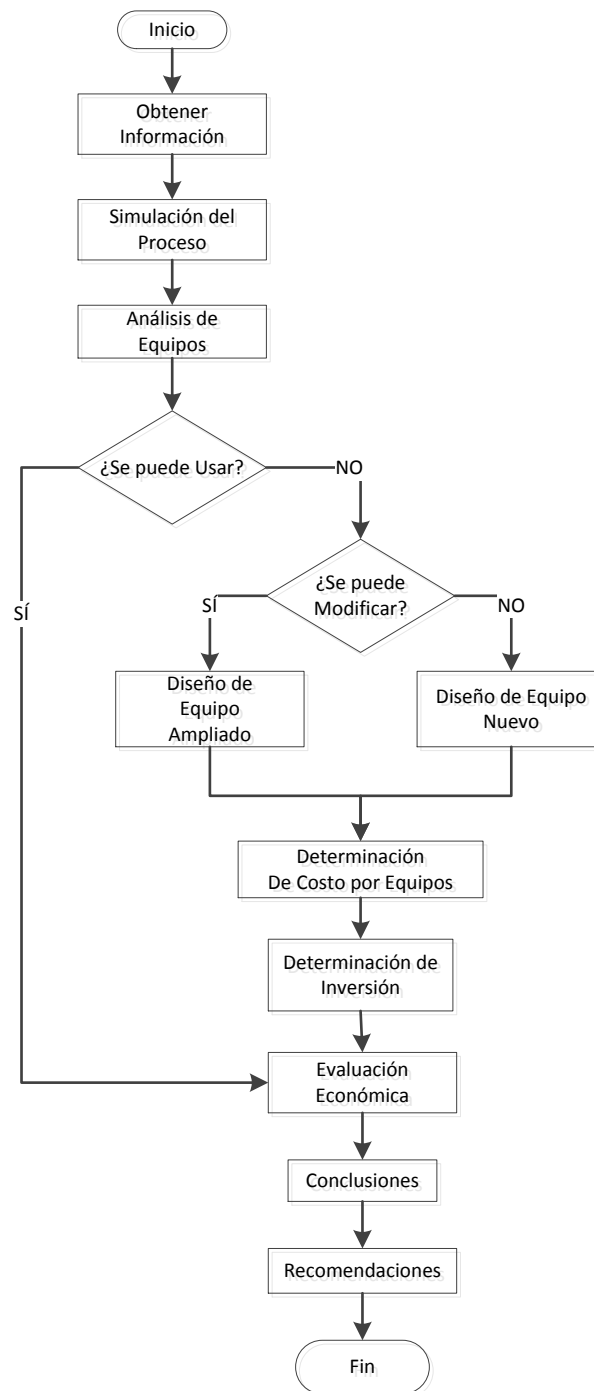
CAPÍTULO 3: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

Para realizar el diseño conceptual para ampliar la capacidad de procesamiento de la Planta de Gas Pariñas de Graña y Montero S.A., se siguió la siguiente metodología de investigación:

1. En base a los datos de diseño y a las variables de operación del proceso de la planta registrados en el año 2012, se simula los procesos necesarios para realizar la ampliación de la capacidad de la planta, incluyendo los procesos auxiliares de fluido térmico, sistema de refrigeración y el sistema de regeneración de glicol.
2. Se evalúa la capacidad de los equipos, utilizando la información obtenida de la simulación y la información de los “data sheet” de los equipos. Y se determina si es necesario instalar un equipo nuevo o si se puede ampliar el equipo existente.
3. Con los datos obtenidos del simulador, se realiza el diseño conceptual de los equipos necesarios para la ampliación en el área de procesos, en el sistema de refrigeración, sistema de regeneración de glicol y sistema de fluido térmico. Usando software de simulación de procesos y de diseño y métodos de diseño de equipos extraídos del Data Book del GPSA (Gas Processors Suppliers Association) y otras bibliografías mencionadas en Capítulo 5: Desarrollo del Modelo.
4. Una vez que se tienen las dimensiones de los equipos, se procede a determinar el costo por equipos, en base al libro “Procesos de Ingeniería Química” Gael Ulrich.
5. En base al costo por equipos y el estudio de inversión de la planta, se calcula la inversión necesaria para la ampliación.
6. En base a la información de la planta registrada en el año 2012, se determina el costo de operación de los procesos nuevos. Además de estimarse el costo de mantenimiento en base al costo por equipos y los ingresos en base a la producción que se obtiene de la simulación.
7. Finalmente, con esta información se realiza la evaluación económica del proyecto, determinándose el valor actual neto y la tasa interna de retorno.

En el siguiente diagrama de flujo se muestra la metodología de la investigación usada:

Figura 3-1: Diagrama de Flujo de Metodología



Fuente: Elaboración Propia

CAPÍTULO 4: ESTUDIO DE MERCADO

El objetivo de ampliar la capacidad de procesamiento de la Planta de Gas de Pariñas es poder cubrir la demanda de Gas Natural Seco para generación eléctrica, para lo cual está proyectado que se debe ampliar la capacidad de procesamiento de la planta desde 40 MMPCSD hasta 60 MMPCSD (incremento de 20 MMPCSD).

Disponibilidad de Materia Prima

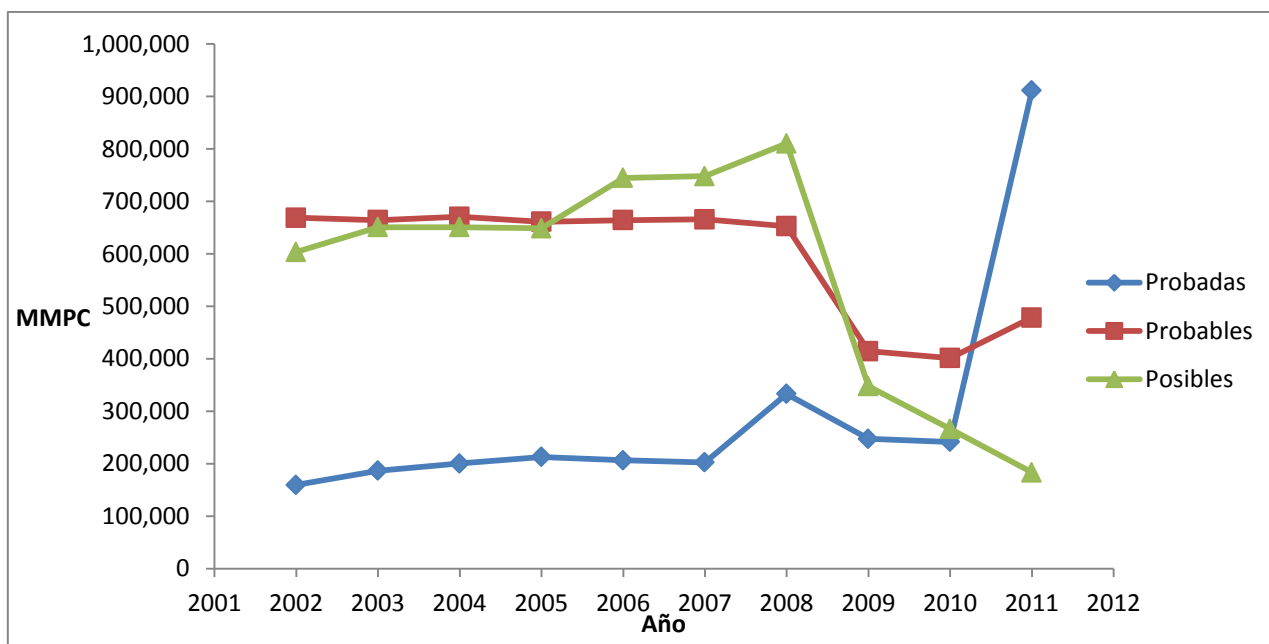
La planta procesa el Gas Natural Asociado que proviene de los pozos petroleros cercanos a ella, por lo que para estudiar la disponibilidad de materia prima, sólo se considera los pozos de la zona Costa Norte del país. Las reservas de Gas Natural en la Costa Norte del país son las siguientes:

CUADRO N° 4.1 RESERVAS DE GAS NATURAL (MMPC) EN LA COSTA NORTE.

Año \ Tipo de Reserva	Probadas	Probables	Posibles
2002	159 720	668 920	603 600
2003	186 817	664 440	650 922
2004	200 308	670 670	650 772
2005	212 960	661 340	648 690
2006	206 545	664 434	744 799
2007	202 694	665 752	748 314
2008	333 000	652 600	810 360
2009	247 300	414 600	347 900
2010	241 700	401 300	266 400
2011	911 620	478 590	183 380

Fuente: Reservas de Gas Natural: Anuario 2011, Capítulo III, Minem (8)

Figura 4-1: Reservas de Gas Natural Asociado en la Costa Norte del Perú



Fuente: Reservas de Gas Natural: Anuario 2011, Capítulo III, Minem (8)

El consumo de Gas Natural Asociado de la zona está dado por la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas de GMP S.A. y por la Procesadora de Gas Pariñas, en el siguiente cuadro se muestra el consumo de Gas Natural Asociado en la zona, considerando la ampliación:

CUADRO N° 4.2 CONSUMO DE GAS NATURAL EN MMPC.

Empresa	Consumo (MMPCSD)
Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas de GMP S.A.	44
Procesadora de Gas Pariñas S.A.C	50
Ampliación de Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas de GMP S.A.	20
Total	114

Fuente: Osinergmin: Listado Base de Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos Registradas al 15 Mayo del 2012 (10), GMP

En base a las Reservas Probadas del año 2011 y al Consumo Total de Gas Natural Asociado de la Zona se calcula que las reservas durarían 21.9 años más.

Oferta

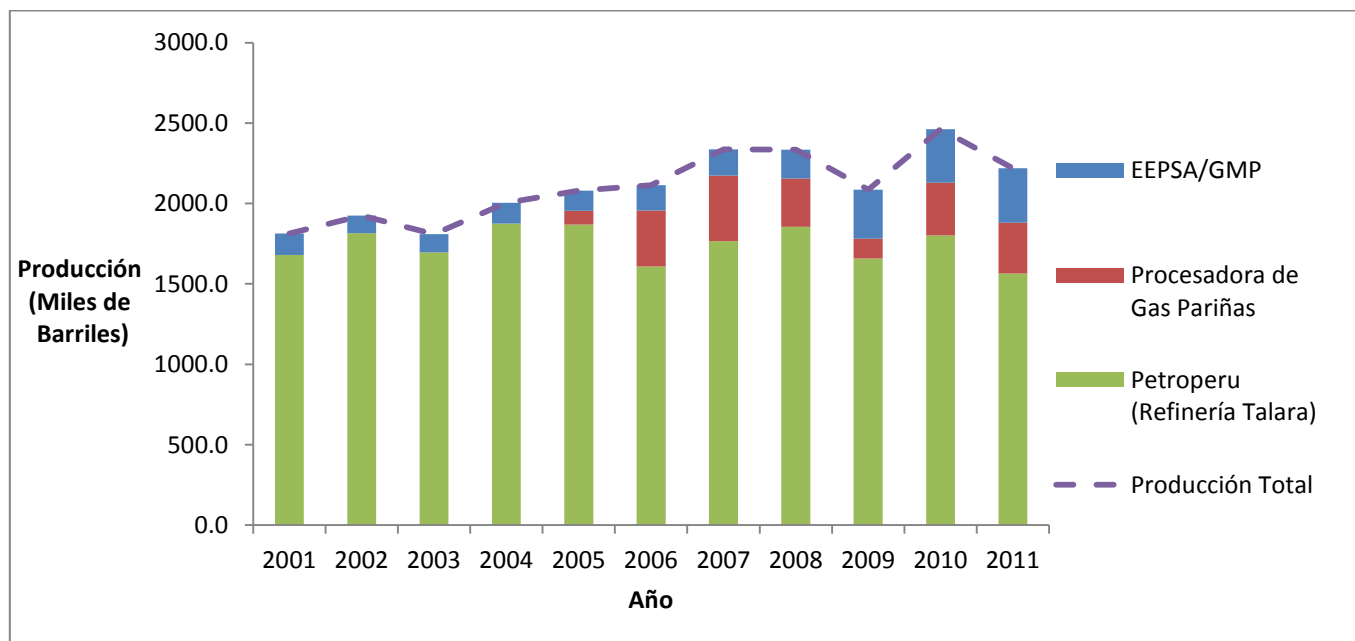
Los productores de GLP en el norte del país son la Planta de Gas Pariñas (GMP S.A.), la Procesadora de Gas Pariñas (Savia) y la Refinería Talara de Petroperu. A continuación se muestra su producción de GLP en los últimos 10 años:

CUADRO N° 4.3 PRODUCCIÓN DE GLP EN MILES DE BARRILES.

Empresa Año	EEPSA/GMP	Procesadora de Gas Pariñas	Petroperu (Ref. Talara)	Total
2001	133.8	-	1680.5	1814.3
2002	107.7	-	1816.2	1923.9
2003	114.3	-	1695.6	1809.9
2004	128.8	-	1875.2	2004.0
2005	127.1	84.9	1868.9	2080.9
2006	155.9	349.0	1608.5	2113.4
2007	163.6	407.1	1766.1	2336.8
2008	178.3	301.4	1854.2	2333.9
2009	304.2	123.6	1657.3	2085.1
2010	331.9	329.0	1800.8	2461.7
2011	337.5	316.3	1564.7	2218.5

Fuente: Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13)

Figura 4-2: Producción de GLP en la Costa Norte del Perú



Fuente: Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13)

La Producción de GLP de las nuevas unidades de procesamiento:

CUADRO N° 4.4 PRODUCCIÓN DE NUEVAS UNIDADES DE PROCESAMIENTO

Escenario	Carga (MMPCSD)	Producción de GLP (BPD)
Escenario Pesimista	10	281.2
Escenario Promedio	15	415.6
Escenario Optimista	20	552.0

Fuente: Elaboración Propia

Además de la producción de las nuevas unidades de procesamiento, se tiene que tener en cuenta el Proyecto de Modernización de la Refinería Talara, con el cual la Refinería Talara tendrá una producción nominal de GLP de 8831 BPD.

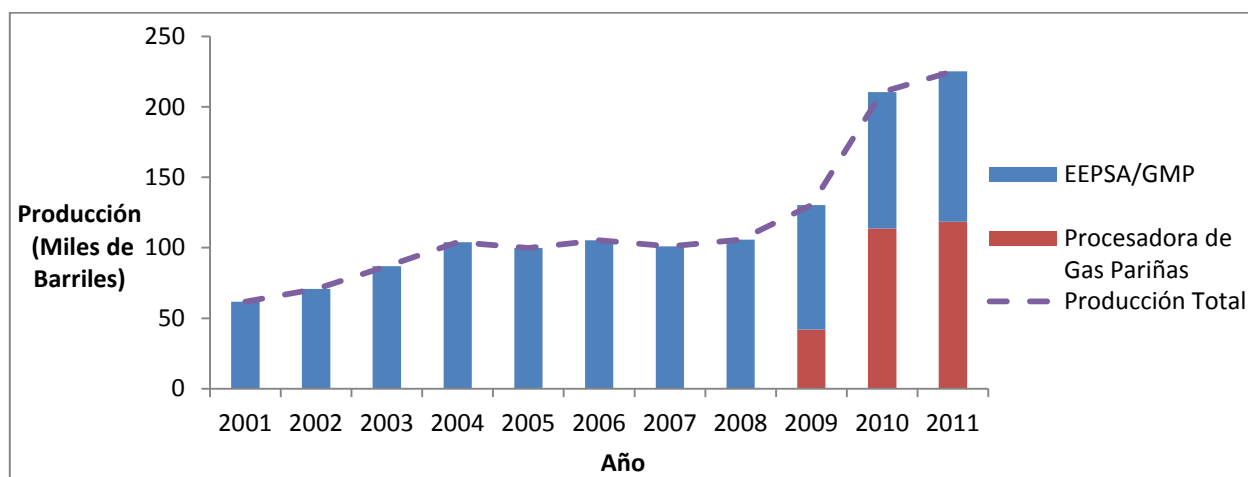
Los productores de solventes HAS/HAL (Hidrocarburo Alifático Ligero) son la Planta de Gas Pariñas (GMP S.A.) y la Procesadora de Gas Pariñas (Savia). A continuación se muestra su producción de HAS en los últimos 10 años:

CUADRO N° 4.5 PRODUCCIÓN DE HAS EN MILES DE BARRILES.

Año	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011
EEPSA/GMP	61.7	70.7	87.0	103.9	99.8	105.4	101.1	105.7	88.3	96.8	106.8
Procesadora de Gas Pariñas	-	-	-	-	-	-	-	-	41.9	113.7	118.5
Total	61.7	70.7	87.0	103.9	99.8	105.4	101.1	105.7	130.2	210.5	225.3

Fuente: Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13)

Figura 4-3: Producción de Solventes HAS y HAL



Fuente: Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13)

La Producción de solvente HAS de las nuevas unidades de procesamiento:

CUADRO N° 4.6 PRODUCCIÓN DE NUEVAS
UNIDADES DE PROCESAMIENTO

Escenario	Carga (MMPCSD)	Producción de HAS (BPD)
Escenario Pesimista	10	44.3 BPD
Escenario Promedio	15	105.2 BPD
Escenario Optimista	20	148.2 BPD

Fuente: Elaboración Propia

Demanda

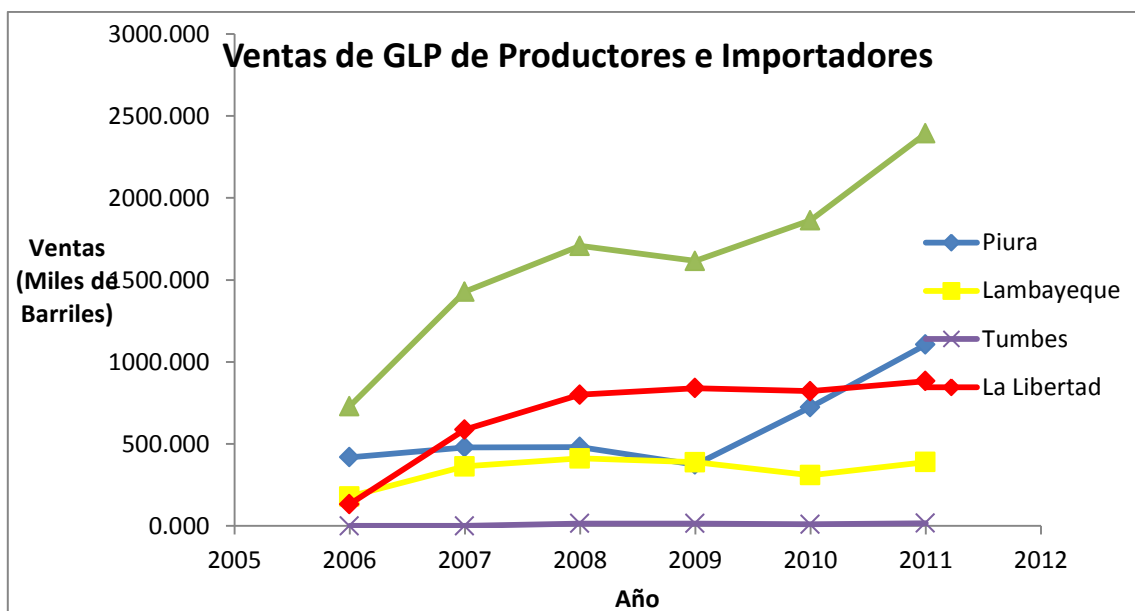
El GLP que se produce en la planta se comercializa en el norte del país, para analizar su demanda se han considerado los departamentos de Piura, Lambayeque, Tumbes y La Libertad.

CUADRO N° 4.7 VENTAS DE GLP DE PRODUCTORES E IMPORTADORES (MILES DE BARRILES)

Año	2006	2007	2008	2009	2010	2011
Departamento						
Piura	418.331	478.675	481.033	373.846	723.420	1105.322
Lambayeque	179.045	362.547	411.656	387.649	309.030	389.092
Tumbes	-	-	14.437	13.989	9.524	16.230
La Libertad	132.461	587.360	800.270	839.941	821.231	882.927
Total	729.837	1428.582	1707.396	1615.425	1863.205	2393.571

Fuente: SCOP DOCS – OSINERGMIN (14)

Figura 4-4: Ventas de GLP de Productores e Importadores en la Costa Norte del Perú



Fuente: SCOP DOCS – OSINERGMIN (14)

Para poder hacer una proyección en la demanda de GLP, se usa el estudio de proyección nacional de población del Perú por departamentos realizado por el INEI y se multiplica la población proyectada por el consumo per cápita de GLP.

CUADRO N° 4.8 PROYECCIÓN DE POBLACIÓN POR DEPARTAMENTOS

Departamento	Piura	Lambayeque	Tumbes	La Libertad	Total
Año					
2012	1,809,534	1,196,594	223,311	1,675,367	4,904,806
2013	1,828,625	1,208,776	226,592	1,690,808	4,954,801
2014	1,847,591	1,221,019	229,877	1,706,491	5,004,978
2015	1,866,377	1,233,301	233,159	1,722,390	5,055,227
2016	1,885,055	1,245,641	236,444	1,738,557	5,105,697
2017	1,903,701	1,258,052	239,736	1,755,040	5,156,529
2018	1,922,268	1,270,507	243,029	1,771,810	5,207,614
2019	1,940,702	1,282,979	246,318	1,788,838	5,258,837
2020	1,958,942	1,295,441	249,597	1,806,095	5,310,075

Fuente: Nuevas Proyecciones Nacionales de Población del Perú por Departamentos, Urbano y Rural y Sexo 2005 a 2020 – INEI (7)

En base al consumo de GLP y la población del año 2011 de los departamentos se calcula el consumo per cápita de GLP:

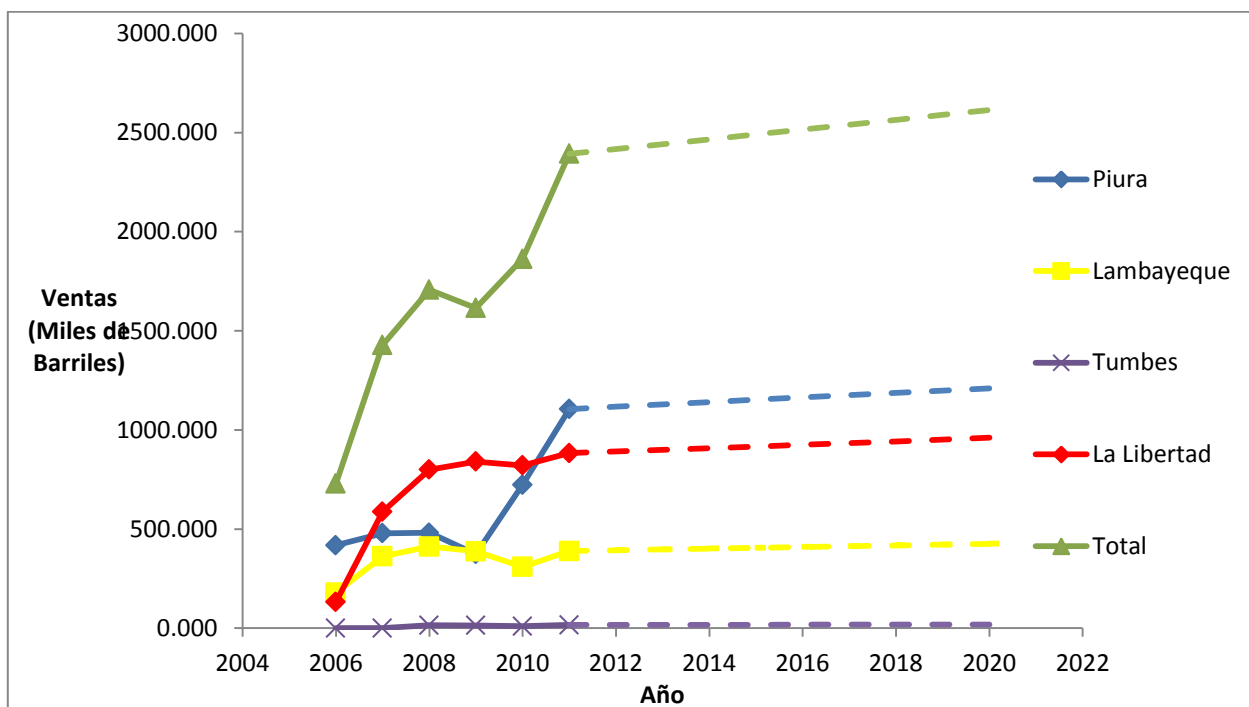
CUADRO N° 4.9 CONSUMO PER CÁPITA DE GLP

Departamento	Población	Consumo (MBbl)	Consumo Per Cápita (MBbl/persona)
Piura	1790366	1105.322	6.17×10^{-4}
Lambayeque	1184494	389.092	3.28×10^{-4}
Tumbes	220039	16.230	7.38×10^{-5}
La Libertad	1660187	882.927	5.32×10^{-4}

Fuente: Nuevas Proyecciones Nacionales de Población del Perú por Departamentos, Urbano y Rural y Sexo 2005 a 2020 – INEI (7), Elaboración Propia

La proyección de demanda es la siguiente:

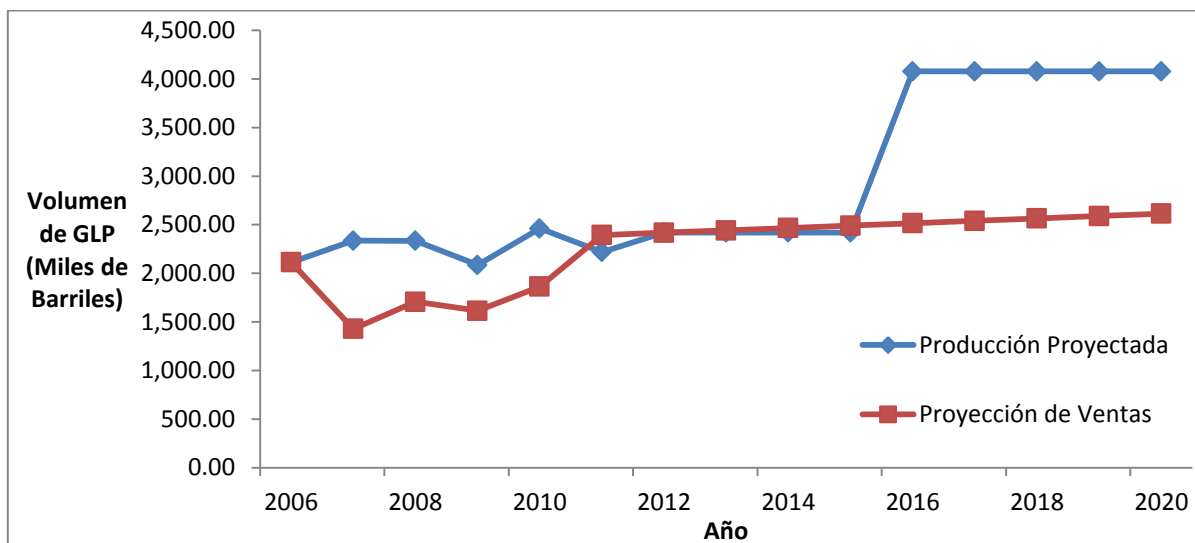
Figura 4-5: Proyección de Ventas de GLP



Fuente: Nuevas Proyecciones Nacionales de Población del Perú por Departamentos, Urbano y Rural y Sexo 2005 a 2020 – INEI (7), SCOP DOCS – OSINERGMIN (14), Elaboración Propia

Al comparar la oferta proyectada del GLP con su demanda proyectada, considerando la máxima producción de GLP de la Ampliación de la Planta de Procesamiento de Gas Natural, se tiene lo siguiente:

Figura 4-6: Producción Proyectada vs. Proyección de Ventas



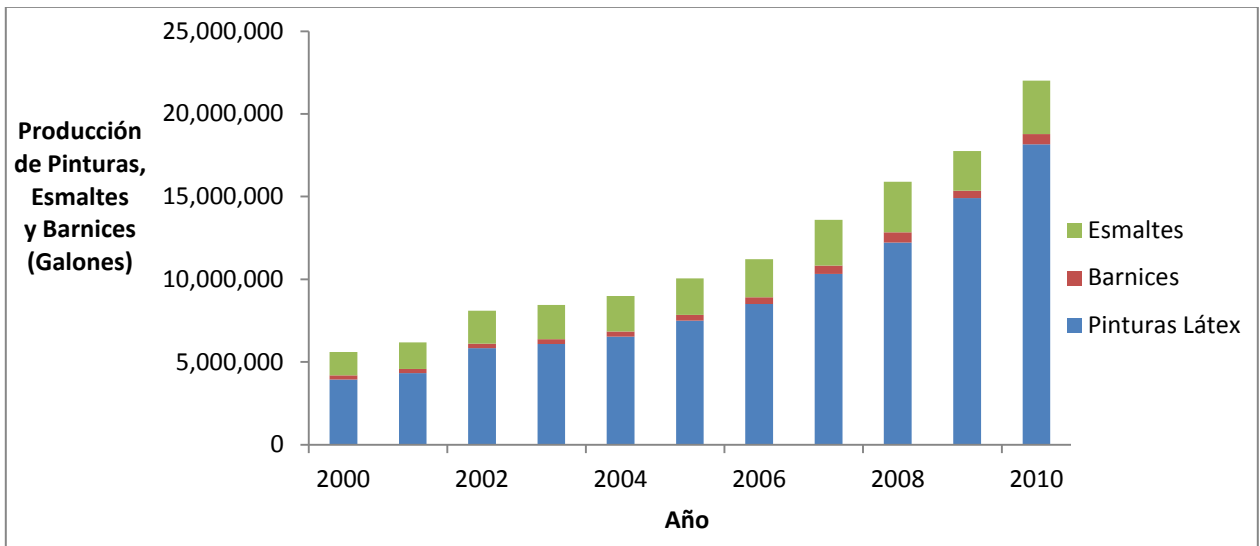
Fuente: Nuevas Proyecciones Nacionales de Población del Perú por Departamentos, Urbano y Rural y Sexo 2005 a 2020 – INEI (7), SCOP DOCS – OSINERGMIN (14), Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13), Proyecto Modernización Refinería Talara – Petroperu (1)

Como se observa en el gráfico, si habrá mercado para el GLP producido en la planta hasta que la Refinería Talara sea modernizada, pero se tiene la ventaja de que el GLP producido por la refinería entraría al mercado después que el GLP producido en la Planta de Gas Natural, por lo que la complicación la tendría la Refinería para poder comercializar sus productos.

El solvente HAS es utilizado como solvente en la industria de la pinturas, por lo que su demanda va estar asociada a la producción de pinturas.

La producción de pinturas se muestra en la figura 4-7:

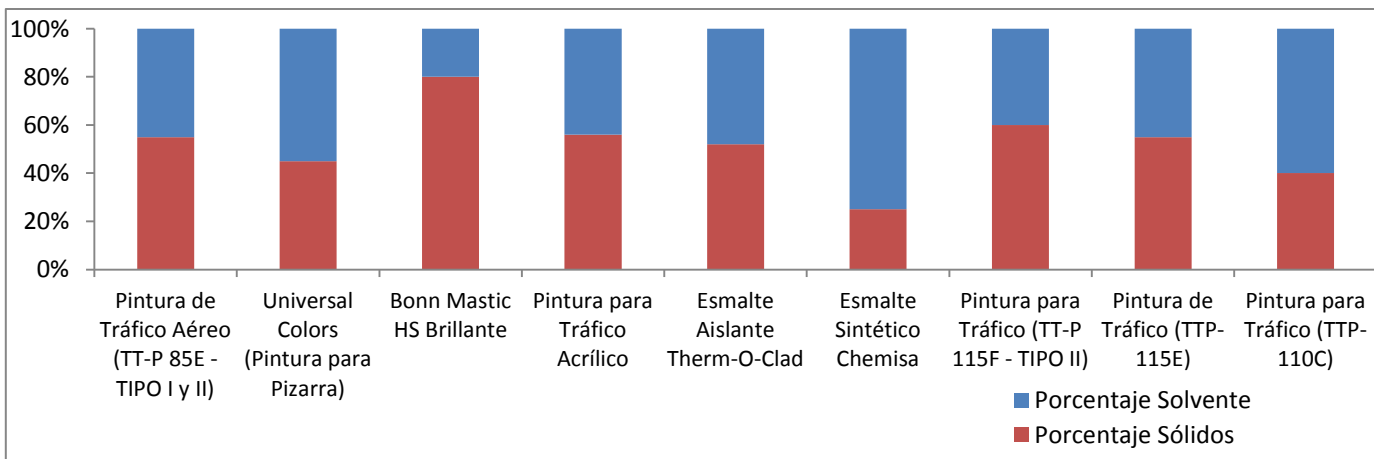
Figura 4-7: Producción de Pinturas



Fuente: Reporte Sectorial – Industria de Fabricación de Pinturas – Instituto de Estudios Económicos y Sociales – Sociedad Nacional de Industrias (9)

Para poder determinar qué porcentaje de solventes usan estas pinturas, se toma el porcentaje de sólidos especificado en las fichas técnicas de un grupo de pinturas y se considera que el resto de la composición es el solvente.

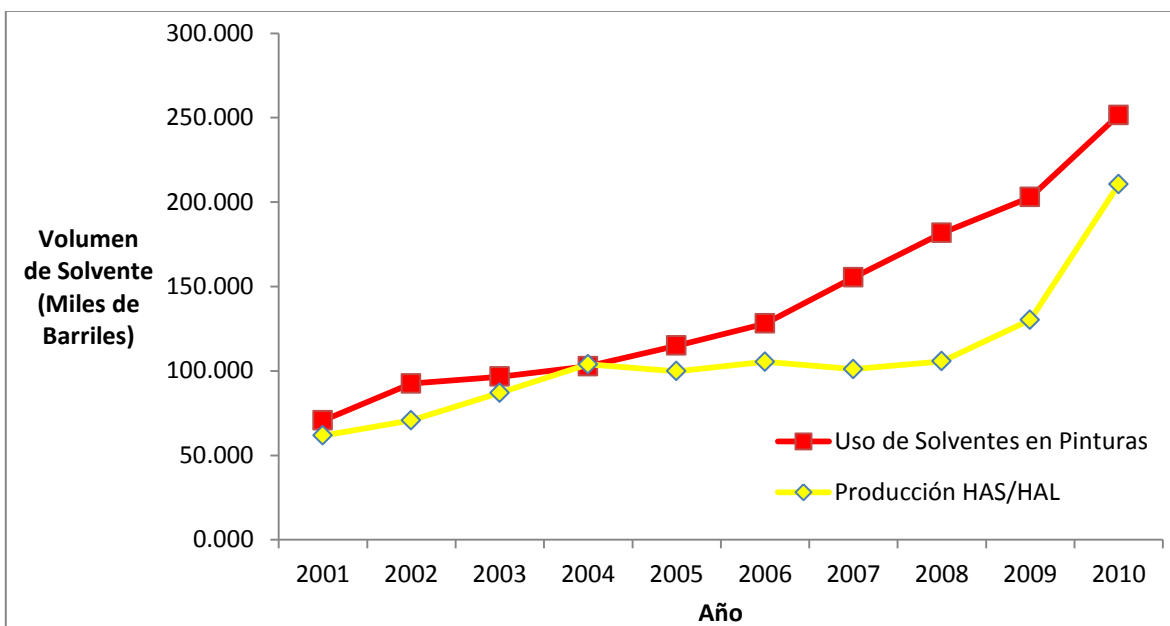
Figura 4-8: Contenido de Solvente en Pinturas



Fuente: Ficha Técnica de las Pinturas (15)

El porcentaje de solvente en volumen de estas pinturas es de 48%. Usando este dato se puede comparar la oferta del solvente HAS con respecto a su demanda.

Figura 4-9: Demanda vs Oferta de HAS



Fuente: Reporte Sectorial – Industria de Fabricación de Pinturas – Instituto de Estudios Económicos y Sociales – Sociedad Nacional de Industrias (9), Anuario 2010: Actividades de Refinación – Minem (12), Anuario 2011: Actividades de Refinación – Minem (13), Ficha Técnica de las Pinturas (15).

Como se observa para el solvente HAS, la demanda, es decir, el uso de solventes en pinturas es mayor que la producción de solventes HAS y HAL, por lo que la producción de este producto tendría mercado.

CAPÍTULO 5: DESARROLLO DEL MODELO

5.1. Simulación

Los pasos que se siguen para utilizar el simulador HYSYS son los siguientes:

1. Especificar los compuestos que se van a utilizar en la simulación, esto se hace en base a los compuestos del cuadro 2.1, añadiendo los compuestos Etilenglicol (para el sistema de Glicol de la planta) y THEOL – 55 (para el sistema de fluido térmico)
2. Especificar el paquete termodinámico que el simulador va usar para realizar sus cálculos, en este caso se usa el paquete termodinámico Peng-Robinson, el cual es el mismo paquete termodinámica utilizado por la empresa que realizó el diseño de la planta.
3. Adicionalmente se puede especificar el sistema de unidades que se va utilizar en la simulación, en caso no hacerlo el simulador usa el Sistema Internacional de Unidades. En el caso de esta simulación se definió un Sistema de Unidades basado en el sistema inglés de unidades, por ser el sistema de unidades utilizado para medir las variables de la planta.
4. Especificar las condiciones de las corrientes de la simulación y de los equipos, en el caso de esta simulación se realizó de la siguiente manera:
 - a) Se especifica composición del Gas de Entrada a la Planta con los valores que se muestran en la siguiente tabla:

CUADRO N° 5.1 COMPOSICIÓN DEL GAS DE ENTRADA A LA PLANTA

Compuestos	Fracción Molar
Dióxido de Carbono	6.02×10^{-3}
Oxígeno	0.00
Nitrógeno	3.69×10^{-3}
Metano	0.88
Etano	4.89×10^{-2}
Propano	2.27×10^{-2}
Isobutano	7.54×10^{-3}
N-Butano	9.37×10^{-3}
Isopentano	4.31×10^{-3}
n-Pentano	2.70×10^{-3}

Fuente: GMP

CUADRO N° 5.1 COMPOSICIÓN DEL GAS DE ENTRADA A LA PLANTA
(CONTINUACIÓN)

Compuestos	Fracción Molar
2,2-Dimetilbutano	7.55×10^{-5}
2,3-Dimetilbutano	9.63×10^{-5}
2-Metilpentano	6.10×10^{-4}
3-Metilpentano	4.21×10^{-4}
N-Hexano	5.21×10^{-4}
2,2-Dimetilpentano	1.99×10^{-5}
Metilciclopentano	4.38×10^{-4}
2,4-Dimetil Pentano	3.08×10^{-5}
2,2,3-Trimetilbutano	5.96×10^{-6}
Benceno	3.48×10^{-5}
3,3-Dimetilpentano	1.09×10^{-5}
Ciclohexano	3.49×10^{-4}
2-Metilhexano	1.06×10^{-4}
2,3-Dimetilpentano	4.67×10^{-5}
1,1-Dimetilciclopentano	8.34×10^{-5}
3-Metilhexano	1.27×10^{-4}
Cis-1,3-Dimetilciclopentano	8.14×10^{-5}
Trans-1,3-Dimetilciclopentano	1.06×10^{-4}
Trans-1,2-Dimetilciclopentano	8.94×10^{-6}
3-Etil-pentano	1.08×10^{-4}
N-Heptano	1.25×10^{-4}
Metilciclohexano	5.21×10^{-4}
2,2-Dimetilhexano	5.06×10^{-5}
2,2,3-Trimetilpentano	2.09×10^{-5}
Ctc-1,2,4-Trimetilciclopentano	1.49×10^{-5}
Ctc-1,2,3-Trimetilciclopentano	3.87×10^{-5}
Tolueno	3.57×10^{-5}
2,3-Dimetilhexano	2.58×10^{-5}
2-Metilheptano	1.49×10^{-5}
4-Metilheptano	7.35×10^{-5}
3-Metilheptano	2.28×10^{-5}
3-Etilhexano	3.47×10^{-5}
Trans-1,4-Dimetilciclohexano	1.00×10^{-4}
Cct-1,2,4-Trimetilciclopentano	6.06×10^{-5}
1-Metil-1-Etilciclopentano	3.08×10^{-5}
N-Octano	8.04×10^{-5}
Isopropilciclopentano	5.16×10^{-5}
Cis-1,2-Dimetilciclohexano	4.67×10^{-5}
Etilciclopentano	2.09×10^{-5}
Agua	6.58×10^{-3}

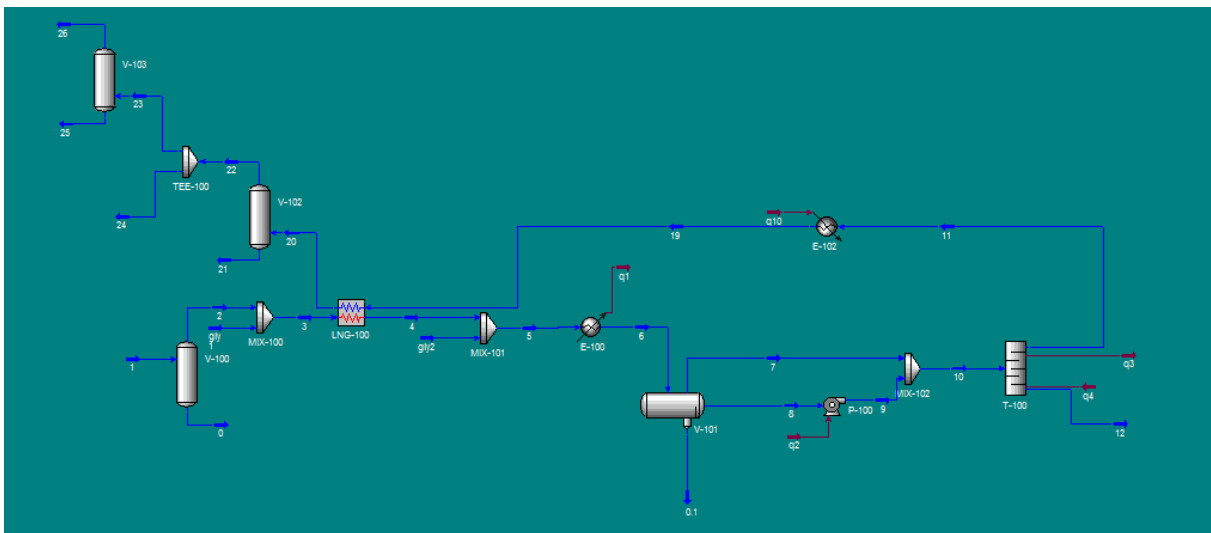
Fuente: GMP

b) Se especifican las siguientes variables para dicha corriente, en base a los datos de diseño de la planta:

- Presión: 316.07 psia
- Temperatura: 125 °F
- Flujo Molar: 2210.66 lbmol/hr. (20 MMPCSD)

c) En base a lo descrito en el punto 2.2, se simulan los procesos de la planta hasta la entrada de la Torre Deetanizadora. Para poder determinar el número de etapas necesarias para poder simular este equipo, se usa la opción “Shortcut Distillation” de HYSYS, mediante la cual a partir de las características de la carga a la torre, las presiones de tope y fondo de la torre y las composiciones del compuesto clave ligero de fondo y clave pesado de tope, como se muestra en la figura 5-1:

Figura 5-1: Desarrollo de la Simulación del Área de Procesos en HYSYS

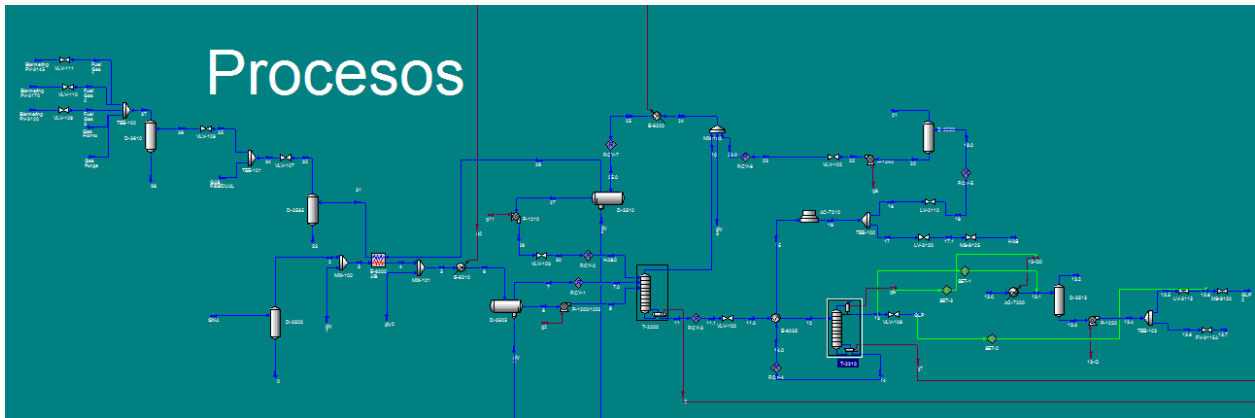


Fuente: Elaboración Propia

d) Utilizando “Shortcut Distillation” se obtienen los siguientes los datos:

- Reflujo Mínimo.
- Número de Etapas Mínimas.
- Número de Etapas Teóricas.
- Etapa Óptima de Alimentación.

Figura 5-3: Simulación del Área de Procesos en HYSYS



Fuente: Elaboración Propia

f) Sistema de Refrigeración

Para simular el Sistema de Refrigeración, se usan los dutys obtenidos de los Chillers y Condensadores de la simulación anterior, los cuales se simulan como Enfriadores. Sus dutys se conectan a Calentadores, por los cuales pasa el propano con la siguiente composición:

CUADRO N° 5.2: COMPOSICIÓN FLUIDO REFRIGERANTE

Compuesto	Composición
Etano	7.45×10^{-3}
Propano	0.97
Iso-Butano	1.23×10^{-2}
N-Butano	1.23×10^{-2}

Fuente: GMP

Y con las siguientes condiciones a la entrada de estos calentadores:

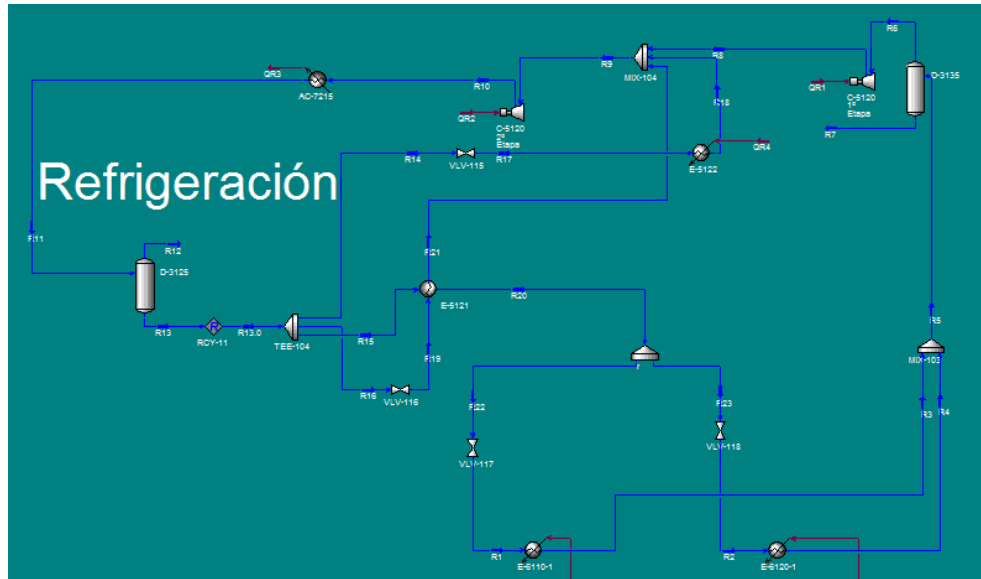
- Temperatura: $-20.59 \text{ }^{\circ}\text{F}$
- Presión: 24.90 psia

A la salida de los calentadores se especifican las siguientes condiciones:

- Temperatura: $-18.34 \text{ }^{\circ}\text{F}$
- Presión: 24.40 psia

En base a lo descrito en el punto 2.3.1, se simula el sistema de compresión de la planta como se muestra en la siguiente imagen:

Figura 5-4: Simulación del Sistema de Refrigeración en HYSYS

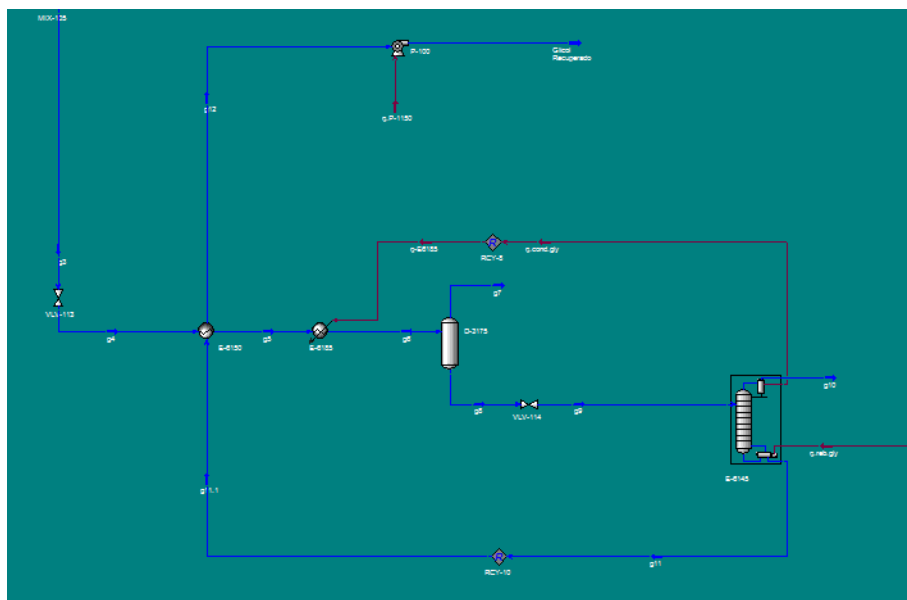


Fuente: Elaboración Propia

g) Sistema de Regeneración de Glicol

Con las corrientes que se obtienen del fondo de las “botas” de los separadores trifásicos, se obtiene la entrada al Sistema de Regeneración de Glicol, cuyo proceso esta descrito en el punto 2.3.2, y cuya simulación se muestra en la siguiente imagen:

Figura 5-5: Simulación del Sistema de Regeneración de Glicol

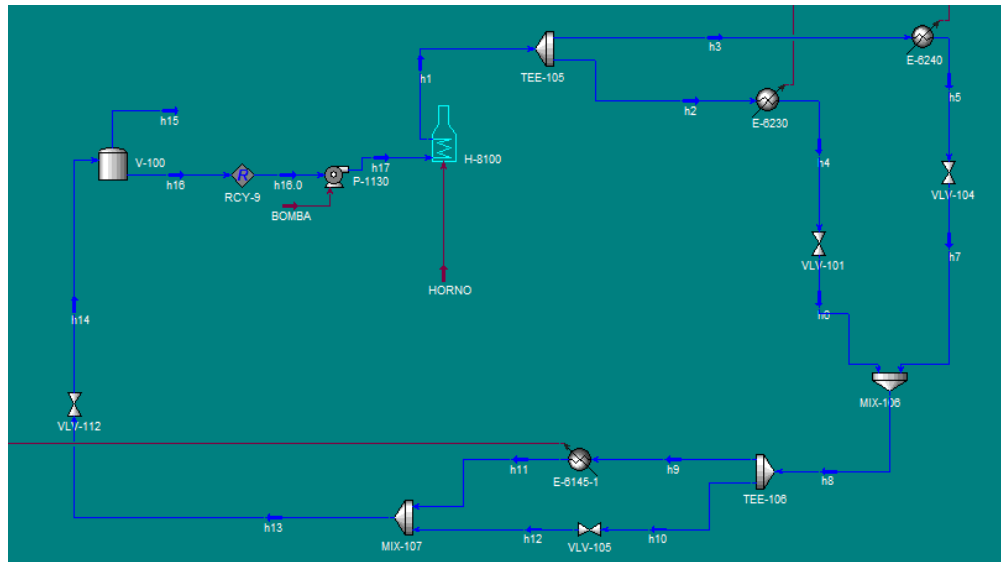


Fuente: Elaboración Propia

- Sistema de Fluido Térmico

Para simular este proceso se usan los dutys de los reboilers de la Torre Deetanizadora, Torre Debutanizadora y del Regenerador de Glicol, se especifica una corriente de Theol-55 (compuesto que representa al Therminol 55 en el HYSYS), se simula el proceso según lo descrito en el punto 2.3.3 como se observa en la siguiente imagen:

Figura 5-6: Simulación del Sistema de Fluido Térmico en HYSYS



Fuente: Elaboración Propia

5.2. Diseño de Torres de Absorción y Fraccionamiento

Para determinar el Número de Etapas Teóricas de las Torres de Absorción y Fraccionamiento, se usa la opción “Shortcut Distillation” de HYSYS, mediante la cual a partir de las características de la carga a la torre, las presiones de tope y fondo de la torre y las composiciones del compuesto clave ligero de fondo y clave pesado de tope se obtiene lo siguiente:

- Reflujo Mínimo.
- Número de Etapas Mínimas.
- Número de Etapas Teóricas.
- Etapa Óptima de Alimentación.

En el caso de la Torre Deetanizadora, se tiene que agregar una etapa más por no poseer un condensador (el cual es equivalente a una etapa teórica).

En base a esta información, se simulan las columnas usando HYSYS y se utiliza la opción “Tray Sizing” del simulador para determinar los diámetros de los equipos.

5.3. Diseño de Intercambiadores de Calor

Para el diseño de intercambiadores de calor se utilizó un software de diseño especializado en diseño de intercambiadores de calor, para esto se utilizaron:

- Condiciones de presión, temperatura, flujo másico y fracción másica de vapor que se obtienen de la simulación.
- Diámetro interno, longitud, separación, Espesor y distribución de tubos; clasificación TEMA y número de pasos de los equipos de la planta existente.

Para determinar el número de tubos y el diámetro interno de la coraza de los intercambiadores de calor, en base a esta información.

5.4. Diseño de Separadores Verticales

En base a los siguientes datos que se obtienen del simulador:

- Flujo de gas y de líquido
- Densidad del gas y del líquido a las condiciones del separador

Se diseña el separador vertical de la siguiente manera:

Primero, se calcula la tasa másica líquido/gas (W_l/W_g) y en base a ese valor se obtiene el valor de “k” en base a los siguientes rangos:

$$\frac{W_l}{W_g} < 0.1 \quad k = 0.35$$

$$0.1 < \frac{W_l}{W_g} < 1 \quad k = 0.25$$

$$\frac{W_l}{W_g} > 1 \quad k = 0.20$$

Donde:

W_l : Tasa de flujo de líquido, lb/seg.

W_g : Tasa de flujo de vapor, lb/seg.

Con el valor de “k” se calcula la velocidad crítica del gas:

$$v_g = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Se calcula el caudal de gas a las condiciones dadas:

$$Q_g = W_g / \rho_g$$

En base a la velocidad crítica del gas y de su caudal se puede calcular el área transversal necesaria para el flujo de gas:

$$A_g = \frac{Q_g}{v_g}$$

Se calcula el diámetro del recipiente:

$$D = \sqrt{\frac{4x A_g}{\pi}}$$

Se debe aproximar el valor del diámetro calculado en pulgadas al número par entero más cercano y se debe calcular la nueva de sección transversal (A). Luego, se calcula el caudal de líquido:

$$Q_l = W_l x \rho_l$$

Se toma un valor de tiempo de retención (t) y se calcula el volumen de líquido que tendría que ser retenido en el equipo para su separación:

$$V_l = Q_l x t$$

Se calcula la altura necesaria para el separador de la siguiente manera:

$$H = \frac{V_l}{A}$$

5.5. Diseño de Separadores Trifásicos

En base a los siguientes datos obtenidos del simulador:

- Flujo de líquido, fase acuosa y gas.
- Densidad de líquido, fase acuosa y gas a las condiciones del separador.
- Condiciones de presión y temperatura del separador.
- Viscosidad del agua y de la fase acuosa.
- Factor z de compresibilidad del gas.

En base a estos datos, se diseña el separador trifásico de la siguiente manera:

Se asume que el valor de $L/D < 4$, se obtiene el valor del factor “k” de la siguiente manera:

$$2.5 < \frac{L}{D} < 4.0 \quad K = 0.4$$

$$4.0 < \frac{L}{D} < 6.0 \quad K = 0.5$$

$$\frac{L}{D} > 6.0 \quad K = 0.5 \left(\frac{L}{L_{Base}} \right)^{0.5}$$

Donde:

$$\frac{L_{Base}}{D} = 6.0$$

Por lo tanto el valor de “k” sería:

$$k = 0.4$$

Con las densidades de la fase gaseosa, líquida y acuosa se calculan los caudales de estas tres fases:

$$Q = W/\rho$$

Se calcula la velocidad crítica usando la siguiente correlación:

$$v_g = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Con la velocidad crítica y el caudal, se calcula el área:

$$A_g = \frac{Q_g}{v_g}$$

Se calcula el diámetro del recipiente:

$$D = \sqrt{\frac{4xA_g}{\pi}}$$

Se debe aproximar el valor del diámetro calculado en pies al número par entero más cercano y se debe calcular la nueva de sección transversal (A).

Luego, se asume que el diámetro de las gotas es de 150 micrones (D_p) y que la altura entre el fondo del equipo y la interface entre la fase líquida y la fase acuosa (h_a) es de 1 pie.

Se asume una longitud (L) de tal forma que $2.5 < L/D < 4$, para esto se toman valores de longitud a partir de 15 pies y se va aumentando 2.5 pies hasta obtener el valor de L/D necesario, una vez alcanzado el L/D necesario, se deben considerar 2.5 pies adicionales.

Se calcula la velocidad de la fase líquida en fase acuosa:

$$v_{líq.} = \frac{1.072 \times 10^{-4} (D_p)^2 (\rho_{ac} - \rho_{líq.})}{\mu_{ac}}$$

Y la velocidad de la fase acuosa en la fase líquida:

$$v_{ac} = \frac{1.072 \times 10^{-4} (D_p)^2 (\rho_{ac} - \rho_{líq.})}{\mu_{líq.}}$$

Se calcula el valor de h_a/D para la fase acuosa, con ese valor se ingresa a la siguiente tabla, en la parte superior se ingresa con el valor entero de h_a/D y en la parte izquierda con los valores decimales, en la intersección se encuentra el valor de Área de Fase Acuosa/Área Total:

CUADRO N° 5.3 RELACIÓN DE ÁREAS DE FASE ACUOSA/TOTAL

N/D	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
.00	.000000	.000053	.000151	.000279	.000429	.000600	.000788	.000992	.001212	.001445
.01	.001692	.001952	.002223	.002507	.002800	.003104	.003419	.003743	.004077	.004421
.02	.004773	.005134	.005503	.005881	.006267	.006660	.007061	.007470	.007886	.008310
.03	.008742	.009179	.009626	.010076	.010534	.010999	.011470	.011947	.012432	.012920
.04	.013417	.013919	.014427	.014940	.015459	.015985	.016515	.017052	.017593	.018141
.05	.018692	.019250	.019813	.020382	.020955	.021533	.022115	.022703	.023296	.023894
.06	.024496	.025103	.025715	.026331	.026952	.027578	.028208	.028842	.029481	.030124
.07	.030772	.031424	.032081	.032740	.033405	.034073	.034747	.035423	.036104	.036789
.08	.037478	.038171	.038867	.039569	.040273	.040981	.041694	.042410	.043129	.043852
.09	.044579	.046310	.046043	.046782	.047523	.048268	.049017	.049763	.050524	.051293
.10	.052044	.052810	.053579	.054351	.055126	.055905	.056688	.057474	.058262	.059054
.11	.059850	.060648	.061449	.062253	.063062	.063872	.064687	.065503	.066323	.067147
.12	.067972	.068802	.069633	.070469	.071307	.072147	.072991	.073838	.074686	.075539
.13	.076393	.077251	.078112	.078975	.079841	.080709	.081581	.082455	.083332	.084212
.14	.085094	.085979	.086866	.087756	.088650	.089545	.090443	.091343	.092246	.093153
.15	.094061	.094971	.095884	.096799	.097717	.098638	.099560	.100486	.101414	.102343
.16	.103275	.104211	.105147	.106087	.107029	.107973	.108920	.109869	.110820	.111773
.17	.112728	.113686	.114646	.115607	.116572	.117538	.118506	.119477	.120450	.121425
.18	.122403	.123382	.124364	.125347	.126333	.127321	.128310	.129302	.130296	.131292
.19	.132290	.133291	.134292	.135296	.136302	.137310	.138320	.139332	.140345	.141361
.20	.142378	.143398	.144419	.145443	.146468	.147494	.148524	.149554	.150587	.151622
.21	.152659	.153697	.154737	.155779	.156822	.157867	.158915	.159963	.161013	.162066
.22	.163120	.164176	.165233	.166292	.167353	.168416	.169480	.170546	.171613	.172682
.23	.173753	.174825	.175900	.176976	.178053	.179131	.180212	.181294	.182378	.183463
.24	.184550	.185639	.186729	.187820	.188912	.190007	.191102	.192200	.193299	.194400
.25	.195501	.196604	.197709	.198814	.199922	.201031	.202141	.203253	.204368	.205483
.26	.206600	.207718	.208837	.209957	.211079	.212202	.213326	.214453	.215580	.216708
.27	.217839	.218970	.220102	.221235	.222371	.223507	.224645	.225783	.226924	.228065
.28	.229209	.230352	.231498	.232644	.233791	.234941	.236091	.237242	.238395	.239548
.29	.240703	.241859	.243016	.244173	.245333	.246494	.247655	.248819	.249983	.251148
.30	.252315	.253483	.254652	.255822	.256992	.258165	.259338	.260512	.261687	.262863
.31	.264039	.265218	.266397	.267578	.268760	.269942	.271126	.272310	.273495	.274682
.32	.275869	.277058	.278247	.279437	.280627	.281820	.283013	.284207	.285401	.286598
.33	.287795	.288992	.290191	.291390	.292591	.293793	.294995	.296198	.297403	.298608
.34	.299814	.301021	.302228	.303438	.304646	.305857	.307068	.308280	.309492	.310705
.35	.311918	.313134	.314350	.315566	.316783	.318001	.319219	.320439	.321660	.322881
.36	.324104	.325326	.326550	.327774	.328999	.330225	.331451	.332678	.333905	.335134
.37	.336363	.337593	.338823	.340054	.341286	.342519	.343751	.344985	.346220	.347455
.38	.348690	.349926	.351164	.352402	.353640	.354879	.356119	.357359	.358599	.359840
.39	.361082	.362325	.363568	.364811	.366056	.367300	.368545	.369790	.371036	.372282
.40	.373530	.374778	.376026	.377275	.378524	.379774	.381024	.382274	.383526	.384778
.41	.386030	.387283	.388537	.389790	.391044	.392298	.393553	.394808	.396063	.397320
.42	.398577	.399834	.401092	.402350	.403608	.404866	.406125	.407384	.408645	.409904
.43	.411165	.412426	.413687	.414949	.416211	.417473	.418736	.419998	.421261	.422525
.44	.423788	.425052	.426316	.427582	.428848	.430112	.431378	.432645	.433911	.435178
.45	.436445	.437712	.438979	.440246	.441514	.442782	.444050	.445318	.446587	.447857
.46	.449125	.450394	.451663	.452932	.454201	.455472	.456741	.458012	.459283	.460554
.47	.461825	.463096	.464367	.465638	.466910	.468182	.469453	.470725	.471997	.473269
.48	.474541	.475814	.477086	.478358	.479631	.480903	.482176	.483449	.484722	.485995
.49	.487269	.488542	.489814	.491087	.492360	.493633	.494906	.496179	.497452	.498726

Fuente: Diseño Conceptual de Separadores – Marcias Martínez, sección II página 95. (16)

Se calcula el tiempo de retención de la fase acuosa:

$$t_{ac.} = \frac{AxL}{Q_{ac.}} \times \frac{\text{Área de la Fase Acuosa}}{\text{Área Total}}$$

Se calcula el tiempo de flotación de la fase líquida en la fase acuosa:

$$t_{fl} = \frac{h_a}{v_{ac}}$$

Se calcula la relación entre el área del gas y el área total:

$$\text{Área de Gas} / \text{Área Total} = \frac{A_g}{A}$$

Finalmente la relación entre el área del líquido y el área total sería:

$$\frac{\text{Área de Líquido}}{\text{Área Total}} = 1 - \frac{\text{Área de Gas}}{\text{Área Total}} - \frac{\text{Área de la Fase Acuosa}}{\text{Área Total}}$$

Con el valor de $\text{Área de Gas} / \text{Área Total}$, se obtiene el valor de h_g/D de la tabla anterior, con esto y con el valor del diámetro se obtiene el valor de h_g . Finalmente se obtiene la altura de la fase acuosa de la siguiente manera:

$$h_l = D - h_g - h_a$$

Se calcula el tiempo de asentamiento de la fase líquida:

$$t_{rl} = \frac{h_l}{v_{líq.}}$$

Finalmente se calcula el tiempo de retención de la fase líquida, el cual debe ser mayor que el valor del tiempo de asentamiento:

$$t_l = \frac{AxL}{Q_l} \times \frac{\text{Área de la Fase Líquida}}{\text{Área Total}}$$

En caso no cumplirse que el tiempo de retención sea mayor que el valor del tiempo de asentamiento, se debe aumentar el valor de L en valores de 2.5 pies hasta obtener un valor de tiempo de retención mayor que el tiempo de asentamiento.

5.6. Diseño de Aero-Enfriadores

Para el diseño de los Aero-Enfriadores se usaron los siguientes datos:

- La Capacidad Calorífica, Viscosidad, Conductividad Térmica, Calor Liberado, Flujo Másico y Temperaturas de los flujos de entrada y salida de la simulación.
- Temperatura Ambiente de 95 °F de las condiciones de diseño de la planta actual.
- Número de Ventiladores; Diámetro Externo, Espesor, Separación, Arreglo y Longitud de tubos; Número de Pasos por los tubos y Número de filas de tubos de los equipos de la planta actual.

En base a estos datos, se uso el siguiente método de cálculo:

Primero se asume un valor inicial para el coeficiente global de transferencia de calor (U_x). Se calcula el aumento de temperatura del aire usando la siguiente fórmula:

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

Con el valor de $CMTD$ (diferencia de temperatura media corregida), se calcula la superficie requerida:

$$A_x = \frac{Q}{U_x CMTD}$$

De la siguiente tabla se obtienen los valores de APSF (relación entre el área externa y el área en vista de plano), APF (relación entre el área externa total y la longitud de los tubos con aletas) y AR (relación entre el área externa total de tubos con aletas y tubos sin aletas de 1 pulg. de diámetro externo).

CUADRO N° 5.4: RELACIONES DE ÁREAS

Altura de Aleta (plg.)	½ plg.		5/8 plg.			
Número de Aletas por plg.	9 por plg.		10 por plg.			
APF (ft ² /ft)	3.80		5.58			
AR(ft ² /ft ²)	14.5		21.4			
Separación de Tubos	2 plg.	2 ¼ plg.	2 ¼ plg.	2 3/8 plg.	2 ¼ plg.	
APSF	3 Filas	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
	4 Filas	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
	5 Filas	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
	6 Filas	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

Fuente: GPSA 12° Edición página 10-10 (17)

Se calcula el área en vista de plano (F_a) de la siguiente manera:

$$F_a = \frac{A_x}{APSF}$$

Se calcula el ancho del equipo en vista de plano de la siguiente manera:

$$\text{ancho} = \frac{F_a}{L}$$

Se calcula en número de tubos (N_t) de la siguiente manera:

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)}$$

Se calcula el área transversal de los tubos (A_t):

$$A_t = \frac{\pi(D_i)^2}{4}$$

Se calcula la velocidad másica (G_t) del lado de los tubos:

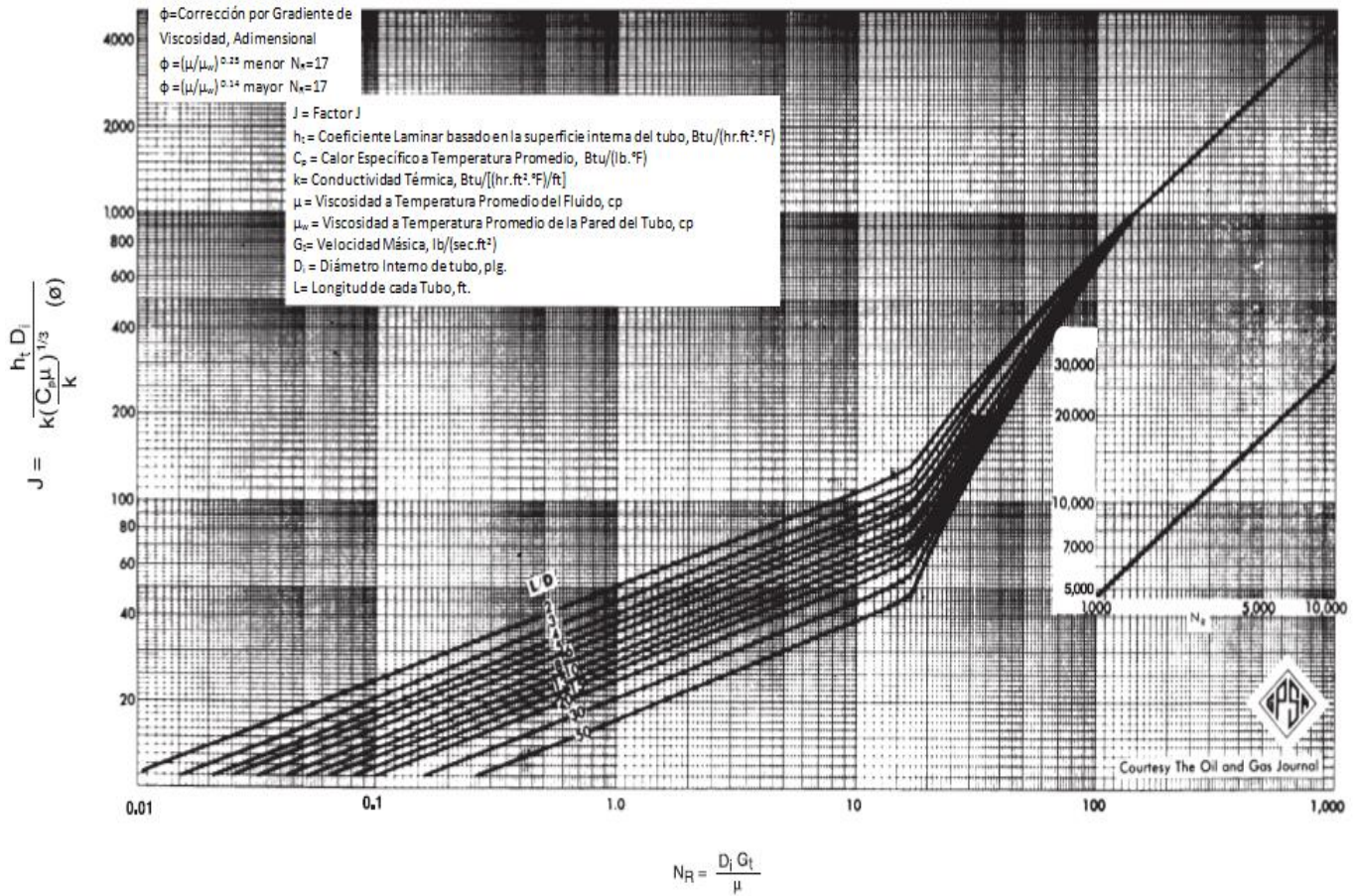
$$G_t = \frac{(144)(W_t)(N_p)}{(3600)(N_t)(A_t)}$$

Se calcula el número modificado de Reynolds (N_R):

$$N_R = \frac{(D_i)(G_t)}{\mu}$$

Se obtiene el valor del factor J del siguiente gráfico:

Figura 5-7: Factor J



Fuente: GPSA 12° Edición página 10-12 (17)

Se obtiene el factor de corrección de viscosidad (ϕ) de la siguiente tabla:

CUADRO N° 5.5: FACTOR DE CORRECCIÓN POR VISCOSIDAD

Factor de Corrección* cuando $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	Factor de Corrección, ϕ
1. Vapor de Hidrocarburo, Vapor de Agua y Agua	1.0
2. Hidrocarburo Líquido (API de 18 a 48), Soluciones de MEA/DEA	0.96
3. Soluciones Agua/Glicol, Fluidos de Transferencia Térmica	0.92
4. Aceites Lubricantes, Fracciones de Petróleo Pesado (API se 10 a 18)	0.85

* Cuando $N_r < 17$, $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$ Un número de Reynolds menor de 17 es sólo probable para aceites lubricantes o fracciones pesadas de petróleo. El mínimo valor recomendado de ϕ es 0.80; a pesar de que el valor calculado sea menor.

Fuente: GPSA 12° Edición página 10-16 (17)

Con estos valores se calcula el coeficiente de película del lado de los tubos, usando a la siguiente ecuación:

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi}{D_i}$$

Se calcula el flujo másico de aire (W_a):

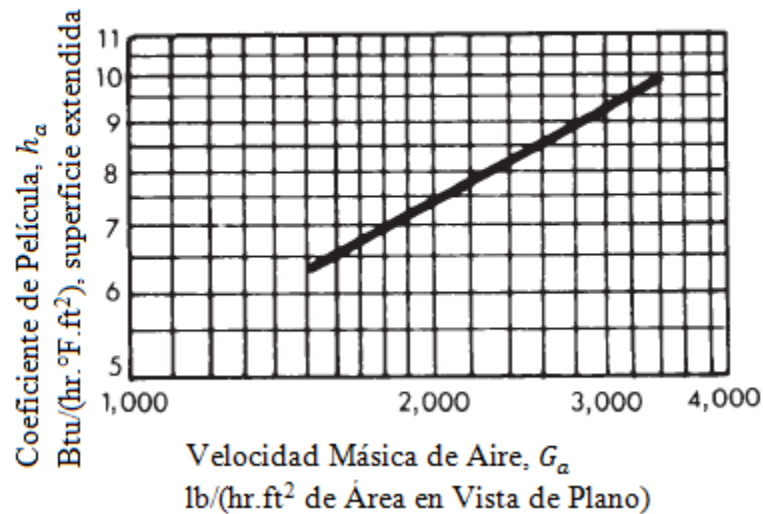
$$W_a = \frac{Q}{c_{p,a}(\Delta t_a)}$$

Se calcula la velocidad másica de aire con respecto al área en vista de plano (G_a):

$$G_a = \frac{W_a}{F_a}$$

Se obtiene el valor del coeficiente de película para el aire (h_a), de la figura 5-8:

Figura 5-8: Coeficiente de Película para el Aire



Fuente: GPSA 12° Edición página 10-15 (17)

Se calcula la relación entre el área externa e interna de los tubos de la siguiente manera:

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR)D_0}{D_i}$$

Se calcula un nuevo valor del coeficiente global de transferencia de calor (U_x), mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t}\right) \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + \frac{1}{h_a}$$

Si el valor de U_x calculado mediante la fórmula y el asumido al inicio, son iguales, la solución se considera aceptable, de lo contrario se deben repetir los cálculos empezando por asumir un valor intermedio entre el valor de U_x calculado y el asumido en la iteración anterior; hasta llegar a obtener valores iguales.

Se calcula el área mínima del ventilador ($FAPF$):

$$FAPF = \frac{0.4(F_a)}{N_f}$$

De donde N_f es el número de ventiladores por aero-enfriador.

Se calcula el diámetro del ventilador del Aero-Enfriador (D_f) de la siguiente manera:

$$D_f = \sqrt{\frac{4(FAPF)}{\pi}}$$

5.7. Diseño de Hornos

Para el diseño de Hornos se requieren los siguientes datos:

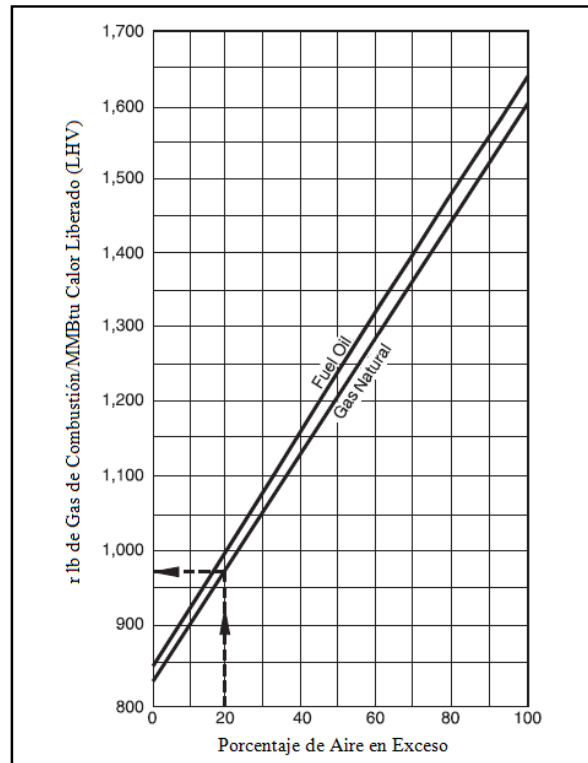
- El duty del horno, el valor mínimo de combustión del combustible de la simulación.
- Diámetro externo, espesor, arreglo, espaciamiento, número de filas de tubos, exceso de aire, flujo radiante, temperatura de gas de combustión, temperatura del aire y eficiencia térmica neta del equipo existente

En base a estos datos, se usa el siguiente método de cálculo:

5.7.1. Para la Zona Radiante

Del gráfico 5-9 se obtiene la relación entre el flujo de gases de combustión por calor liberado (r):

Figura 5-9: Relación entre el Flujo de Gases de Combustión por Calor Liberado



Fuente: GPSA 12^o Edición página 8-21 (17)

Se obtiene la relación entre la masa de gas de combustión por unidad de volumen a condiciones estándar de gas combustible, al multiplicar “ r ” y el valor calorífico menor (LHV):

$$r \cdot LHV = \frac{\text{lb de Gas de Combustión}}{\text{scf de Gas Combustible}}$$

Se toma como base 1000 scf (standard cubic feet), para calcular la masa de gas combustible:

$$M_{\text{gas combustible}} = \frac{(1000 \text{ scf})(\text{spec} - \text{grav.})(\bar{M}_{\text{aire}})}{379.5}$$

Se calcula el peso del aire para la combustión:

$$M_{\text{aire}} = (r)(LHV)(1000 \text{ scf}) - M_{\text{gas combustible}}$$

Se calcula la relación entre la masa de aire y de gas combustible:

$$G = \frac{M_{\text{aire}}}{M_{\text{gas combustible}}}$$

Se calculan los parámetros “B” y “R”, para poder calcular el calor radiante (Q_r):

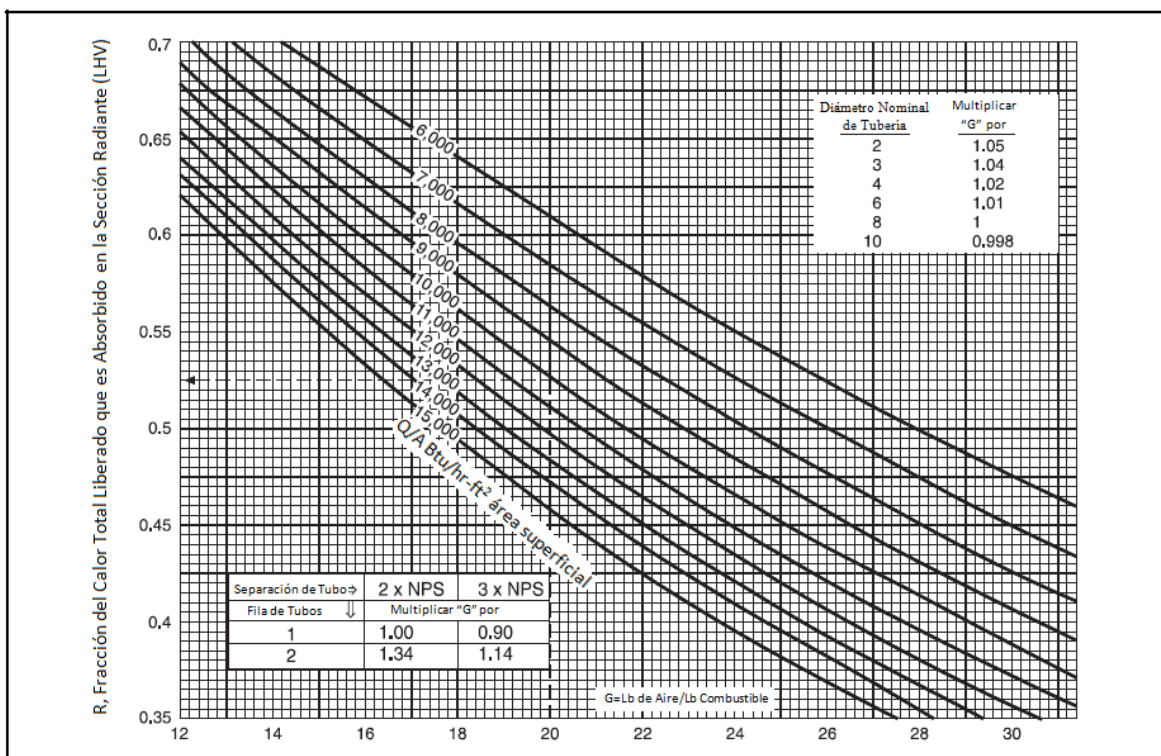
$$B = \frac{(d_0)(n)(\pi)(I)(G^2)}{(S)(a)}$$

De donde,

$$R_1 = 1 - \frac{\sqrt{(B^2 + (70.56 \times 10^6)(B))} - B}{35.28 \times 10^6}$$

De la figura 5-10 se obtiene otro valor del parámetro (R_2):

Figura 5-10: Parámetro R_2



Fuente: GPSA 12° Edición página 8-20 (17)

$$R = \frac{R_1 + R_2}{2}$$

$$Q_r = \frac{(UHT)(R)}{NTE}$$

Se calcula el área de transferencia total:

$$A = \frac{Q_r}{I}$$

Se calcula la longitud total:

$$L_t = \frac{A}{\pi(d_0)}$$

Con la longitud de tubos (l), se determina el número de tubos necesarios (n_t):

$$n_t = \frac{L_t}{l}$$

5.7.2. Para la Zona Convectiva

Se calcula el calor total (Q_{total}):

$$Q_{total} = \frac{duty}{NTE}$$

Se calcula el flujo de Gas de Combustión:

$$M_{Gas\ de\ Combustión} = (Q_{total})(r)$$

Con el porcentaje de pérdidas por radiación y el calor radiante (Q_r), se calcula el calor radiante de salida ($Q_{radiante\ de\ salida}$):

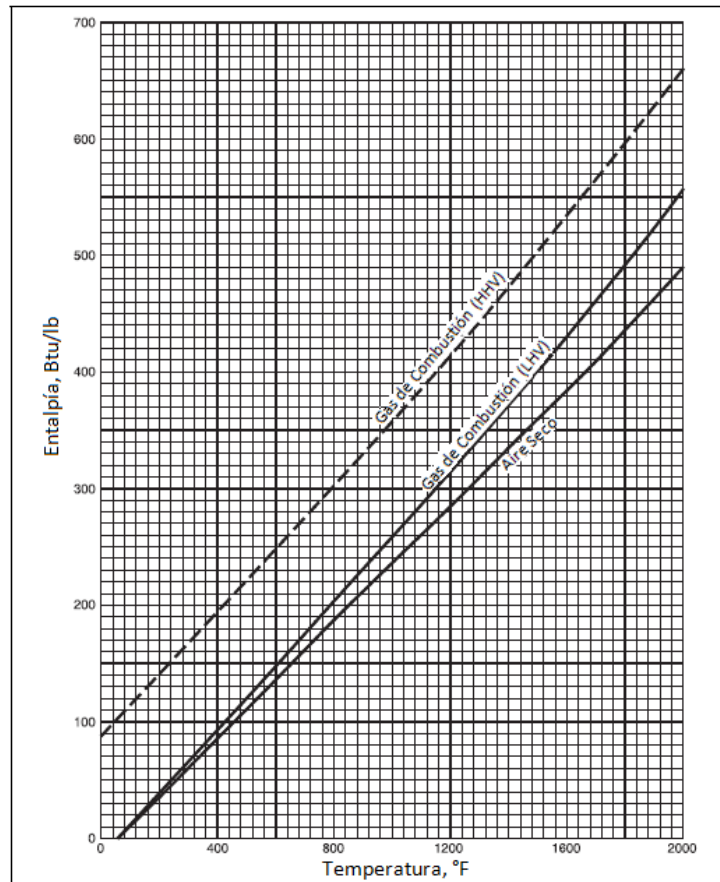
$$Q_{radiante\ de\ salida} = Q_{total} - Q_r - \frac{(Q_{total})(Porcentaje\ de\ Perdida)}{100}$$

Se calcula la entalpía del gas que sale de la zona radiante (H):

$$H = \frac{Q_{radiante\ de\ salida}}{M_{Gas\ de\ Combustión}}$$

Con la figura 5-11 se obtiene la temperatura de salida del gas de combustión (T_G):

Figura 5-11: Temperatura de Salida del Gas de Combustión



Fuente: GPSA 12° Edición página 8-16 (17)

Se calcula el área para el flujo de gas (A_G):

$$A_G = (n)(L)(\text{espaciamiento} - D)$$

Se calcula la velocidad másica del gas de combustión (G_G):

$$G_G = \frac{M_{\text{Gas de Combustión}}}{A_G}$$

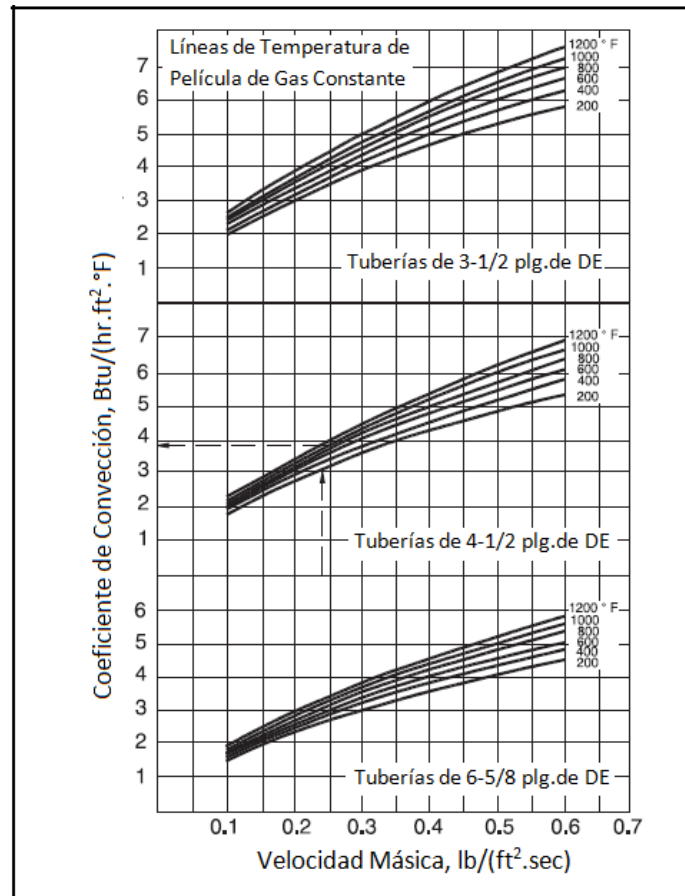
- Para la Primera Fila de Tubos Sin Aletas:

Se asume una temperatura promedio del gas de 1625 °F. Con esta temperatura y la temperatura de la pared del tubo (T_{w1}), se calcula una temperatura promedio:

$$T_{G,media} = \frac{T_{w1} + 1625}{2}$$

De la figura 5-12 se obtiene el coeficiente de convección (h_0):

Figura 5-12: Coeficiente de Convección



Fuente: GPSA 12° Edición página 8-22 (17)

Se calcula el área total de los tubos (A_{tubos}):

$$A_{tubos} = n(L)(\pi D)$$

Se calcula el calor por convección (Q_C):

$$Q_{C,1} = A_{tubos}(h_0)(\Delta T)$$

Se calcula el calor radiante ($Q_{r,1}$):

$$Q_{r,1} = I(A_{tubos})$$

Se calcula el calor de salida ($Q_{salida,1}$):

$$Q_{salida,1} = Q_{radiante\ de\ salida} - Q_{r,1} - Q_{C,1}$$

Se calcula la entalpía de salida:

$$H_{salida,1} = \frac{Q_{salida,1}}{M_{Gas\ de\ Combustión}}$$

Con la entalpía de salida, se obtiene la temperatura de salida de gas ($T_{G,1}$) del gráfico.

- Para la Segunda Fila de Tubos Sin Aletas:

Se calcula de forma análoga, pero se asume que el flujo radiante (I_2) en esta fila equivale a la tercera parte del flujo radiante de la fila anterior.

Se calcula el calor radiante ($Q_{r,2}$):

$$Q_{r,2} = I_2(A_{tubos})$$

Se obtiene el coeficiente de convección (h_0) del gráfico. Y con ese valor se calcula el calor por convección:

$$Q_{C,2} = A_{tubos}(h_0)(\Delta T)$$

Se calcula el calor de salida ($Q_{salida,2}$):

$$Q_{salida,2} = Q_{salida,1} - Q_{r,2} - Q_{C,2}$$

Se calcula la entalpía de salida:

$$H_{salida,2} = \frac{Q_{salida,2}}{M_{Gas\ de\ Combustión}}$$

Con la entalpía de salida, se obtiene la temperatura de salida de gas ($T_{G,2}$) de la figura 5-11.

- Para la Tercera Fila de Tubos Sin Aletas:

Se vuelve a asumir que el flujo radiante (I_3) en esta fila equivale a la tercera parte del flujo radiante de la fila anterior.

Se calcula el calor radiante ($Q_{r,3}$):

$$Q_{r,3} = I_3(A_{tubos})$$

Se obtiene el coeficiente de convección (h_0) del gráfico. Y con ese valor se calcula el calor por convección:

$$Q_{C,3} = A_{tubos}(h_0)(\Delta T)$$

Se calcula el calor de salida ($Q_{salida,3}$):

$$Q_{salida,3} = Q_{salida,2} - Q_{r,3} - Q_{C,3}$$

Se calcula la entalpía de salida:

$$H_{salida,3} = \frac{Q_{salida,3}}{M_{Gas\ de\ Combustión}}$$

Con la entalpía de salida, se obtiene la temperatura de salida de gas ($T_{G,3}$) del gráfico.

- Para las Filas con Aletas:

Debido a las aletas el área de sección transversal por unidad de longitud disminuye y esto a su vez genera un aumento en la velocidad másica del gas:

$$A_{cs} = \frac{d_0}{12} + \frac{n(t)(d_f - d_0)}{144}$$

De donde, d_f es el diámetro del tubo con la aleta (en pulg.), t es el espesor de la aleta (pulg.)

La nueva velocidad másica sería:

$$G_g = \frac{M_{Gas\ de\ Combustión}}{(L)(n)(espaciamiento - A_{cs})}$$

Se calcula el calor de las aletas (Q_f) y el calor de salida de gas ($Q_{salida\ de\ gas}$):

$$Q_f = duty - Q_r - Q_{r,1} - Q_{C,1} - Q_{r,2} - Q_{C,2} - Q_{r,3} - Q_{C,3}$$

$$Q_{salida\ de\ gas} = Q_{total} - duty - Q_{perdida}$$

Se calculan la entalpía de salida ($H_{G,salida}$) y se obtiene la temperatura de salida ($T_{G,salida}$) del gráfico.

$$H_{G,salida} = \frac{Q_{salida\ de\ gas}}{M_{Gas\ de\ Combustión}}$$

Con las temperaturas de los tubos (T_{P1}, T_{P2}) y las temperaturas de los gases (T_{G1}, T_{G2}); se calculan la temperatura promedio de los tubos (T_{PM}) y de los gases (T_{GM}), Se calcula la temperatura media logarítmica ($LMTD$) y la temperatura de película ($T_{película}$):

$$LMTD = \frac{(T_{G1} - T_{P2}) - (T_{G2} - T_{P1})}{\ln\left(\frac{T_{G1} - T_{P2}}{T_{G2} - T_{P1}}\right)}$$

$$T_{pelicula} = \frac{T_{PM} + T_{GM}}{2}$$

Del gráfico se obtiene el coeficiente de convección (h_0) y se calcula el área de transferencia (A_T):

$$A_T = \frac{Q_f}{(LMTD)(h_0)}$$

Se calcula la superficie externa de los tubos con aletas (A_0):

$$A_0 = \frac{\pi(d_0)}{12} \left(1 - \frac{n(t)}{12}\right) + \left(\frac{n(\pi)}{2}\right) \left(\frac{d_f^2 - d_0^2}{144}\right)$$

Se calcula la longitud total de la tubería (L_T), usando una eficiencia de 87%:

$$L_T = \frac{A_T}{(A_0)(eficiencia)}$$

Se calcula el número de filas (n_f), con el número de tubos (n_t) y la longitud de cada tubo (L):

$$n_f = \frac{L_T}{(n_t)(L)}$$

5.8. Diseño de Tanques Acumuladores

Para el diseño de los Tanques Acumuladores se utilizan los siguientes datos:

- El caudal de la simulación de la ampliación.
- El caudal de la simulación de la planta actual.
- Las dimensiones (diámetro y longitud o altura) del equipo de la planta actual.

En base a las dimensiones de los Equipos de la Planta Actual, se calcula la relación L/D y el volumen del equipo.

Con el caudal de la simulación de la planta actual y el volumen del equipo se calcula el tiempo espacial del equipo, el cual es el cociente del volumen entre el caudal.

En base al tiempo espacial calculado del equipo de la planta actual, se calcula el volumen del equipo nuevo necesario, multiplicando el caudal de la simulación de la ampliación y el tiempo espacial.

Con el volumen calculado, se considera que los equipos nuevos van a tener la misma relación L/D y se calcula sus dimensiones.

5.9. Diseño de Tuberías

Para el diseño de tuberías se usa la opción “Pipe Sizing” del simulador HYSYS, para esto se selecciona la corriente para la cual se desea calcular el diámetro de tubería y se especifica un valor de referencia de caída de presión por longitud.

Con esta especificación, el programa calcula el diámetro nominal de la tubería y la caída de presión por longitud que tendría esta tubería. Para ver los resultados de estos cálculos, revisar el Anexo 6 – Tuberías, página 155.

5.10. Costo por Equipos

5.10.1 Escalación de costos de Equipos por Inflación

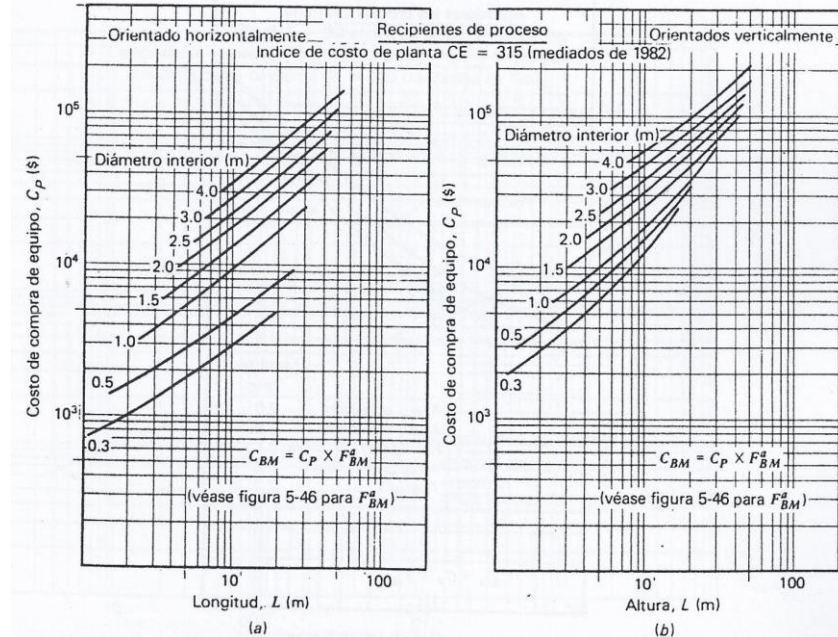
Los costos de equipos que se van a describir a continuación están calculados para mediados del año 1982, con un índice de costos (CE=315) determinado, para poder escalar los costos de dichos equipos se utiliza el índice de costo del “Chemical Engineering” y la siguiente fórmula:

$$C_{año S} = C_{año R} \left(\frac{I_{año S}}{I_{año R}} \right)$$

5.10.2 Costo de Separadores

En base a las dimensiones de los equipos se obtiene costo de compra del equipo (C_P) de los siguientes gráficos (el gráfico (a) para orientación horizontal y el gráfico (b) para orientación vertical):

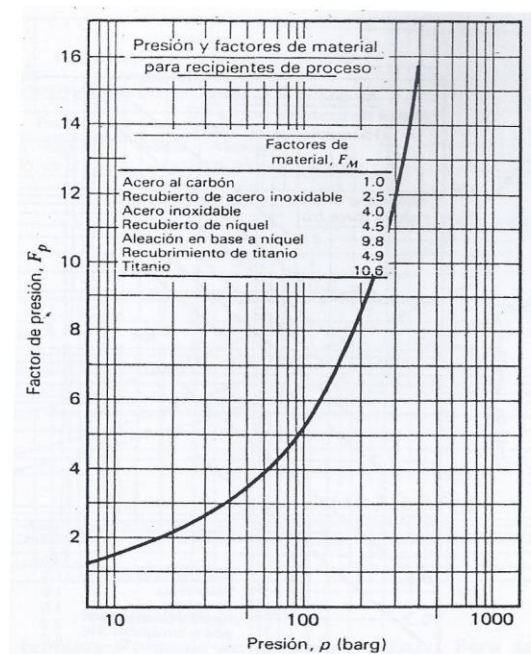
Figura 5-13: Costo de Compra de Separadores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 340 (18)

En base a la presión de diseño y al material se obtienen los factores F_P y F_M de la figura 5-14:

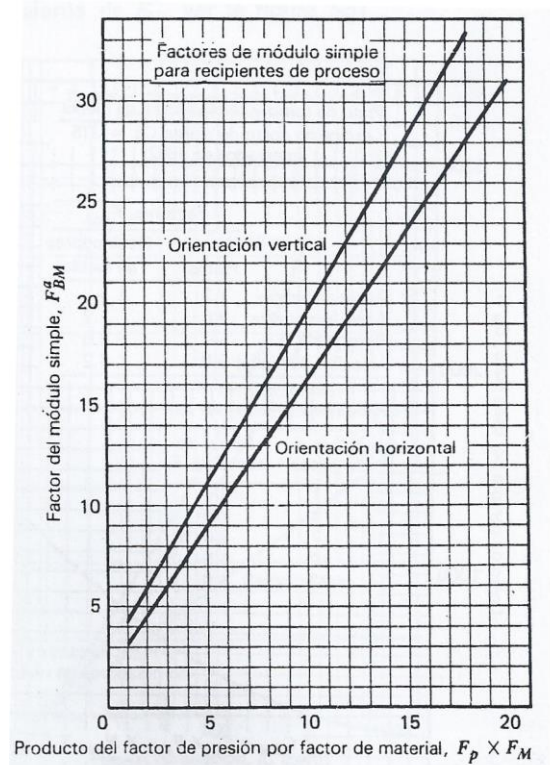
Figura 5-14: Factor de Presión y Factor de Material de Separadores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 341 (18)

Con el producto de la multiplicación de los factores F_M y F_P , se obtiene el factor de módulo simple (F_{BM}) del siguiente gráfico:

Figura 5-15: Factor de Módulo Simple para Separadores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 341 (18)

Finalmente con el costo de compra del equipo (C_P) y con el factor de módulo simple (F_{BM}) se obtiene el costo de módulo simple (C_{BM}):

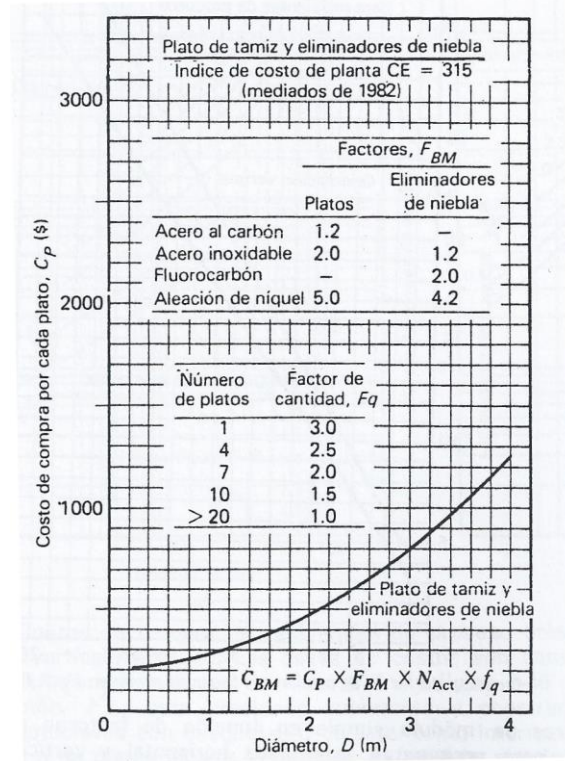
$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

5.10.3 Costo de Torres de Absorción y Fraccionamiento

El costo de las Torres de Absorción y de Fraccionamiento está dado por el costo del recipiente de proceso (el cual se calcula de forma similar al costo de separadores del punto 5.8.1) más el costo de los platos.

El costo de módulo simple de los platos se obtiene en base al diámetro de la torre (D), al material (para obtener el factor de módulo simple, F_{BM}) y el número de platos reales (f_q y $N_{act.}$) del siguiente gráfico:

Figura 5-16: Costo de Compra de cada Plato de las Torres



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 342 (18)

Como muestra el gráfico, el costo de módulo simple (C_{BM}) de los platos se obtiene con la siguiente fórmula:

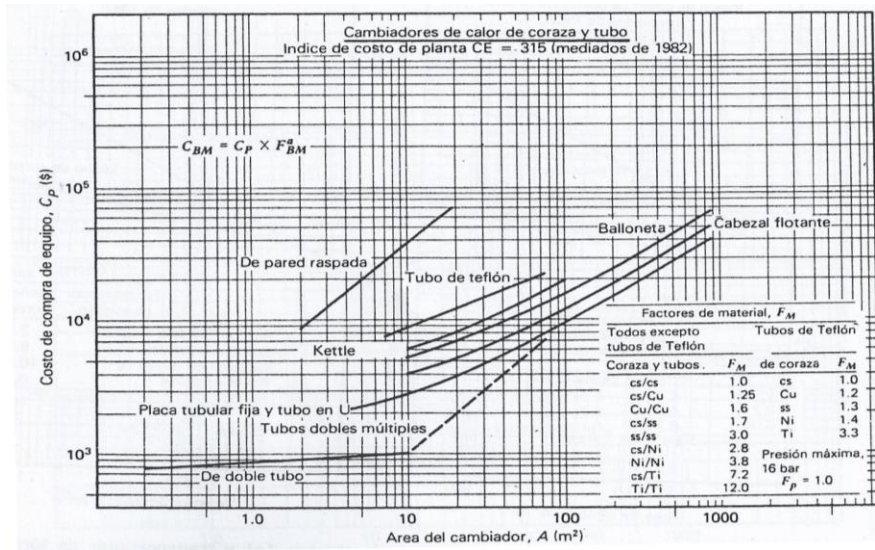
$$C_{BM} = C_p \times F_{BM} \times N_{act} \times f_q$$

El costo total de las torres está dado por la suma del costo del recipiente de proceso (obtenido del punto 5.8.1) más el costo de los platos.

5.10.4 Costo de Intercambiadores de Calor

En base al área total de transferencia del intercambiador y el tipo de intercambiador se obtiene el costo de compra del equipo (C_p) del siguiente gráfico:

Figura 5-17: Costo de Compra de Intercambiadores de Calor

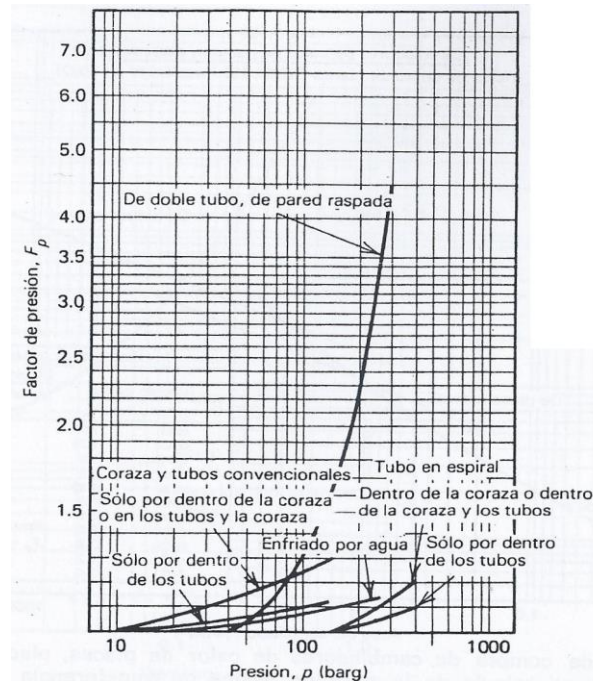


Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 336 (18)

Del anterior gráfico también se obtiene el factor de material, F_M , en base al material que se selecciona para la coraza y los tubos.

A partir de la presión de diseño del equipo se obtiene el factor de presión, F_P , del siguiente gráfico:

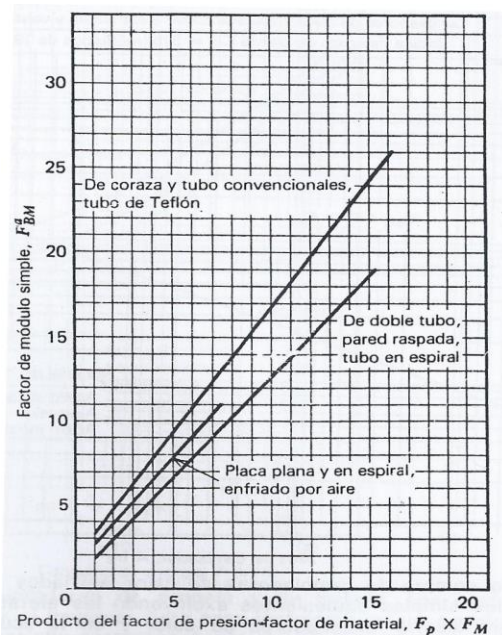
Figura 5-18: Factor de Presión para Intercambiadores de Calor



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 337 (18)

Multiplicando el factor de presión (F_p) y el factor de material (F_M), se obtiene el factor de módulo simple (F_{BM}) del siguiente gráfico:

Figura 5-19: Factor de Módulo Simple para Intercambiadores de Calor



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 337 (18)

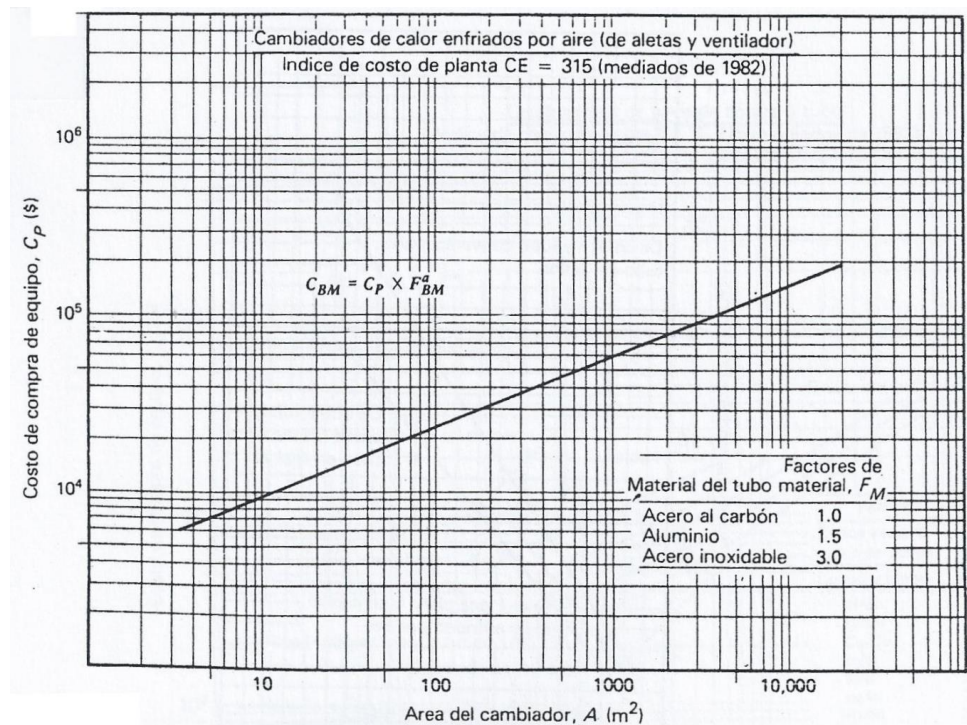
Finalmente con el costo de compra del equipo (C_P) y con el factor de módulo simple (F_{BM}) se obtiene el costo de módulo simple (C_{BM}) de los intercambiadores de calor:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

5.10.5 Costo de Aero-Enfriadores

En base al área total de transferencia del aero-enfriador se obtiene el costo de compra del equipo (C_P) del siguiente gráfico:

Figura 5-20: Costo de Compra de Aero-Enfriadores

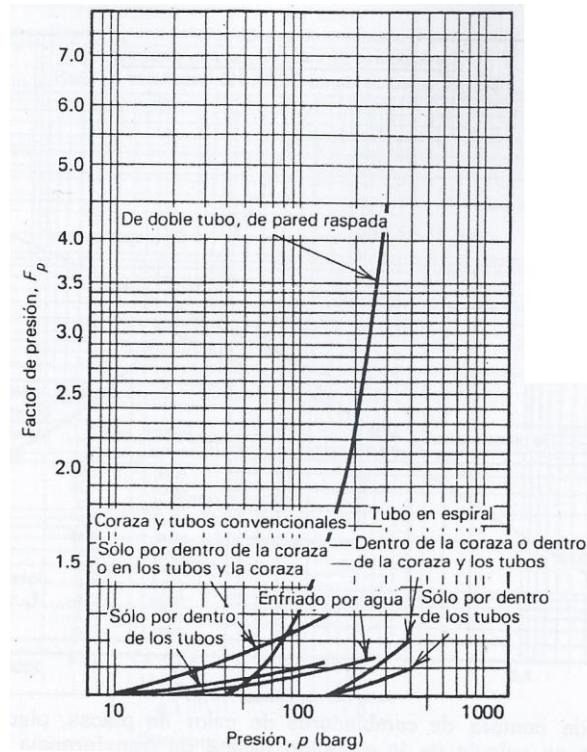


Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 338 (18)

Del anterior gráfico también se obtiene el factor de material, F_M , en base al material que se selecciona para la coraza y los tubos.

A partir de la presión de diseño del equipo se obtiene el factor de presión, F_P , del siguiente gráfico:

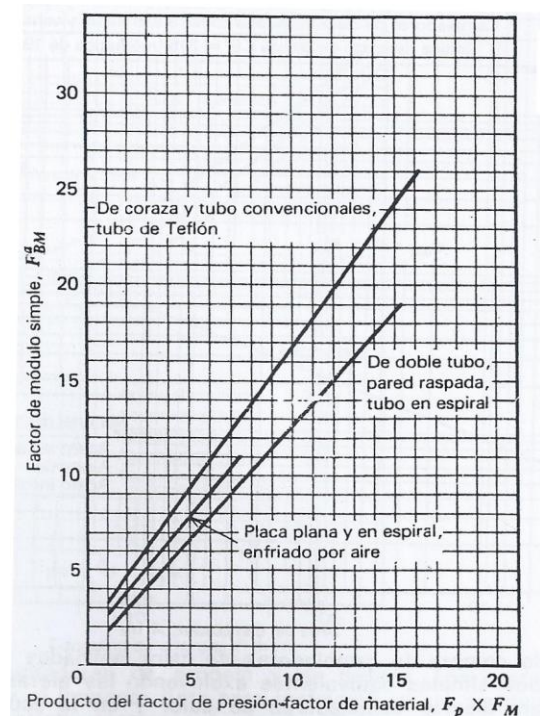
Figura 5-21: Factor de Presión de Aero-Enfriadores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 337 (18)

Multiplicando el factor de presión (F_p) y el factor de material (F_M), se obtiene el factor de módulo simple (F_{BM}) del siguiente gráfico:

Figura 5-22: Factor de Módulo Simple de Aero-Enfriadores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 337 (18)

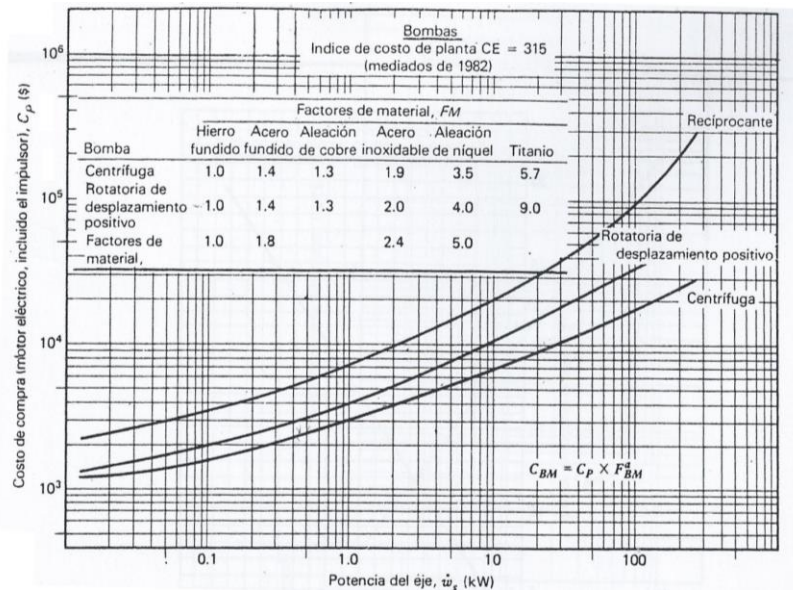
Finalmente con el costo de compra del equipo (C_P) y con el factor de módulo simple (F_{BM}) se obtiene el costo de módulo simple (C_{BM}) de los aero-enfriadores:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

5.10.6 Costo de Bombas

A partir de la potencia requerida para las bombas y el tipo de bomba, se obtiene el costo de compra (C_P) de la bomba, del siguiente gráfico:

Figura 5-23: Costo de Compra de Bombas

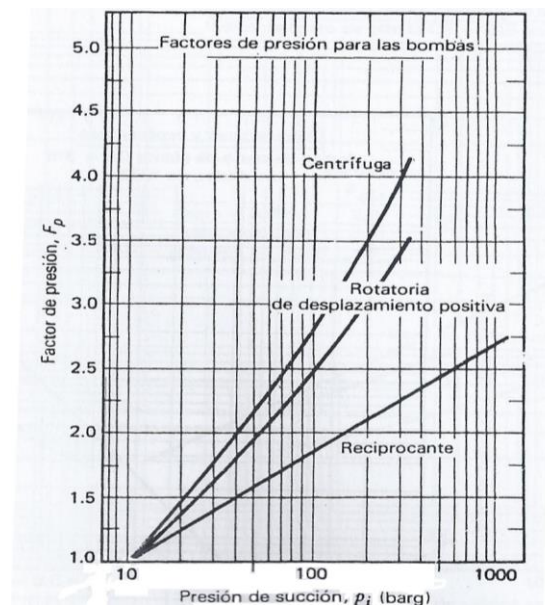


Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 343 (18)

Del gráfico anterior también se obtiene el factor de material (F_M) a partir del material seleccionado para la bomba.

Con la presión en la succión de las bombas y su tipo, se obtiene el factor de presión (F_P) del siguiente gráfico:

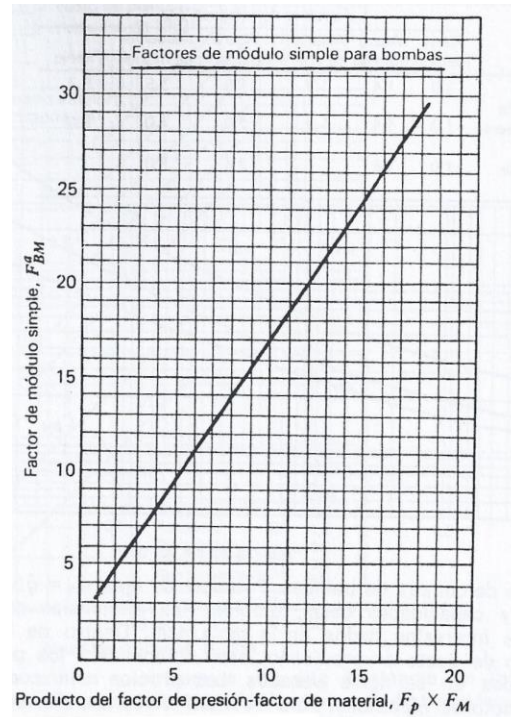
Figura 5-24: Factor de Presión de Bombas



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 343 (18)

El factor de módulo simple (F_{BM}) se obtiene a partir del siguiente gráfico partiendo de la multiplicación del factor de material (F_M) y el factor de presión (F_P):

Figura 5-25: Factor de Módulo Simple de Bombas



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 344 (18)

Finalmente con el costo de compra del equipo (C_P) y con el factor de módulo simple (F_{BM}) se obtiene el costo de módulo simple (C_{BM}):

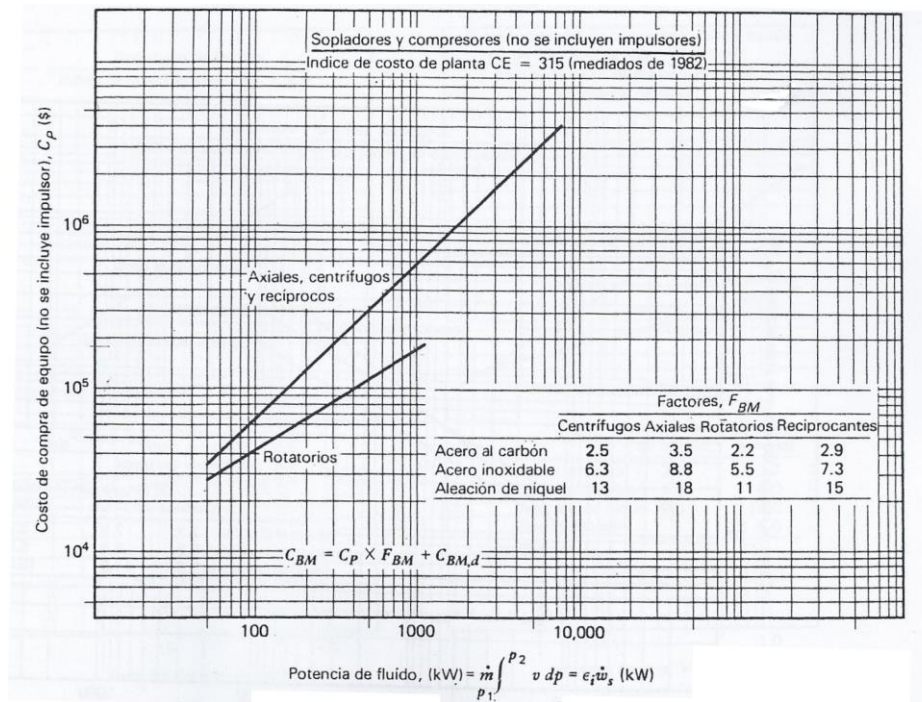
$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

5.10.7 Costo de Compresores

El Costo del Compresor comprende el costo del equipo (sin incluir el impulsor) y el costo del impulsor (motor eléctrico)

Para determinar el costo del equipo, en base a la potencia del fluido y al tipo de compresor, se obtiene el costo de compra del equipo (C_P) del siguiente gráfico:

Figura 5-26: Costo de Compra y Factor de Módulo Simple de Compresores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 333 (18)

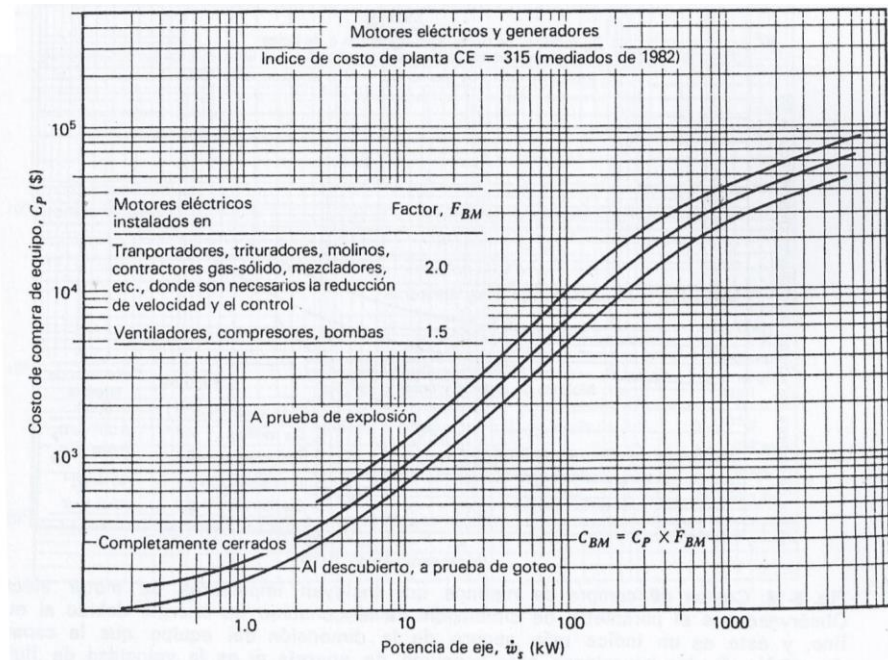
Del gráfico anterior, a partir del material y el tipo de compresor, se obtiene el factor de módulo simple (F_{BM}).

El costo de módulo simple del compresor sería:

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM} + C_{BM,d}$$

El costo de compra (C_P) del impulsor (en este caso se trata de un motor eléctrico), se obtiene a partir de la potencia de éste y del tipo del impulsor a partir del siguiente gráfico:

Figura 5-27: Costo de Compra y Factor de Módulo Simple de Motores de Compresores



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 328 (18)

Del gráfico anterior, con el tipo de motor eléctrico (en este caso, a prueba de explosión) se obtiene el factor de módulo simple (F_{BM}).

El costo de módulo simple del impulsor (motor eléctrico) sería:

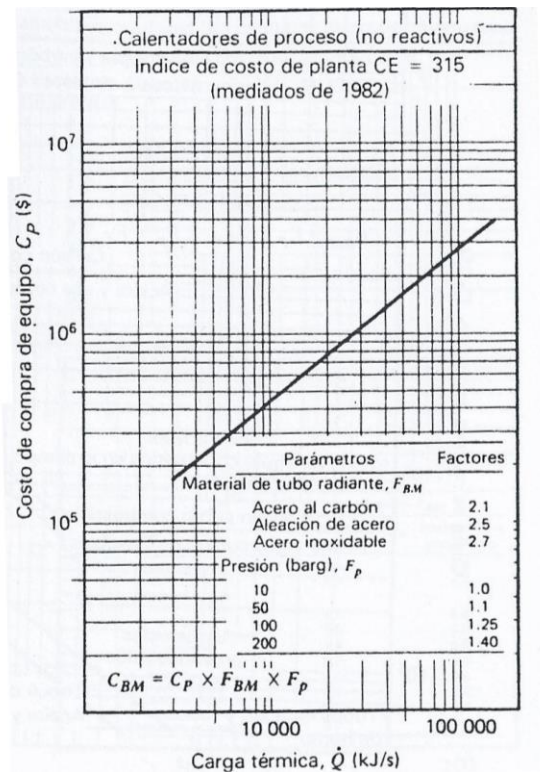
$$C_{BM} = C_P \times F_{BM}$$

El costo total del compresor está dado por la suma del costo de módulo simple del compresor más el costo de módulo simple del impulsor.

5.10.8 Costo de Hornos

En base a la carga térmica (duty) requerido por el horno, se obtiene su costo de compra de equipo (C_P) del siguiente gráfico:

Figura 5-28: Costo de Compra de Hornos



Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich Capítulo 5 página 332 (18)

Del gráfico anterior, también se obtienen el factor de presión (F_p), en base a la presión de diseño y el factor de material (F_M), en base al material usado para los tubos de la zona radiante.

El costo de módulo simple del horno (C_{BM}) es el siguiente:

$$C_{BM} = C_p \times F_p \times F_M$$

CAPÍTULO 6: ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1. Resultados de la Simulación

Del balance de materia la simulación documentado en el Anexo 1, página 104 se obtiene la siguiente información para la corriente de Gas Residual que sale de la planta:

CUADRO N° 6.1: COMPOSICIÓN GAS RESIDUAL

Compuestos	Porcentaje Molar
Dióxido de Carbono	0.63
Oxígeno	0.00
Nitrógeno	0.39
Metano	93.38
Etano	5.13
Propano	0.09
Isobutano	0.00
N-Butano	0.01
C5+	0.38

Fuente: Elaboración Propia

Condiciones:

- Presión: 285 psia.
- Temperatura: 115.2 °F
- Flujo: 18.48 MMPCSD

El GLP obtenido tiene las siguientes características:

CUADRO N° 6.2: COMPOSICIÓN DEL GLP

Compuesto	Porcentaje Molar
Etano	1.12
Propano	55.88
Iso-Butano	19.10
N-Butano	23.50
Iso-Pentano	0.36
N-Pentano	0.03

Fuente: Elaboración Propia

Condiciones:

- Presión: 185.7 psia.
- Temperatura: 119.9 °F
- Flujo: 16.10 USGPM (552.0 BPD)

El Solvente HAS obtenido tiene las siguientes características:

CUADRO N° 6.3: COMPOSICIÓN DEL SOLVENTE HAS

Compuestos	Porcentaje Molar
Propano	0.00
Isobutano	0.04
N-Butano	0.35
C5+	99.60

Fuente: Elaboración Propia

Condiciones:

- Presión: 34.70 psia.
- Temperatura: 115.6 °F
- Flujo: 4.32 USGPM (148.2 BPD)

6.2. Equipos del Área de Procesos

- Torre Deetanizadora

Para evaluar la utilización de la Torre Deetanizadora se simula la torre operando con las corrientes de entrada de la simulación de la planta actual operando con 40 MMPCSD más las corrientes de la ampliación de 20 MMPCSD.

Para simular esta torre se utilizan las mismas especificaciones que para la torre de la simulación de la planta actual operando a 40 MMPCSD, en base a lo descrito en el punto 5.2 (página 27), se calcula el diámetro de esta torre, el cual sería de 7.5 ft.; la torre de la planta actual tiene un diámetro de 5.5 ft.; por lo que sería necesario diseñar un equipo nuevo para poder procesar los 20 MMPCSD adicionales.

En base a lo descrito en el punto 5.2 (página 27), se calculan el número de etapas y el diámetro de la nueva Torre Deetanizadora (T-2200):

- Número de Etapas Teóricas: 13
- Diámetro de Columna: 5 ft.

En el caso de la Torre Deetanizadora, se tuvo que agregar una etapa más al número de etapas teóricas obtenido del “Shortcut Distillation” (11 etapas), debido a que este no cuenta con un condensador (el cual equivale a una etapa teórica) a la salida del tope de la columna, adicionalmente se tuvo que agregar otra etapa más, debido a que no se conseguían las condiciones de temperatura (-2.2 °F) deseadas en el tope del equipo, lo que hubiera significado no obtener la separación deseada.

Para obtener más datos de los equipos, ver el Anexo 2 Hojas de Datos de las Torres de Absorción y Fraccionamiento (página 150).

- Torre Debutanizadora

Al igual que para la Torre Deetanizadora, se simula la Torre Debutanizadora de la planta procesando 60 MMPCSD, de forma similar a la simulación de la Torre Deetanizadora con la planta procesando 60 MMPCSD, en este caso se obtiene un diámetro de 7 ft.; mientras que el diámetro de la torre de la planta existente es de 5.5 ft.; por lo tanto también se tiene que implementar una Torre Debutanizadora nueva.

En base a lo descrito en el punto 5.2, se calculan el número de etapas y el diámetro de la nueva Torre Debutanizadora (T-2210):

- Número de Etapas Teóricas: 20
- Diámetro de Columna: 5.5 ft.

- Intercambiadores de Calor

Para evaluar el uso de los intercambiadores de calor de la planta actual, se comparan el duty de los equipos según su data sheet, el duty usado por esos equipos según la simulación de la planta actual operando a 40 MMPCSD y el duty necesario para poder procesar los 20 MMPCSD adicionales. Obteniéndose lo siguiente:

CUADRO N° 6.4 EVALUACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Equipo	Duty Según Simulación 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Duty Según Data Sheets 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Sobredimensionamiento (MMbtu/hr)	Duty Según Simulación de la Ampliación de 20 MMPCSD (MMbtu/hr)	¿Se puede usar?
Intercambiadores Gas/Gas	5.156	5.718	0.562	2.54	NO
Chillers de Propano	3.306	3.64	0.334	1.53	NO
Reboiler Torre Deetanizadora	16.99	18.79	1.8019	10.03	NO
Intercambiador Tope/Fondo Torre Debutanizadora	0.865	0.892	0.027	0.188	NO
Reboiler Torre Debutanizadora	10.33	11.568	1.238	7.91	NO
Condensadores de Torre Deetanizadora	5.806	6.72	0.914	3.268	NO

Fuente: Elaboración Propia

Cómo se observa en la anterior tabla, ninguno de los intercambiadores de calor se podría usar, por lo que es necesario diseñar equipos nuevos.

En base a lo descrito en el punto 5.3, se diseñan los intercambiadores de calor del proceso:

CUADRO N° 6.5 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Equipo (TAG)	Duty (MMbtu/hr)	N° de Tubos	Diámetro de Coraza (pulg.)
Intercambiador Gas/Gas (E-6200)	2.54	373	22
Chiller (E-6210)	1.53	208	25.25
Reboiler Torre Deetanizadora (E-6230)	10.03	149	23
Intercambiador Tope/ Fondo Torre Debutanizadora (E-6235)	0.188	86	16
Reboiler Torre Debutanizadora (E-6240)	7.91	176	25
Condensador de Torre Deetanizadora (E-6220)	3.268	304	29

Fuente: Elaboración Propia

Para obtener más datos de los equipos, ver el Anexo 4 – Data Sheets Intercambiadores de Calor (página 137).

- Aero-Enfriadores

Para analizar el uso de Aero-Enfriadores, se procede de forma similar que para los intercambiadores de calor usando los dutys según los data sheets, según la simulación de la planta actual y según la simulación de la ampliación. Obteniéndose lo siguiente:

CUADRO N° 6.6 EVALUACIÓN DE AERO-ENFRIADORES.

Equipo	Duty Según Simulación 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Duty Según Data Sheets 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Sobredimensionamiento (MMbtu/hr)	Duty Según Simulación de la Ampliación de 20 MMPCSD (MMbtu/hr)	¿Se puede usar?
Condensador de Reflujo de Torre Debutanizadora	6.54	7.86	1.32	9.445	NO
Aero-Enfriadores de HAS	8.342	9.365	1.023	5.219	NO

Fuente: Elaboración Propia

En base a lo descrito en el punto 5.6, se diseñan los aero-enfriadores necesarios para el proceso:

CUADRO N° 6.7 DISEÑO DE AERO-ENFRIADORES

Equipo (TAG)	N° de Tubos	Diámetro del Ventilador (ft.)
Condensador de Reflujo de Torre Debutanizadora (AC-7200/AC-7205)	274	9.8
Aero-Enfriadores de HAS (AC-7210)	119	7.3

Fuente: Elaboración Propia

- Separadores Verticales

Para los separadores verticales se evaluó el uso de los equipos existentes en la planta actual, para esto se simulan los equipos con una entrada de 60 MMPCSD equivalente al de la simulación más la entrada que recibe actualmente, esta información se obtiene de la simulación de la planta actual.

En base a los métodos de cálculo del punto 5.4 se diseñan los equipos con la capacidad necesaria para operar la planta con una carga de 60 MMPCSD de Gas Natural, obteniéndose los siguientes resultados:

CUADRO N° 6.8 EVALUACIÓN DE SEPARADORES VERTICALES

Equipos (TAG)	Diámetro (pulg.)		Altura (ft.)	
	Existente	Cálculo	Existente	Cálculo
Separador Gas de Entrada (D-3100)	54	54	12	11.59
Separador Gas Residual (D-3185)	60	54	12	11.90
Separador Gas Combustible (D-3210)	30	14	8	5.8

Fuente: Elaboración Propia

Para poder usar los equipos de la planta existente se tiene los siguientes problemas:

- Para poder realizar las conexiones con los equipos nuevos, se tiene que parar la planta durante un periodo largo de tiempo, lo que generaría un paro en la entrega de gas natural seco a la empresa de generación eléctrica que lo consumo, lo que a su vez generaría problemas de suministro eléctrico en la zona.
- El aumento de flujo en estos equipos puede generar problemas por la formación de vórtices en las boquillas.

- Cuando se purgan los condensados del Separador de Gas de Entrada, estos condensados se envían al Separador Frío, por lo tanto aumentar el ingreso de gas a este equipo va generar aumento en el nivel del Separador Frío.
- A la salida del Separador de Gas Residual se tiene una válvula que se usa para controlar la presión en el Acumulador de Reflujo de Torre Deetanizadora (D-3210), por lo que el uso de este equipo implica modificar dicho lazo de control.

Para evitar estos problemas, se decide usar equipos nuevos, los cuales son diseñados en base a los métodos de cálculo del punto 5.4; y tienen las siguientes características:

CUADRO N° 6.9 DISEÑO DE SEPARADORES VERTICALES

Equipo (TAG)	Diámetro (plg.)	Altura/Longitud (ft.)
Separador Gas de Entrada (D-3500)	36	11.45
Separador Gas Residual (D-3585)	36	9.78
Separador Gas Combustible (D-3610)	10	3.81

Fuente: Elaboración Propia

- Separadores Trifásicos

Al igual que para los separadores verticales, para los separadores trifásicos, se simula usando como carga para el equipo una mezcla de la carga de la ampliación y la de la planta actual.

En base a los métodos de cálculo del punto 5.5 se diseñan los equipos con la capacidad necesaria para operar la planta con una carga de 60 MMPCSD de Gas Natural, obteniéndose los siguientes resultados:

CUADRO N° 6.10 EVALUACIÓN DE SEPARADORES TRIFÁSICOS

Equipos (TAG)	Diámetro (pulg.)		Longitud (ft.)		Tiempo de Retención (min.)	Tiempo de Asentamiento (min.)
	Existente	Cálculo	Existente	Cálculo		
Separador Frío (D-3105)	72	72	24	24	69.3	0.5
Acumulador de Reflujo de Torre Deetanizadora (D-3110)	108	96	32	30	22.4	1.9

Fuente: Elaboración Propia

Para poder usar estos se equipos se tiene los siguientes problemas:

- Para poder realizar las conexiones con los equipos nuevos, se tiene que parar la planta durante un periodo largo de tiempo, lo que generaría un paro en la entrega de gas natural seco a la empresa de generación eléctrica que lo consumo, lo que a su vez generaría problemas de suministro eléctrico en la zona.
- A la salida de estos equipos se controla el flujo de condensados en función al nivel de estos equipos, si se usan los equipos existentes, se tiene que modificar este lazo de control para que pueda controlar el flujo hacia 2 torres distintas y de forma proporcional.
- Debido a la larga distancia entre estos equipos y la ubicación propuesta para los equipos nuevos (ver Anexo 5 - Disposición de los Equipos), van a aumentar las pérdidas de calor en el flujo de condensados (que deben mantenerse a -13°F de temperatura).

Es por estas razones que se decide usar equipos nuevos, los cuales son diseñados en base a los métodos de cálculo del punto 5.5; y tienen las siguientes características:

CUADRO N° 6.11 DISEÑO DE SEPARADORES TRIFÁSICOS

Equipos (TAG)	Diámetro (pulg.)	Longitud (ft.)	Tiempo de Retención (min.)	Tiempo de Asentamiento (min.)
Separador Frío (D-3505)	48	17.5	92.7	0.4
Acumulador de Reflujo de Torre Deetanizadora (D-3510)	48	17.5	6.4	0.7

Fuente: Elaboración Propia

- Bombas

De la simulación se obtienen los caudales de las bombas necesarios para impulsar los fluidos del proceso, en el cuadro 6-12. Estos caudales se comparan con el caudal máximo disponible de cada bomba (según su data sheet) y el caudal según la simulación de la planta a 40 MMPCSD, para poder determinar si es que pueden impulsar el caudal adicional necesario:

CUADRO N° 6.12 EVALUACIÓN DE BOMBAS

Equipo (TAG)	Caudal según la Simulación de la Planta Actual a 40 MMPCSD (GPM)	Caudal Máximo Disponible (GPM)	Sobredimensionamiento (GPM)	Caudal Adicional (GPM)
Bomba de Alimentación a Torre Deetanizadora (P-1100/1105)	26.93	43	16.07	11.17
Bomba de Reflujo de Debutanizadora (P-1110/1115)	241.16	250	8.84	140.20
Bomba de Reflujo de Debutanizadora (P-1120/1125)	335.81	402	66.19	246.45
Bomba de HAS (P-1140/1145)	210.63	242	31.37	123.28

Fuente: Elaboración Propia

Cómo se observa del cuadro anterior, la única bomba que puede usarse es la Bomba de Alimentación a Torre Deetanizadora, pero en la parte anterior ya se considera la implementación de una Torre Deetanizadora nueva y un Separador Frío Nuevo, se opta por implementar una bomba nueva.

La potencia y los caudales de las bombas nuevas necesarias para poder impulsar los fluidos son los siguientes:

CUADRO N° 6.13 ESPECIFICACIÓN DE BOMBAS

Equipo (TAG)	Caudal (GPM)	Potencia (kW)
Bomba de Alimentación a Torre Deetanizadora (P-1200/1205)	11.17	0.279404
Bomba de Reflujo de Deetanizadora (P-1210/1215)	140.20	3.02297
Bomba de Reflujo de Debutanizadora (P-1220/1225)	246.45	15.6291
Bomba de HAS (P-1240/1245)	123.28	16.9798

Fuente: Elaboración Propia

6.3. Sistema de Refrigeración

En base a la simulación se obtienen los siguientes parámetros para el compresor:

CUADRO N° 6.14 ESPECIFICACIONES DEL COMPRESOR

Variable	Simulación	
	1°etapa	2°etapa
Capacidad Requerida (MMPCSD)	7.5	11.69
Flujo Másico (lb/h)	36734	56898.2
Condiciones de Entrada		
Presión (psia)	22.4	80.7
Temperatura (°F)	-18.95	82.0
Peso Molecular	44.3	44.3
Compresibilidad	0.956	0.904
Condiciones de Salida		
Presión (psia)	80.7	247.6
Temperatura (°F)	82.0	181.4
Compresibilidad	0.904	0.8080

Fuente: Elaboración Propia

Se evalúa el uso del Aero-enfriador usado en el sistema de refrigeración para condensar al fluido refrigerante, de forma similar como se evaluaron los Aero-enfriadores del área de procesos.

CUADRO N° 6.15 EVALUACIÓN DE AERO-ENFRIADORES DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Equipo	Duty Según Simulación 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Duty Según Data Sheets 40 MMPCSD (MMbtu/hr)	Sobredimensionamiento (MMbtu/hr)	Duty Según Simulación de la Ampliación de 20 MMPCSD (MMbtu/hr)	¿Se puede usar?
Condensador de Fluido Refrigerante	7.43	8.789	1.359	8.831	NO

Fuente: Elaboración Propia.

Como no se puede usar el equipo existente, se diseñó uno nuevo en base a lo descrito en el punto 5.6, página 34:

CUADRO N° 6.16 DISEÑO DE AERO-ENFRIADORES

Equipo (TAG)	N° de Tubos	Diámetro del Ventilador (ft.)
Condensador de Fluido Refrigerante (AC-7215)	217	8.7

Fuente: Elaboración Propia

Se evalúa el uso del Separador de Fluido Refrigerante:

CUADRO N° 6.17 EVALUACIÓN DE SEPARADOR

Equipos (TAG)	Diámetro (pulg.)		Altura (ft.)	
	Existente	Cálculo	Existente	Cálculo
Separador de Fluido Refrigerante (D-3135)	72	74	12	10.08

Fuente: Elaboración Propia

El diámetro calculado (74 pulg.) para poder separar el flujo de fluido refrigerante es mayor que el que tiene el equipo existente en planta (72 pulg.), por lo que es necesario implementar un equipo nuevo:

CUADRO N° 6.18 DISEÑO DE SEPARADOR

Equipo (TAG)	Diámetro (plg.)	Altura (ft.)
Separador de Fluido Refrigerante (D-3535)	54	6.47

Fuente: Elaboración Propia

6.4. Sistema de Regeneración de Glicol

Para el Sistema de Regeneración de Glicol se modificó la composición del Glicol considerada en el diseño, se redujo el porcentaje en masa de Glicol de 85 % a 80 %; composición usada en operación de la planta actual.

Comparando el Balance de Masa y Energía realizado para diseñar el Sistema de Regeneración de Glicol existente en la planta y la Simulación del Sistema de Regeneración de Glicol:

CUADRO N° 6.19 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE REGENERACIÓN DE GLICOL

Equipo	Característica	Planta Actual	Simulación
Regenerador de MEG	Duty (MMBTU/hr)	1.284	1.147
Columna de Regeneración de MEG	Diámetro (ft.)	1.5	1.5
	Duty (MMBTU/hr)	0.1320	0.03003
Intercambiador MEG/MEG	Duty (MMBTU/hr)	0.869155	1.292
Bomba de MEG	Caudal Máximo (GPM)	16	21.38

Fuente: Elaboración Propia

Para el caso del Intercambiador MEG/MEG, se plantea modificar el número de tubos y el haz de tubos para aumentar el duty del equipo, usando el mismo diámetro de coraza, se calcula:

CUADRO N° 6.20 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR MEG/MEG

Equipo (TAG)	Duty (MMbtu/hr)	N° de Tubos en U	Diámetro de Coraza (pulg.)
Intercambiador MEG/MEG	1.292	42	12

Fuente: Elaboración Propia

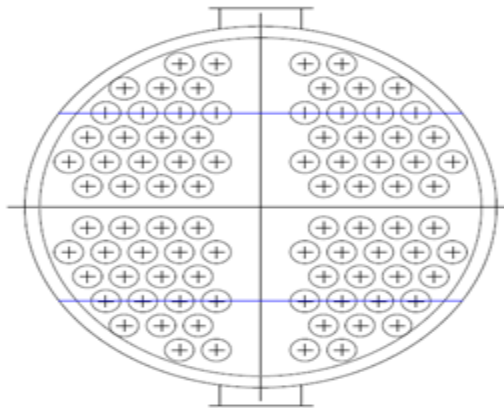
CUADRO N° 6.21 DISEÑO DE HAZ DE TUBOS

Haz de Tubos del Equipo Existente		Haz de Tubos Nuevo
N° de Agujeros Usados	N° Total de Agujeros	Nuevo N° de Agujeros
48	70	88

Fuente: Data Sheet del Equipo, Elaboración Propia

La disposición de los tubos dentro del nuevo haz se muestra en la siguiente figura 6-1:

Figura 6-1: Nuevo Haz de Tubos de Intercambiador MEG/MEG



Fuente: Elaboración Propia

Para la bomba se plantea implementar una bomba en paralelo capaz de impulsar el flujo restante de Glicol, esta bomba tiene las siguientes características:

CUADRO N° 6.22 ESPECIFICACIÓN DE BOMBA

Equipo (TAG)	Caudal (GPM)	Potencia (kW)
Bomba de MEG (P-1250)	6.64	1.25733

Fuente: Elaboración Propia

6.5. Sistema de Fluido Térmico

Para poder calcular que modificaciones que se deben realizar en el horno para poder procesar 60 MMPCSD, se usan los datos de la simulación de la ampliación con una carga a 20 MMPCSD y de la simulación de la planta actual operando a 40 MMPCSD, con esto se realiza una simulación del horno de la planta actual como si operara a 60 MMPCSD; en base a lo descrito en el punto 5.7, comparando con el horno de la planta actual, se obtienen los siguientes resultados:

CUADRO N° 6.23 EVALUACIÓN DEL HORNO

Características	Equipo Existente	Cálculo
	Zona Radiante	
Diámetro de Tubería (plg.)	5.563	7.39
Zona Convectiva		
N° de Filas	4	6
Total		
Duty (MMBTU/h)	29.43	46.21
Quemadores	4	6

Fuente: Elaboración Propia

Los quemadores que tiene el horno de la planta actual tienen una liberación de calor normal de 8.77 MMBTU/hr, por lo que para determinar el número de quemadores necesarios para el horno nuevo se divide el duty total del equipo entre el calor liberado por estos quemadores, en este caso se requerirían 6 quemadores en total.

Realizar modificaciones al horno con el que cuenta la planta presenta las siguientes complicaciones:

- Para poder modificar el horno internamente, se tiene que parar la planta durante un periodo largo de tiempo, lo que generaría un paro en la entrega de gas natural seco a

la empresa de generación eléctrica que lo consumo, lo que a su vez generaría problemas de suministro eléctrico en la zona.

- Alto riesgo en la construcción y montaje del nuevo serpentín de tubos dentro del horno.

Por estas razones, se opta por la implementación de un horno nuevo, para realizar estos cálculos, se usan los datos de la simulación de la ampliación con una carga a 20 MMPCSD y en base a lo descrito en el punto 5.7 se obtienen los siguientes resultados:

CUADRO N° 6.24 DISEÑO DEL HORNO

Zona Radiante	
N° de Tubos	26
Diámetro de Tubería (plg.)	5.563
Zona Convectiva	
N° de Filas	4
Duty (MMbtu/h)	18.46

Fuente: Elaboración Propia

Para la Bomba de Fluido de Térmico:

CUADRO N° 6.25 EVALUACIÓN DE LA BOMBA

Equipo	Caudal según la Simulación a 40 MMPCSD (GPM)	Cauda Máximo Disponible (GPM)	Caudal según la Simulación a 60 MMPCSD (GPM)
Bomba de Fluido Térmico	554	696	936.48

Fuente: Elaboración Propia

Se plantea implementar una bomba en paralelo capaz de impulsar el flujo restante de Fluido Térmico, esta bomba tiene las siguientes características:

CUADRO N° 6.26 DISEÑO BOMBA

Equipo (TAG)	Caudal (GPM)	Potencia (kW)
Bomba de Fluido Térmico (P-1230)	382.65	23.8589

Fuente: Elaboración Propia

6.6. Tanques Acumuladores

Se opta por implementar Tanques Acumuladores nuevos por las siguientes razones:

- Para poder realizar las conexiones con los equipos nuevos, se tiene que parar la planta durante un periodo largo de tiempo, lo que generaría un paro en la entrega de

gas natural seco a la empresa de generación eléctrico que lo consumo, lo que a su vez generaría problemas de suministro eléctrico en la zona.

- A la salida de los Tanques Acumuladores se tienen lazos de control que regulan los flujos que se envían como reflujo, por lo que el uso de los equipos existentes implica modificar los lazos de control de estos tanques.

En base a lo descrito en el punto 5.7; se diseñan los Tanques Acumuladores

CUADRO N° 6.27 DISEÑO DE TANQUES ACUMULADORES

Equipos (TAG)	Diámetro (20MMPCSD) (ft)	Longitud (20 MMPCSD) (ft)
Acumulador de Reflujo de Torre Debutanizadora (D-3515)	6	28
Tanque de HAS (D-3520)	8	21
Acumulador de Fluido Refrigerante (D-3525)	2	6
Tanque de Fluido Térmico (D-3570)	6	22

Fuente: Elaboración Propia

CAPÍTULO 7: EVALUACIÓN ECONÓMICA

- Costo por Equipos

Para escalar los costos de equipos que se determinan mediante los métodos de cálculos del punto 5.10, se usa el índice de costos CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) del “Chemical Engineering” de febrero del 2012 el cual tiene el valor de 596.3.

Se calcula el costo de los equipos (Costo de Módulo Simple, C_{BM}) en base al costo de compra (C_P), el Factor de Material (F_M), el Factor de Presión (F_P) y el Factor de Módulo Simple (F_{BM}) según lo descrito en el punto 5.10 y se escala su valor por inflación según lo descrito en el punto 5.10.1, obteniéndose los siguientes resultados:

- Separadores

CUADRO N° 7.1 COSTO DE SEPARADORES

Equipo	D-3500	D-3585	D-3610	D-3535	D-3505	D-3510
Orientación	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical	Horizontal	Horizontal
C_P (\$,1982)	8 000	7 000	1 900	6 000	6 000	6 000
Material	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón
F_M	1	1	1	1	1	1
Presión (barg)	25.86	25.86	13.79	17.24	25.86	25.86
F_P	2.4	2.4	2	2	2.4	2.4
F_{BM}	6.6	6.6	5.6	6	5.3	5.3
C_{BM} (\$,02/2012)	99 951	87 457	20 141	68 148	60 197	60 197

Fuente: Elaboración Propia

b. Torres de Absorción y Fraccionamiento

CUADRO N° 7.2 COSTO DE TORRES

Equipos	T-2200	T-2210
D (m)	1.524	1.676
N° Plat. Teór.	13	20
Ef.	0.50	0.84
N° Plat. Reales	26	24
Sep. de Platos (m)	0.6096	0.6096
Altura (m)	15.85	14.63
C _p /Plato (\$, 1982)	350	400
F _q (Factor de Cantidad)	1	1
Material	Acero al Carbón	Acero al Carbón
F _{BM}	1.2	1.2
Costo Platos (\$, 1982)	10920	11520
C _p Recipiente (\$, 1982)	30000.00	30000.00
C _p Total (\$,1982)	39100.00	39600.00
Presión (barg)	24.13	17.56
F _p	2.4	1.9
F _M	1	1
F _p x F _M	2.4	1.9
F _{BM}	6.2	6
Costo Recipiente (\$, 1982)	186 000	180 000
C _{BM} (\$, 1982)	196 920	191 520
C _{BM} (\$, 02/2012)	372 772	362 550

Fuente: Elaboración Propia

c. Intercambiadores de Calor

CUADRO N° 7.3 COSTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Equipos	E-6200	E-6210	E-6230	E-6235	E-6240	E-6220	E-6150
Área (m ²)	376.49	125.25	67.687	41.27	67.48	228.31	50.90
C _p (\$, 1982)	22 000	12 000	8 000	5 000	8 000	21 000	6 000
Presión (barg)	25.85	25.85	26.54	17.92	17.92	25.85	8.27
F _p	1	1	1	1	1	1	1
Material	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Acero al Carbón
F _M	1	1	1	1	1	1	1
F _p x F _M	1	1	1	1	1	1	1
F _{BM}	3.2	3.2	3.2	3.2	3.2	3.2	3.2
C _{BM} (02/2012)	133 268	72 691	48 461	30 288	48 461	127 210	36 345

Fuente: Elaboración Propia

d. Aero-Enfriadores

CUADRO N° 7.4 COSTO DE AERO-ENFRIADORES

Equipos	Área (m ²)	C _p (\$, 1982)	Presión (barg)	F _p	Material	F _M	F _P ×F _M	F _{BM}	C _{BM} (02/2012)
AC-7200	3201.554	39 000	17.24	1	Acero al Cabón	1	1	3	221 482
AC-7205	3201.554	39 000	17.24	1	Acero al Cabón	1	1	3	221 482
AC-7210	1180.278	22 000	17.24	1	Acero al Cabón	1	1	3	124 939
AC-7215	1768.853	80 000	20.68	1	Acero Galvanizado	1	1	3	454 323

Fuente: Elaboración Propia

e. Bombas

CUADRO N° 7.5 COSTO DE BOMBAS

Equipo	P-1200/1205	P-1210/1215	P-1220/1225	P-1230/1235	P-1240/1245	P-1250/1255
Tipo de Bomba	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Reciprocante
Potencia (kW)	0.279404	3.02297	15.6291	23.8589	16.9798	1.25733
C _p (\$, 1982)	2 200	5 000	9 500	9 000	10 000	8 000
Presión de Succión (barg)	20.09	19.46	10.70	4.82	7.58	0
F _p	1.5	1.5	10.	0.8	0.9	0.6
Material	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero
F _M	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
F _P ×F _M	2.1	2.1	1.4	1.12	1.26	0.84
F _{BM}	5	5	3.6	3	3	3
C _{BM} (\$, 02/2012)	20 823	47 325	64 741	51 111	56 790	45 432

Fuente: Elaboración Propia

Considerando que por cada bomba se debe tener una bomba de repuesto, se tiene lo siguiente:

CUADRO N° 7.6 COSTO DE BOMBAS CON REPUESTO

Equipo	C _{BM} (\$, 02/2012)
P-1200/1205	41 646
P-1210/1215	94 650
P-1220/1225	129 482
P-1230/1235	102 222
P-1240/1245	113 580
P-1250/1255	90 864

Fuente: Elaboración Propia

f. Compresores

CUADRO N° 7.7 COSTO DEL COMPRESOR

Equipo	C-5120
Potencia (kW)	921.26
Tipo Compresor	Rotatorio
C _P (\$, 1982)	190 000
Material	Acero al Carbón
F _{BM}	2.2
Tipo de Impulsor	A prueba de Explosión
C _P Motor (\$, 1982)	40 000
F _{BM}	1.5
Costo Total (\$, 1982)	478 000
Costo Total (\$, 02/2012)	904 861

Fuente: Elaboración Propia

g. Horno

CUADRO N° 7.8 COSTO DEL HORNO

Equipo	H-8200
Carga Térmica (kJ/s)	5405.28
C _P (\$, 1982)	250 000
Material	Acero al Carbón
F _{BM}	2.1
Presión (barg)	17.23
F _P	1
C _{BM} (\$,1982)	525 000
C _{BM} (02/2012)	993 833

Fuente: Elaboración Propia

- Estudio de Inversión

Para determinar la inversión total, se ha considerado que los montos a invertir son un porcentaje determinado del costo por equipos, estos porcentajes se determinaron con la inversión realizada para la implementación de la planta actual.

CUADRO N° 7.9 INVERSIÓN DE AUXILIARES A ISBL

Rubro	Item	Porcentaje Respecto al Costo por Equipos	Costo Estimado (\$)
Equipos ISBL	Costo por Equipos	-	5 510 796
Auxiliares ISBL	Paquetes y Misceláneos	4.6%	254 716
	Estación de Medición	4.5%	246 724
	Generador de Emergencia	0.3%	19 096
	Sistema Control (DCS)	1.3%	72 186
	Sistema ESD	0.7%	39 731
	Sistema F&G	0.6%	35 722
	MCC / Switchgears & Transformadores de Potencia	5.6%	309 505
	Sistema Contra Incendio	4.1%	224 727
	VFD (Variador de Frecuencia)	1.7%	95 260
	UPS (Sistema Ininterrumpido de Energía)	0.6%	31 554
Subtotal			1 329 226

Fuente: GMP, Elaboración Propia

CUADRO N° 7.10 INVERSIÓN DE MATERIALES

Rubro	Item	Porcentaje Respecto al Costo por Equipos	Costo Estimado (\$)
Equipos ISBL	Costo por Equipos	-	5 510 796
Materiales	Tubería & Accesorios	9.4%	516 359
	Válvulas	4.4%	244 650
	Eléctricos	10.9%	602 432
	Instrumentos	6.9%	381 832
	Estructuras Metálicas	2.7%	149 370
	Aislamientos Térmicos	2.5%	136 165
Subtotal			2 030 812

Fuente: GMP, Elaboración Propia

CUADRO N° 7.11 INVERSIÓN DE CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE DE ISBL

Rubro	Item	Porcentaje Respecto al Costo por Equipos	Costo Estimado (\$)
Equipos ISBL	Costo por Equipos	-	5 510 796
Costos Directos de Construcción y Montaje ISBL	Movimiento de Tierra y Sistemas Enterrados	2.7%	150 291
	Concreto	9.6%	529 641
	Montaje de Estructura Metálica	0.3%	19 041
	Prefabricación de Tuberías y Soportes Auxiliares	1.2%	65 778
	Montaje de Tuberías y Soportes Auxiliares	2.6%	142 027
	Montaje Mecánico de Equipos	4.3%	238 330
	Montaje Eléctrico	3.1%	170 804
	Montaje de Instrumentación	1.7%	95 842
	Instalación de Aislamiento Térmico de Equipos	0.4%	21 519
	Instalación de Aislamiento Térmico de Tuberías	0.2%	11 879
	Suministro y Aplicación de Pintura de Equipos y Tuberías	0.4%	23 758
	Prelistamiento (Precommissioning)	1.1%	60 853
Commissioning & Start Up	0.8%	43 466	
Subtotal			1 573 234

Fuente: GMP, Elaboración Propia

CUADRO N° 7.12 INVERSIÓN DE CONSTRUCCIÓN Y MONTAJE DE OSBL

Rubro	Item	Porcentaje Respecto al Costo por Equipos	Costo Estimado (\$)
Equipos ISBL	Costo por Equipos	-	5 510 796
Costos Directos de Construcción y Montaje OSBL	Movimiento de Tierra y Sistemas Enterrados	14.0%	773 006
	Concreto	8.8%	484 799
	Montajes de Estructura Metálica	0.5%	29 700
	Montaje de Tuberías y Soportes Auxiliares	6.6%	360 966
	Montaje Mecánico de Equipos	4.1%	223 521
	Montaje Eléctrico	1.7%	94 196
	Montaje de Instrumentación	0.7%	39 291
	Suministro y Aplicación de Pintura de Equipos y Tuberías	0.7%	39 833
	Prelistamiento (Precommissioning)	1.4%	76 727
Commissioning & Start Up	1.0%	54 805	
Subtotal			2 176 847

Fuente: GMP, Elaboración Propia

CUADRO N° 7.13 INVERSIÓN TOTAL

Rubro	Item	Porcentaje Respecto al Costo por Equipos	Costo Estimado (\$)
Equipos ISBL		-	5 510 796
Auxiliares ISBL			1 329 226
Materiales			2 030 812
Costos Directos de Construcción y Montaje ISBL			1 573 234
Costos Directos de Construcción y Montaje OSBL			2 176 847
Costo Técnico			12 620 917
Contingencia (5% Costo Técnico)			631 045
Indirectos	Ingeniería ISBL	11.4%	626 337
	Ingeniería OSBL	3.8%	209 841
	Levantamiento Topográfico y Estudio Geotécnico	0.7%	41 283
	Soporte de Ingeniería al Campo	3.6%	201 044
Total			14 330 470

Fuente: GMP, Elaboración Propia

- Costo de Operación y Mantenimiento

Para el Costo de Operación se consideran los siguientes costos:

- Insumos Químicos: Las reposiciones de los compuestos usados en los sistemas de refrigeración (propano), regeneración de glicol (glicol y MEA usado para controlar el pH del glicol) y de fluido térmico (Therminol).
- Consumo Eléctrico: El cual está dado por las bombas, aero-enfriadores y el compresor.
- Mano de Obra: Se considera que para operar las nuevas unidades es necesario un operador adicional por turno.
- Seguro: Se toma como un porcentaje de la inversión total.

CUADRO N° 7.14 COSTO DE OPERACIÓN – CASO BASE

Costo de Operación					
Materia Prima					
Total (\$)				7 490 044	
Insumos Químicos					
Insumo Químico	Consumo (kg.)	Costo (\$/kg.)	Costo Total (\$)		
Therminol	900	5.75	5 175		
Glicol	11 280	2.30	25 944		
Propano	120 000	1.11	133 200		
MEA	209	4.62	965		
Total				165 284	
Servicios					
Electricidad	Equipo	Potencia (kW)	Costo (\$ /MW-h)	Costo Total (\$)	
	P-1200/1205	0.279	60	146	
	P-1210/1215	3.023		1 588	
	P-1220/1225	15.629		8 214	
	P-1230/1235	23.859		12 540	
	P-1240/1245	16.980		8 924	
	P-1250/1255	1.257		660	
	C-5120	921.260		484 214	
	AC-7200	83.146		43 701	
	AC-7205	83.146		43 701	
	AC-7210	5.444		2 861	
	AC-7215	25.876		13 600	
	Total				620 154
Mano de Obra					
Puesto	Persona/Turno	Total Personas	Salario (\$/. / mes)	Costo Total (\$)	
Operador	1	5	3 000	80 769	
Seguro					
Porcentaje Respecto a Inversión Total			1%	143 304	
Costo Op. (\$)				8 499 557	

Fuente: GMP, Elaboración Propia

El Costo de Mantenimiento se considera como el 6% del costo por equipos:

CUADRO N° 7.15 COSTO DE MANTENIMIENTO – CASO BASE

Costo de Mantenimiento		
Costo por Equipos (\$)	Porcentaje	Costo Total (\$)
5 510 796	6%	330 647

Fuente: Procesos de Ingeniería Química – G.D. Ulrich (18)

- Ingresos

Los ingresos están dados por la producción de GLP y de HAS:

CUADRO N° 7.16 INGRESOS – CASO BASE

Producto	Producción	Unidades	Precio	Unidades	Ingresos (\$)
GLP	1 977.46	kg/hr.	1.72	S/. /kg	11 446 225
HAS	6 224.40	gal/d	5.00	S/. /gal	4 369 050
Total					15 815 275

Fuente: GMP, Elaboración Propia

- Depreciación

Para la evaluación económica se considera depreciación lineal total en un periodo de 15 años.

- Flujo de Caja (en MM\$)

CUADRO N° 7.17 FLUJO DE CAJA – CASO BASE

Año Calendario	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Inversión	-14.33															
Costo de Operación		-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50	-8.50
Costo de Mantenimiento		-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33
Depreciación		-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96
Ingresos		15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82	15.82
Utilidad Bruta		6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03	6.03
Impuestos (33.5% Ut. Bruta)		-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02	-2.02
Utilidad Neta		4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01	4.01
Flujo de Caja	-14.33	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97	4.97

Fuente: Elaboración Propia

- Cálculo del VAN, TIR y PAY-OUT.

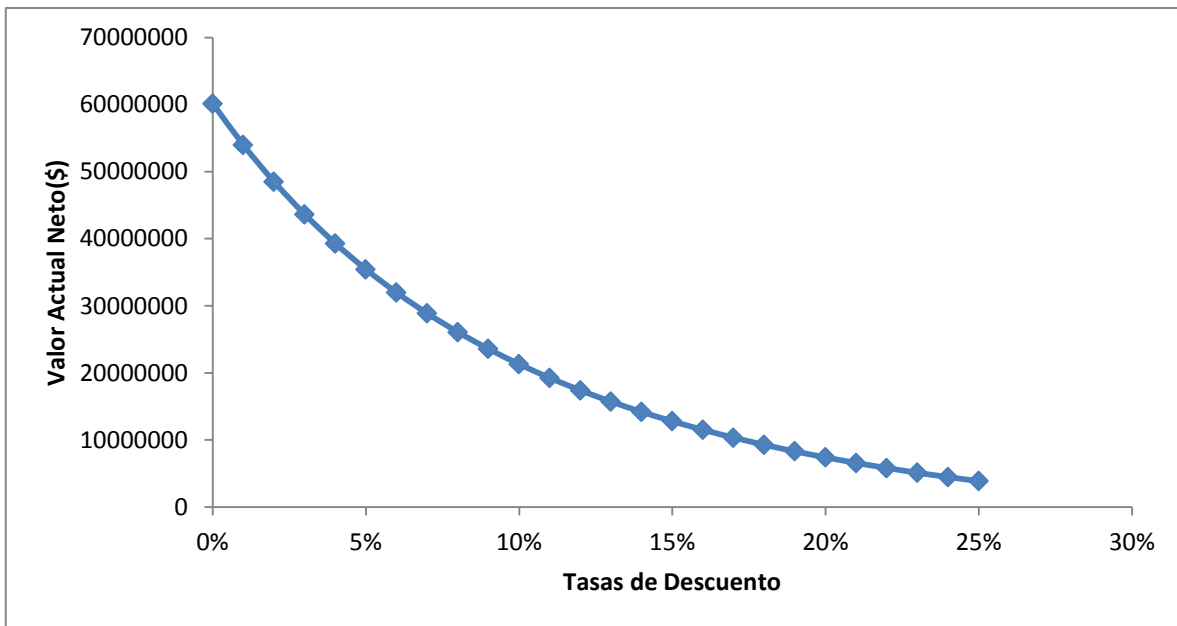
El Valor Actual Neto Calculado a diferentes tasas de descuento es el siguiente:

CUADRO N° 7.18 VAN – CASO BASE

Tasa Descuento	VAN (\$)
0%	60 146 309
1%	53 971 445
2%	48 497 693
3%	43 633 780
4%	39 301 579
5%	35 434 060
6%	31 973 582
7%	28 870 470
8%	26 081 811
9%	23 570 462
10%	21 304 196
11%	19 254 999
12%	17 398 463
13%	15 713 280
14%	14 180 808
15%	12 784 709
16%	11 510 629
17%	10 345 940
18%	9 279 505
19%	8 301 484
20%	7 403 171
21%	6 576 843
22%	5 815 642
23%	5 113 462
24%	4 464 862
25%	3 864 980

Fuente: Elaboración Propia

Figura 7-1: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso Base



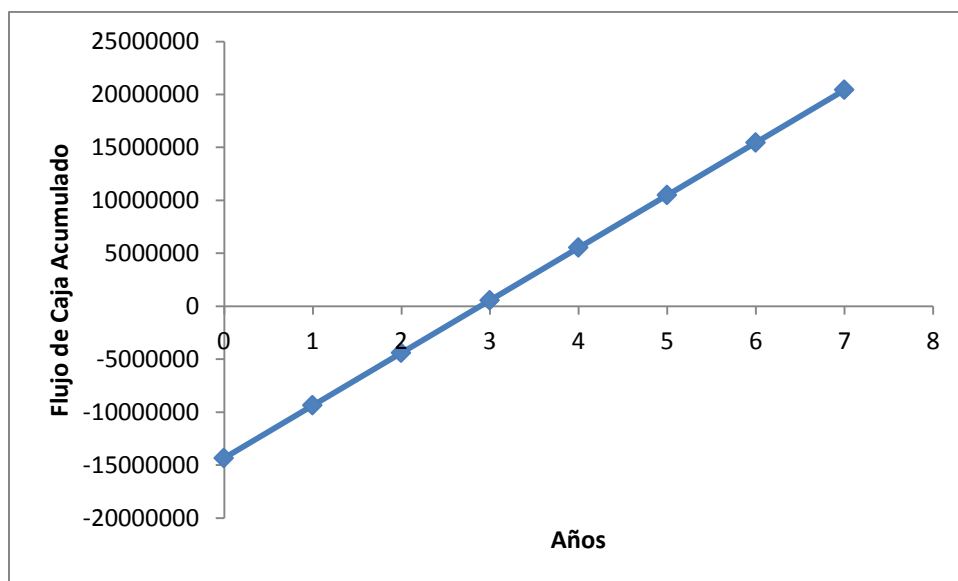
Fuente: Elaboración Propia

La tasa interna de retorno (TIR) tiene el siguiente valor:

$$TIR = 34.23 \%$$

El tiempo de recuperación es de 2.89 años, como se muestra en la figura 7-2:

Figura 7-2: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso Base



Fuente: Elaboración Propia

Análisis de Sensibilidad

Caso 1: La planta operando con una carga de 15 MMPCSD de Gas Natural Asociado.

El Costo de Operación en este caso es el siguiente:

CUADRO N° 7.19 COSTO DE OPERACIÓN – CASO 1

Costo de Operación					
Materia Prima					
Total (\$)				5 560 678	
Insumos Químicos					
Insumo Químico	Consumo (kg.)	Costo (\$/kg.)	Costo Total (\$)		
Therminol	900	5.75	5 175		
Glicol	11 280	2.30	25 944		
Propano	120 000	1.11	133 200		
MEA	209	4.62	965		
Total				165 284	
Servicios					
Electricidad	Equipo	Potencia (kW)	Costo (\$ /MW-h)	Costo Total (\$)	
	P-1200/1205	0.208	60	109	
	P-1210/1215	3.004		1 578	
	P-1220/1225	14.722		7 737	
	P-1230/1235	23.962		12 594	
	P-1240/1245	16.979		8 924	
	P-1250/1255	1.260		662	
	C-5120	884.922		465 115	
	AC-7200	83.146		43 701	
	AC-7205	83.146		43 701	
	AC-7210	5.444		2 861	
	AC-7215	25.876		13 600	
	Total				600 585
Mano de Obra					
Puesto	Persona/Turno	Total Personas	Salario (S/. / mes)	Costo Total (\$)	
Operador	1	5	3 000	80 769	
Seguro					
Porcentaje Respecto a Inversión Total			1%	143 304	
Costo Op. (\$)				6 550 623	

Fuente: Elaboración Propia

Los ingresos con una carga de 15 MMPCSD son los siguientes:

CUADRO N° 7.20 INGRESOS – CASO 1

Producción					
Producto	Producción	Unidades	Precio	Unidades	Ingresos (\$)
GLP	1 488.77	kg/hr.	1.72	S/. /kg	8 617 523
HAS	4 418.40	gal/d	5.00	S/. /gal	3 101 376
Total					11 718 900

Fuente: Elaboración Propia

El flujo en MM\$ de caja es el siguiente:

CUADRO N° 7.21 FLUJO DE CAJA (CARGA DE 15 MMPCSD) – CASO 1

Año Calendario	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Inversión	-14.33															
Costo de Operación		-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55	-6.55
Costo de Mantenimiento		-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33
Depreciación		-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96
Ingresos		11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72	11.72
Utilidad Bruta		3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88	3.88
Impuestos (33.5% Ut. Bruta)		-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30	-1.30
Utilidad Neta		2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58	2.58
Flujo de Caja	-14.33	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54

Fuente: Elaboración Propia

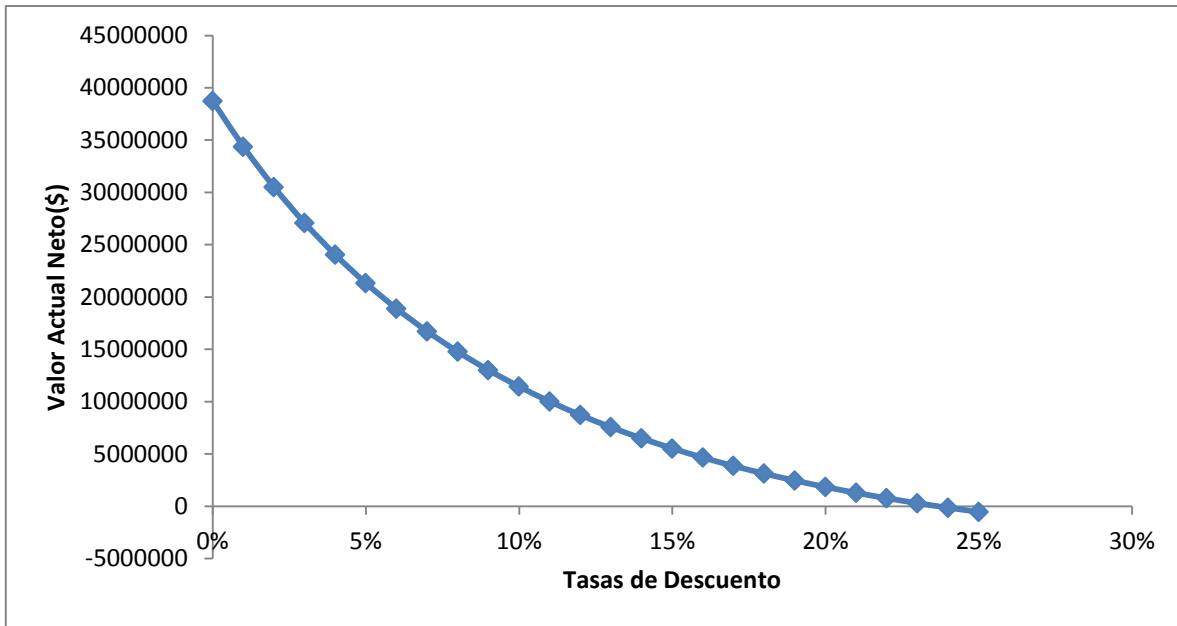
El Valor Actual Neto a Distintas Tasas de Descuentos es el siguiente:

CUADRO N° 7.22 VAN – CASO 1

Tasa Descuento	VAN (\$)
0%	38 725 590
1%	34 367 525
2%	30 508 120
3%	27 082 378
4%	24 034 665
5%	21 317 251
6%	18 889 095
7%	16 714 827
8%	14 763 898
9%	13 009 866
10%	11 429 791
11%	10 003 732
12%	8 714 320
13%	7 546 389
14%	6 486 676
15%	5 523 557
16%	4 646 820
17%	3 847 483
18%	3 117 626
19%	2 450 252
20%	1 839 172
21%	1 278 895
22%	764 549
23%	291 794
24%	-143 234
25%	-543 989

Fuente: Elaboración Propia

Figura 7-3: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso 1



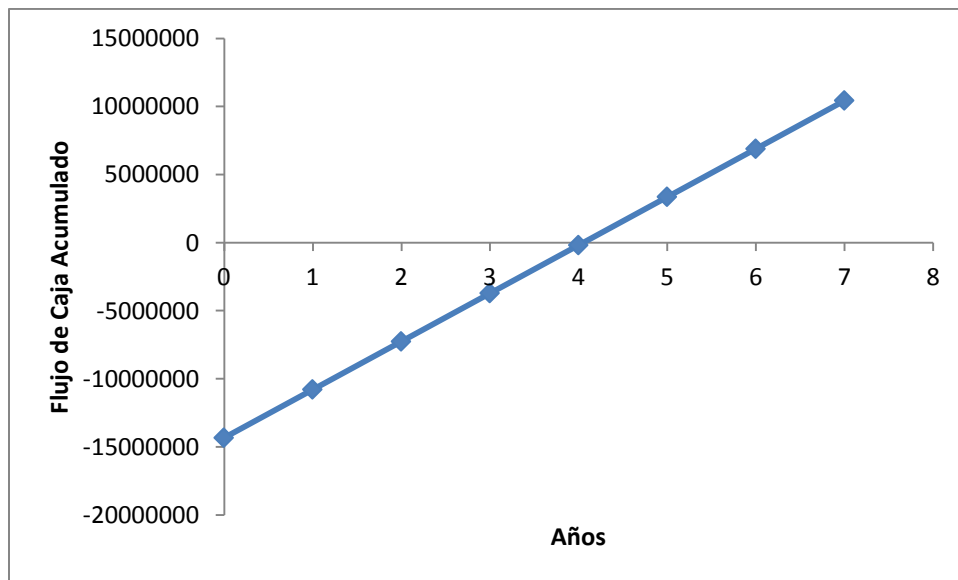
Fuente: Elaboración Propia

La tasa interna de retorno (TIR) tiene el siguiente valor:

$$TIR = 23.66 \%$$

El tiempo de recuperación es de 4.05 años, como se muestra en el siguiente gráfico:

Figura 7-4: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso 1



Fuente: Elaboración Propia

Caso 2: La planta operando con una carga de 10 MMPCSD de Gas Natural Asociado.

El Costo de Operación en este caso es el siguiente:

CUADRO N° 7.23 COSTO DE OPERACIÓN – CASO 2

Costo de Operación						
Materia Prima						
Total (\$)				3 431 890		
Insumos Químicos						
Insumo Químico	Consumo (kg.)	Costo (\$/kg.)	Costo Total (\$)			
Therminol	900	5.75	5 175			
Glicol	11 280	2.30	25 944			
Propano	120 000	1.11	133 200			
MEA	209	4.62	965			
Total				165 284		
Servicios						
Electricidad	Equipo	Potencia (kW)	Costo (\$ /MW-h)	Costo Total (\$)		
	P-1200/1205	0.139	60	72		
	P-1210/1215	2.999		1 576		
	P-1220/1225	13.846		7 277		
	P-1230/1235	24.060		12 645		
	P-1240/1245	16.979		8 924		
	P-1250/1255	1.262		663		
	C-5120	854.034		448 880		
	AC-7200	83.146		43 701		
	AC-7205	83.146		43 701		
	AC-7210	5.444		2 861		
	AC-7215	25.876		13 600		
	Total				583 903	
	Mano de Obra					
Puesto	Persona/Turno	Total Personas		Salario (\$/. / mes)	Costo Total (\$)	
Operador	1	5	3 000	80 769		
Seguro						
Porcentaje Respecto a Inversión Total			1%	143 304		
Costo Op. (\$)				4 405 152		

Fuente: Elaboración Propia

Los ingresos con una carga de 15 MMPCSD son los siguientes:

CUADRO N° 7.24 INGRESOS - CASO 2

Producción					
Producto	Producción	Unidades	Precio	Unidades	Ingresos (\$)
GLP	1 007.18	kg/hr.	1.72	S/. /kg	5 829 883
HAS	1 862.28	gal/d	5.00	S/. /gal	1 307 177
Total					7 137 061

Fuente: Elaboración Propia

El flujo en MM\$ de caja es el siguiente:

CUADRO N° 7.25 FLUJO DE CAJA (CARGA DE 10 MMPCSD) - CASO 2

Año Calendario	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Inversión	-14.33															
Costo de Operación		-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41	-4.41
Costo de Mantenimiento		-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33	-0.33
Depreciación		-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96	-0.96
Ingresos		7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14	7.14
Utilidad Bruta		1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
Impuestos (33.5% Ut. Bruta)		-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48	-0.48
Utilidad Neta		0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96
Flujo de Caja	-14.33	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92

Fuente: Elaboración Propia

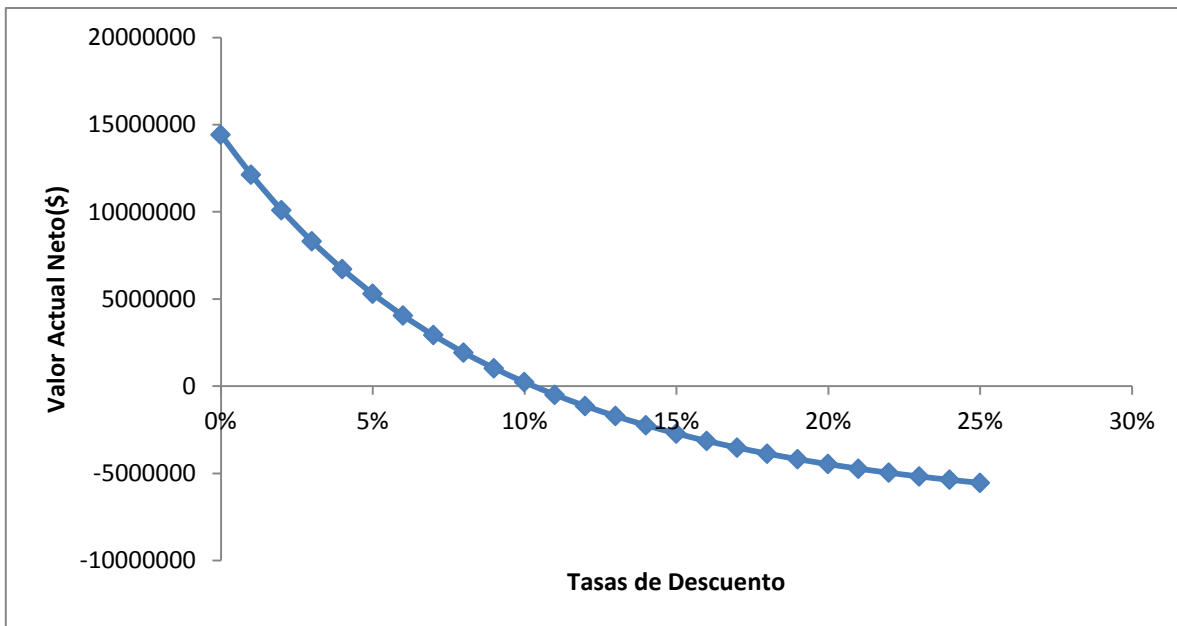
El Valor Actual Neto a Distintas Tasas de Descuentos es el siguiente:

CUADRO N° 7.26 VAN - CASO 2

Tasa Descuento	VAN (\$)
0%	14 422 814
1%	12 125 990
2%	10 098 135
3%	8 304 064
4%	6 713 660
5%	5 301 092
6%	4 044 151
7%	2 923 700
8%	1 923 214
9%	1 028 392
10%	226 830
11%	-492 248
12%	-1 138 234
13%	-1 719 318
14%	-2 242 664
15%	-2 714 548
16%	-3 140 481
17%	-3 525 309
18%	-3 873 304
19%	-4 188 234
20%	-4 473 436
21%	-4 731 865
22%	-4 966 145
23%	-5 178 606
24%	-5 371 328
25%	-5 546 164

Fuente: Elaboración Propia

Figura 7-5: VAN a Diferentes Tasas de Descuento – Caso 2



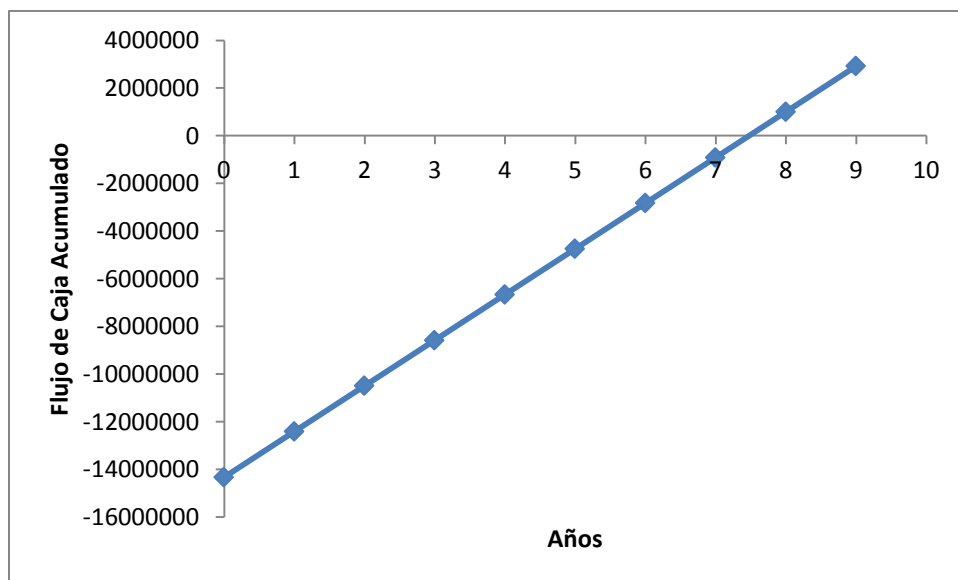
Fuente: Elaboración Propia

La tasa interna de retorno (TIR) tiene el siguiente valor:

$$TIR = 10.30 \%$$

El tiempo de recuperación es de 7.48 años, como se muestra en el siguiente gráfico:

Figura 7-6: Periodo de Recuperación de la Inversión – Caso 2



Fuente: Elaboración Propia

CAPÍTULO 8: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

- Para poder ampliar la Capacidad de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Pariñas, se debe instalar, en paralelo, los siguientes equipos nuevos en el Área de Procesos:
 - Torres de Absorción y Fraccionamiento: Torre Deetanizadora y Torre Debutanizadora
 - Intercambiadores de Calor: Gas/Gas, “Chillers” de Propano, Reboiler de Torre Deetanizadora, Fondo/Tope Debutanizadora, Reboiler de Torre Debutanizadora y Condensadores de Torre Deetanizadora.
 - Aero-Enfriadores: Condensador de Reflujo de Torre Debutanizadora y Aero-Enfriador de solvente HAS
 - Separadores: Separador de Gas de Entrada, Gas Residual, Gas Combustible y Separador Frío.
 - Acumulador de Reflujo de Torre Deetanizadora
- Se debe instalar un nuevo sistema de Refrigeración con Propano en paralelo al sistema de Refrigeración existente.
- Se requiere instalar un nuevo Horno en paralelo para poder ampliar la capacidad de la planta.
- Para poder utilizar el Sistema de Regeneración de Glicol de la Planta Actual, se debe modificar el Intercambiador MEG/MEG e instalar una bomba de glicol que trabaje en paralelo con la que ya opera la planta.
- Se pueden instalar los equipos nuevos dentro de las áreas libres de la planta, sin la necesidad tener que efectuar el retiro de los equipos de la planta antigua (área en la cual se encuentran los equipos que se utilizaban antes de la última modernización de la planta).

- Del Estudio de Mercado se concluye lo siguiente:

Se disponen de reservas suficientes para poder abastecer la nueva demanda de Gas Natural Asociado que generará la ampliación por 21 años.

La demanda proyectada de GLP en la zona es mayor que la producción proyectada, por lo que este producto va tener mercado en donde comercializarse hasta que se dé la ampliación de la refinería Talara que está prevista para el 2016.

Asimismo, la demanda del solvente HAS usado como solvente de pinturas es mayor que su producción, por lo que este producto tiene un mercado donde puede ser comercializado.

- Para el caso en que la alimentación adicional a la planta sea de 20 MMPCSD (adicionales a la capacidad de la planta actual), la TIR es de 34.23%, lo que significa una alta rentabilidad, pero hay tener en cuenta que la planta no va a procesar su carga máxima durante toda su operación (debido a que el consumo del Gas Natural Seco depende de la demanda eléctrica), es por ello que se evalúan los casos en que la carga sea de 15 MMPCSD y 10 MMPCSD.
- Para el caso en que la alimentación adicional a la planta sea de 15 MMPCSD, la TIR es de 23.66%, lo que significa que la ampliación es rentable aun cuando no se opera a carga máxima.
- Para el caso en que la alimentación adicional a la planta sea de 10 MMPCSD, la ampliación deja de ser rentable, pero este caso asumido es el más pesimista.
- En los tres casos, el tiempo de recuperación de la inversión es menor que la duración calculada en el estudio de mercado de las reservas probadas (21.9 años), incluso, el caso en que la carga a la planta sea de 10 MMPCSD que a pesar de no ser rentable, tiene un tiempo de recuperación de la inversión dentro de la duración de las reservas probadas.

Recomendaciones

- Evaluar la ampliación y las modificaciones que se tienen que realizar para los siguientes sistemas:
 - Contra-incendio
 - Control distribuido de la planta
 - Flare
 - Drenaje
 - Eléctrico
 - Almacenamiento
- Evaluar que la distribución del glicol que sale del sistema de regeneración no tenga problemas de contrapresión o un flujo inverso de glicol.
- Considerar la producción de GLP de la Refinería Talara una vez que sea modernizada, la que va afectar al mercado del GLP en la zona.
- Utilizar las áreas libres de la planta para la instalación de los nuevos equipos de la ampliación NO hacer uso del área de la planta antigua, debido a que implica tener que realizar un plan de abandono, aumentando el costo del proyecto.
- Efectuar los Estudios de Prefactibilidad y Factibilidad.
- Solicitar el desarrollo de la Ingeniería Básica e Ingeniería de Detalle de la Ampliación de la Planta.

CAPÍTULO 9: GLOSARIO

- Gas Natural Asociado (GNA): Es el Gas Natural que es extraído junto al petróleo crudo en pozos petrolíferos. Puede estar en el yacimiento como una capa libre, también mezclado con el petróleo y presentarse como condensado formando una sola faz líquida con él en determinadas condiciones de temperatura y presión.
- Gas Natural Seco (GNS): Gas natural que tiene un bajo contenido de C3+ y cuyo contenido básico es metano y etano.
- GLP: Gas Licuado de Petróleo, se trata de una mezcla de propano y butano comerciales para usos domésticos e industriales.
- GPSA: Data Book del Gas Processors Suppliers Association.
- HAS: Hidrocarburo Acíclico Saturado, se trata de un solvente orgánico con un alto contenido de pentano.
- MMPCSD: Millones de pies cúbicos estándar por día.

CAPÍTULO 10: BIBLIOGRAFÍA

Para el Estudio de Mercado:

1. Proyecto Modernización Refinería Talara - Petroperu
<http://www.petroperu.com.pe/pmrt/Docs/0/bases-feed-epc-v-espanol-espanol/Bases-FEED-EPC-Parte-2-de-3-Version-Espanol.pdf>
(Visitado el 11/07/2012)
2. Análisis Técnico, Económico y Normativo de la Reducción del Precio de los Balones de GLP – Centro para el Desarrollo Económico, Social y Ambiental.
<http://www.bibliotecacentral.uni.edu.pe/bvirtual1/images/cd/2011/Analisis%20Balon%20GLP.pdf>
(Visitado el 11/07/2012)
3. El Mercado del GLP en el Perú: Problemática y Propuestas de Solución - Osinergmin
http://www.osinerg.gob.pe/newweb/uploads/Estudios_Economicos/El%20Mercado%20del%20GLP%20en%20el%20Peru%20ProblematICA%20y%20propuestas%20de%20solucion%20GFHL.pdf
(Visitado el 11/07/2012)
4. Libro Anual de Reservas de Hidrocarburos - Minem
<http://www.minem.gob.pe/publicacion.php?idSector=5&idPublicacion=429>
(Visitado el 11/07/2012)
5. Anuario Estadístico 2010 - PRODUCE
http://www2.produce.gob.pe/RepositorioAPS/1/jer/ANUARIO_ESTADISTICO/anuario-estadistico-2010.pdf
(Visitado el 11/07/2012)
6. Subsector Pinturas - PRODUCE
<http://www2.produce.gob.pe/RepositorioAPS/2/jer/SECTPERFMAN/2422.pdf>
(Visitado el 11/07/2012)
7. Nuevas Proyecciones Nacionales de Población del Perú por Departamentos, Urbano y Rural y Sexo 2005 a 2020 - INEI
<http://www.inei.gob.pe/DocumentosPublicos/Proyeccion.pdf>
(Visitado el 11/07/2012)
8. Reservas de Gas Natural: Anuario 2011 - Capítulo III
<http://www.minem.gob.pe/minem/archivos/file/Hidrocarburos/Anuario%202011/ANUARIO%2011/CAPITULO%203.pdf>
(Visitado el 11/07/2012)
9. Reporte Sectorial – Industria de Fabricación de Pinturas – Instituto de Estudios Económicos y Sociales – Sociedad Nacional de Industrias.

http://www.cmm.org.pe/Estadisticas/2011/Repor_Sectorial_Pinturas_marzo2011.pdf

(Visitado el 11/07/2012)

10. Listado Base De Plantas De Procesamiento De Hidrocarburos Registradas Al 15 Mayo Del 2012 – Osinergmin.

http://www.google.com.pe/url?sa=t&rct=j&q=listado%20base%20de%20plantas%20de%20procesamiento%20de%20hidrocarburos%20registradas%20al%2015%20mayo%20del%202012&source=web&cd=1&sqi=2&ved=0CEwQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.osinerg.gob.pe%2Fnewweb%2Fuploads%2FGFH%2FRH%2FPlantas%2520de%2520Procesamiento%2520de%2520Hidrocarburos.xls&ei=BnEiULfbGIS_rQHsyoH4CA&usg=AFQjCNGbndd7Y8FS6PNQByO4AyqbXp3wZA&cad=rja

(Visitado el 08/08/2012)

11. Definición y Clasificación de Reservas 2007 - Minem

<http://www.minem.gob.pe/publicacion.php?idSector=5&idPublicacion=34>

(Visitado el 22/08/2012)

12. Anuario 2010 – Actividades de Refinación – Minem

<http://www.minem.gob.pe/minem/archivos/file/Hidrocarburos/publicaciones/Publicaciones%202011/Anuario%202010/CAPITULO%20IV.pdf>

(Visitado el 11/07/2012)

13. Anuario 2011 – Actividades de Refinación – Minem

<http://www.minem.gob.pe/minem/archivos/file/Hidrocarburos/Anuario%202011/ANUARIO%2011/CAPITULO%204.pdf>

(Visitado el 11/07/2012)

14. SCOP DOCS – Osinergmin

<http://www.osinerg.gob.pe/osinerg/hidro/hidroNacionalGLP.htm>

(Visitado el 11/07/2012)

15. Fichas Técnicas de Pinturas:

- http://www.chemifabrik.com.pe/hojas_tecnicas/bonn_epoxifen_finish_hs.pdf
- <http://www.promelsa.com.pe/pdf/86402017.pdf>
- http://www.chemifabrik.com.pe/hojas_tecnicas/bonn_epoxifen_primer_hs.pdf
- http://www.chemifabrik.com.pe/hojas_tecnicas/bonn_mastic_hs_brillante.pdf
- http://www.chemifabrik.com.pe/hojas_tecnicas/bonn_epoxitar_80_hs.pdf
- http://www.chemisa.com.pe/img/fichas/Esmalte_Sintetico.pdf
- http://www.chemisa.com.pe/img/fichas/Pint_Trafico_T_II.pdf
- http://www.chemisa.com.pe/img/fichas/Pint_de_Trafico_Aereo.pdf
- http://www.chemisa.com.pe/img/fichas/Pint_Trafico_Acrylic.pdf
- <http://jsuniversalcolors.com/RESUMEN%20DE%20PRODUCTOS/Productos/PINTURA%20PARA%20PIZARRA.PDF>
- <http://jsuniversalcolors.com/RESUMEN%20DE%20PRODUCTOS/Productos/PINTURA%20TRAFICO%20TTP-115%20F.PDF>

- <http://jsuniversalcolors.com/RESUMEN%20DE%20PRODUCTOS/Productos/PINTURA%20TRAFICO%20TTP-115E.PDF>
- <http://jsuniversalcolors.com/RESUMEN%20DE%20PRODUCTOS/Productos/PINTURA%20PARA%20TRAFICO%20TTP-110C..pdf>
(Visitado el 11/07/2012)

Para el Desarrollo del Modelo:

16. Diseño Conceptual de Separadores – Marcías J. Martínez.
http://www.4shared.com/office/doJ0rg5B/diseo_conceptual_de_separadore.html
(Visitado el 09/05/2012)
17. GPSA (2004), Engineering Data Book, 12° Edición, Edit. Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, USA.
18. Ulrich G.D. (1992), Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química, McGraw-Hill Interamericana de México, México.
19. Índice de Costo – Chemical Engineering
http://www.che.com/download/ei/pdf/2012/ei_201206.pdf
(Visitado el 18/06/2012)

Para la Disposición de Equipos:

20. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers (2003), Guidelines for Facility Siting and Layout, American Institute of Chemical Engineers, USA
21. <http://es.scribd.com/doc/57932451/GE-GAP-2-5-2-2001-Oil-and-Chemical-Plant-Layout-and-Spacing-High-Quality>
(Visitado el 17/09/2012)

CAPÍTULO 11: ANEXOS