



**UNIVERSIDAD DE CHILE**  
**FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**DISEÑO Y ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA TERMINAL DE  
ALMACENAMIENTO Y REGASIFICADORA DE GNL**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO**

**RICARDO ESTEBAN ESCUDERO JOFRÉ**

**PROFESOR GUÍA:  
RAMÓN FREDERICK GONZALEZ**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
CARLOS GHERARDELLI DEZEREGA  
ROBERTO ROMAN LATORRE**

**SANTIAGO DE CHILE  
SEPTIEMBRE 2008**



**UNIVERSIDAD DE CHILE**  
**FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**DISEÑO Y ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA TERMINAL DE  
ALMACENAMIENTO Y REGASIFICADORA DE GNL**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO**

**RICARDO ESTEBAN ESCUDERO JOFRÉ**

**PROFESOR GUÍA:  
RAMÓN FREDERICK GONZALEZ**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
CARLOS GHERARDELLI DEZEREGA  
ROBERTO ROMÁN LATORRE**

**SANTIAGO DE CHILE  
SEPTIEMBRE 2008**

**UNIVERSIDAD DE CHILE**  
**FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**

**DISEÑO Y ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA TERMINAL DE  
ALMACENAMIENTO Y REGASIFICADORA DE GNL**

**RICARDO ESTEBAN ESCUDERO JOFRÉ**

2008

RESUMEN DE LA MEMORIA  
PARA OPTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL MECANICO  
POR: RICARDO ESCUDERO J.  
FECHA: 04/09/2008  
PROF. GUIA: Sr. RAMÓN FREDERICK

“DISEÑO Y ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y REGASIFICADORA DE GNL”

El presente trabajo de memoria tiene como objetivo general desarrollar un diseño conceptual y estudio de factibilidad para la construcción de una terminal regasificadora para el país, considerando la realidad y necesidades actuales de la nación.

Como etapa inicial se realizará una cuantificación del mercado de gas natural en Chile, identificando los requerimientos y consumidores objetivos para definir las capacidades solicitadas. Una vez hecho esto, se procederá a definir la ubicación geográfica considerando que esto tiene un alto impacto en el diseño del proceso y costos de la planta.

Luego, se hará un análisis de los procesos óptimos considerando las variables definidas en las etapas previas. Ya definidos los procesos se avanzará en el balance energético y másico con el objetivo de diseñar los equipos que cumplan con los requerimientos definidos.

Finalmente, ya definidos los procesos y equipos se realizará un estudio de factibilidad técnico-económica de la planta y un análisis haciendo uso de herramientas de simulación (ASPEN ®).

A todos quienes me ayudaron e hicieron  
que el camino no fuese tan difícil.

A mi familia inicial...

A mi familia 2<sup>a</sup> Miranda Olmedo Bustamante  
Y en especial a mi amor Gabriela Aros Donoso.

# Índice General

|   |            |
|---|------------|
| <b>Índice de Figuras</b>  | <b>III</b> |
| <b>Índice de Tablas</b>   | <b>V</b>   |
| <b>1. Introducción</b>  | <b>1</b>   |
| 1.1. Contexto histórico . . . . .                               | 1          |
| 1.2. Objetivos . . . . .  | 2          |
| 1.2.1. Objetivo general . . . . .                               | 2          |
| 1.2.2. Objetivos específicos . . . . .                          | 2          |
| 1.3. Alcances . . . . .   | 2          |
| 1.4. Limitaciones . . . . .                                     | 3          |
| 1.5. Metodología . . . . .                                      | 3          |
| <b>2. Antecedentes Generales</b>                                | <b>4</b>   |
| 2.1. Características del GNL . . . . .                          | 4          |
| 2.2. Cadena de valor del GNL . . . . .                          | 5          |
| 2.3. Principales consumidores y productores de GNL . . . . .    | 6          |
| 2.4. Estructura de costos . . . . .                             | 7          |
| 2.4.1. Costos de Embarcación y Transporte . . . . .             | 7          |
| 2.4.2. Costos de Regasificación . . . . .                       | 9          |
| 2.5. Estructura del Mercado . . . . .                           | 10         |
| 2.5.1. Competitividad GNL-Carbón-Gas Natural-Petróleo . . . . . | 10         |
| 2.6. Panorama en Chile . . . . .                                | 12         |
| 2.6.1. Situación de Chile . . . . .                             | 12         |
| 2.7. Terminal de GNL . . . . .                                  | 17         |
| <b>3. Determinación de la capacidad</b>                         | <b>19</b>  |
| 3.1. Terminal regasificadora VS Gasoductos . . . . .            | 19         |
| 3.2. Existencia de un Pool de Consumidores . . . . .            | 20         |
| 3.2.1. Pre factibilidad técnica . . . . .                       | 20         |
| 3.3. Especificación de la planta . . . . .                      | 21         |

|           |   |           |
|-----------|---|-----------|
| 3.3.1.    | Diagrama de flujo . . . . .                             | 21        |
| 3.4.      | Condiciones iniciales . . . . .                         | 22        |
| <b>4.</b> | <b>Cálculo de equipos principales</b>                   | <b>23</b> |
| 4.1.      | Diagrama de flujo y balance de masa . . . . .           | 23        |
| 4.2.      | Tanque metanero . . . . .                               | 25        |
| 4.2.1.    | Descripción . . . . .                                   | 25        |
| 4.2.2.    | Dimensionamiento . . . . .                              | 27        |
| 4.2.3.    | Materiales y especificaciones . . . . .                 | 28        |
| 4.2.4.    | Teoría y cálculo . . . . .                              | 28        |
| 4.3.      | Vaporizadores . . . . .                                 | 30        |
| 4.3.1.    | ORV . . . . .   | 31        |
| 4.3.2.    | Dimensionamiento . . . . .                              | 31        |
| 4.3.3.    | Teoría y cálculo . . . . .                              | 32        |
| 4.4.      | Condensador BOG . . . . .                               | 37        |
| 4.4.1.    | Teoría y cálculo . . . . .                              | 37        |
| 4.4.2.    | Bombas y Compresores . . . . .                          | 39        |
| <b>5.</b> | <b>Estudio de pre factibilidad Técnico-Económica</b>    | <b>42</b> |
| 5.1.      | Costos de Capital . . . . .                             | 42        |
| 5.1.1.    | Brazos de descarga, Muelle y Líneas de Piping . . . . . | 42        |
| 5.2.      | Estanque de Almacenamiento . . . . .                    | 43        |
| 5.3.      | Bombas y compresores . . . . .                          | 43        |
| 5.4.      | Intercambiadores de calor . . . . .                     | 44        |
| 5.5.      | Obras civiles y otros . . . . .                         | 44        |
| 5.6.      | Costos Operacionales . . . . .                          | 44        |
| <b>6.</b> | <b>Simulación</b>                                       | <b>47</b> |
| <b>7.</b> | <b>Conclusiones</b>                                     | <b>49</b> |
|           | <b>Bibliografía</b>                                     | <b>50</b> |

## Índice de Figuras

|  |    |
|--|----|
| 2.1. Composición típica del Gas Natural . . . . .                                  | 4  |
| 2.2. Cadena de valor del GNL . . . . .   | 5  |
| 2.3. Incremento de la demanda mundial de GNL . . . . .                             | 6  |
| 2.4. Medidas de Eficiencia en el Transporte del GNL. . . . .                       | 8  |
| 2.5. Evolución de los costos de transporte . . . . .                               | 8  |
| 2.6. Comparación costos generales de GNL en 1980 y 2000 . . . . .                  | 9  |
| 2.7. Matriz Energética Primaria 1996 (217 Tera calorías). . . . .                  | 12 |
| 2.8. Matriz Energética Primaria 2004 (302 Tera calorías). . . . .                  | 13 |
| 2.9. Participación de Importaciones en Consumo Bruto de Energía Primaria . . . . . | 13 |
| 2.10. Evolución Precios de Combustibles en Chile (1999-2006). . . . .              | 14 |
| 2.11. Importaciones de GN Proyectadas vs. Envíos Efectivos. . . . .                | 15 |
| 2.12. Suministro de Gas en Chile: 2004. . . . .                                    | 15 |
| 2.13. Diagrama de flujo de una terminal GNL. . . . .                               | 17 |
| 3.1. Diagrama de Flujos y estados del proceso de regasificación . . . . .          | 21 |
| 4.1. Diagrama de flujo de planta en estado de carga de GNL. . . . .                | 24 |
| 4.2. Diagrama de flujo de planta en estado regasificación de GNL. . . . .          | 24 |
| 4.3. Esquema general tanque metanero. . . . .                                      | 26 |



|      |   |    |
|------|---|----|
| 4.4. | Esquema general tanque metanero, Detalle A. . . . .                     | 26 |
| 4.5. | Esquema general tanque metanero, Detalle B. . . . .                     | 27 |
| 4.6. | Gráfico BOR VS Espesor de super aislación . . . . .                     | 30 |
| 4.7. | Esquema general ORV. . . . .  | 31 |
| 5.1. | Gráfico de costos de GNL en puerto chileno en US\$/millon BTU . . . . . | 45 |
| 5.2. | Proyección Precios del GNL en US\$/millon BTU (2005-2024) . . . . .     | 46 |
| 6.1. | Diagrama de flujo del proceso de regasificación simplificado . . . . .  | 47 |
| 6.2. | Tabla de resultados de la simulación . . . . .                          | 48 |

## Índice de Tablas

|   |    |
|---|----|
| 2.1. Tabla de costos en generación energética, Carbón. . . . .                | 11 |
| 2.2. Tabla de costos en generación energética, Petróleo. . . . .              | 11 |
| 2.3. Tabla de costos en generación energética, Gas importado. . . . .         | 11 |
| 3.1. Estados del flujo de trabajo. . . . .                                    | 22 |
| 3.2. Capacidades de la planta. . . . .  | 22 |
| 4.1. Datos iniciales de dimensionamiento de tanque de almacenamiento. . . . . | 27 |
| 4.2. Características pared interior Acero 9Ni. . . . .                        | 28 |
| 4.3. Datos para el calculo de Vaporizadores. . . . .                          | 32 |
| 4.4. Datos para el calculo de Vaporizadores. . . . .                          | 35 |
| 5.1. Costos Brazos de descarga, Muelle y Líneas de Piping. . . . .            | 43 |
| 5.2. Costo estanque de almacenamiento de 160000m3. . . . .                    | 43 |
| 5.3. Costo sistemas de bombas. . . . .  | 44 |
| 5.4. Costo intercambiadores de calor. . . . .                                 | 44 |

## Notación

| Símbolo   | Descripción  | Subíndice | Descripción |
|-----------|--|-----------|-------------|
| GN        | Gas Natural  |           |             |
| GNL       | Gas Natural Licuado  | l         | Líquido     |
| T         | Temperatura  | v         | Vapor       |
| p         | Presión  |           |             |
| $\dot{m}$ | Flujo Másico   |           |             |
| $\dot{v}$ | Flujo de Volumen   |           |             |
| $Q$       | Calor  |           |             |
| A         | Área   |           |             |
| e         | Espesor  |           |             |
| k         | Conductividad térmica  |           |             |
| U         | Coefficiente global de conductividad                                     |           |             |
| h         | Entalpía   |           |             |
| $\mu$     | Viscosidad   |           |             |
| $\rho$    | Densidad   |           |             |
| BOG       | Boil of gas<br>(gases de ebullición)                                     |           |             |
| KO        | Knock out system<br>(sistema de eliminación de líquidos)                 |           |             |
| ORV       | Open Rack Vaporizer<br>(Vaporizador de arreglo abierto con agua de mar)  |           |             |
| SCV       | Submerged Combustion Vaporizers<br>(Vaporizador de combustion sumergida) |           |             |

## Capítulo 1

### Introducción

La reciente crisis energética del país ha dejado entrever la gran dependencia energética de la nación. Debido a que el país no cuenta con fuentes energéticas que garanticen el cumplimiento de la demanda interna, se ve obligado depender de otros para este fin.

#### 1.1. Contexto histórico

La llamada “era del gas” entre los años 1995 y 2004 se originó principalmente por el conveniente precio ofrecido por el gas natural argentino. Este precio rondaba aproximadamente los 1.5 US\$MBtu, mientras que en el Henry Hub<sup>1</sup>, promediaba los 3 US\$MBtu. Con lo anterior, como era de esperar, se desató una competencia en la construcción de gaseoductos en el país.

En este marco, las inversiones en centrales hidroeléctricas y a carbón perdieron atractivo frente a la generación a gas natural y la aplicación de tecnologías como el ciclo combinado. De esta manera, todo apuntaba a la “gasificación del parque generador chileno”.

Debido a lo anterior Chile se convirtió en un país dependiente del gas natural argentino que quedó a la vista en el año 2004 cuando el gobierno argentino publica la resolución 27 anunciando restricciones a las exportaciones de gas en atención al abastecimiento del consumo interno lo que agregó una nueva componente de incertidumbre a la generación energética. A la volatilidad del recurso hídrico y de los precios del carbón y del petróleo, se suma la incerteza del abastecimiento de gas natural previamente pactado entre privados chilenos y argentinos.

El revuelo provocado por las inversiones previamente realizadas, y el desabastecimiento, ha

---

<sup>1</sup>Punto de referencia para el precio de éste recurso

llevado a la consideración de nuevas alternativas de generación. A corto plazo se realizaron conversiones de centrales a gas por sistemas alimentados por Diesel que se tradujeron en la elevación de los costos de generación y una inevitable alza en la contaminación.

Una de las alternativas a mediano plazo es la importación de Gas Natural Licuado (GNL) traído desde ultramar lo que significa la construcción de instalaciones apropiadas para su procesamiento previo a su distribución. La regasificación plantea algunos desafíos tecnológicos (equipos y procesos) que es de interés investigar. Es éste punto el que da pie a estudios de factibilidad en la construcción de terminales regasificadoras y el que motiva el presente trabajo.

## **1.2. Objetivos**

A continuación se presentan los objetivos de este estudio:

### **1.2.1. Objetivo general**

El objetivo general es el diseñar conceptualmente una planta regasificadora y luego realizar un estudio de prefactibilidad tecnico-económica de ésta.

### **1.2.2. Objetivos específicos**

1. Cuantificación del mercado de gas natural y determinación de la capacidad de la planta.
2. Diseño de la planta:
  - Definición de los procesos involucrados.
  - Balance másico y energético.
  - Especificación y dimensionamiento de equipos térmicos principales.
3. Estudio de pre factibilidad técnica y económica.

## **1.3. Alcances**

- Se definió un ámbito geográfico del proyecto.
- Se definió el tipo de clientes a los cuales va dirigido (Industria o domiciliarios o ambos).
- Se definieron capacidades, procesos y equipos involucrados en la planta.
- Se realiza un dimensionamiento y especificación de equipos principales.

Para efectos de simplificación se utilizaron los siguientes criterios:

- Se utilizó como flujo de trabajo metano puro.
- Para el sistema de regasificación se consideró solamente el sistema de agua de mar dejando de lado el sistema de combustión sumergida.
- Para el dimensionamiento de la planta no se realizará un estudio de impacto ambiental ni se desarrollará un sistema de mitigación de éste.

#### 1.4. Limitaciones

Este trabajo se limitará al diseño conceptual de una terminal regasificadora y no involucrará un análisis constructivo del mismo. La planta a diseñar se presenta como una alternativa a la realidad actual de Chile y no considera, en ningún caso, los proyectos energéticos que actualmente están en etapa de construcción.

#### 1.5. Metodología

La metodología para el desarrollo de este trabajo es la siguiente:

1. **Recopilación de información:** En esta etapa se debe realizar una recopilación sobre los requerimientos y capacidades actuales en la importación de gas natural licuado y demanda de gas natural en el país.
2. **Definición de procesos y equipos:** Se deberán definir los procesos a aplicar en la planta y, con esto, los equipos involucrados en dicho proceso.
3. **Dimensionamiento de equipos:** Se diseñarán los equipos de forma de definir capacidades y materiales.
4. **Diseño de la planta y estudio de factibilidad:** Se simularán los procesos y equipos involucrados de manera de realizar un análisis de sensibilidad en búsqueda de una ruta crítica u optimización de éste.
5. **Estudio financiero:** Se estudiará desde el ámbito económico el diseño de la planta, procesos y equipos integrando la oferta de GNL y la demanda de GN.

## Capítulo 2

### Antecedentes Generales

#### 2.1. Características del GNL

El gas natural proviene de yacimientos debajo de la superficie de la tierra. Al igual que el carbón y el petróleo, es un combustible fósil, es decir, proviene de un material orgánico depositado y enterrado hace millones de años. Así como el petróleo, el gas natural es un combustible del tipo “hidrocarburo”, dado que las moléculas del combustible se encuentran en combinaciones de átomos de hidrógeno y carbono.

La composición típica del gas natural contiene alrededor de un 82% de metano y un 19% de otros gases, entre ellos el etano, nitrógeno, propano, dióxido de carbono, butano y pentano. En el siguiente gráfico se muestra la composición típica del gas natural.

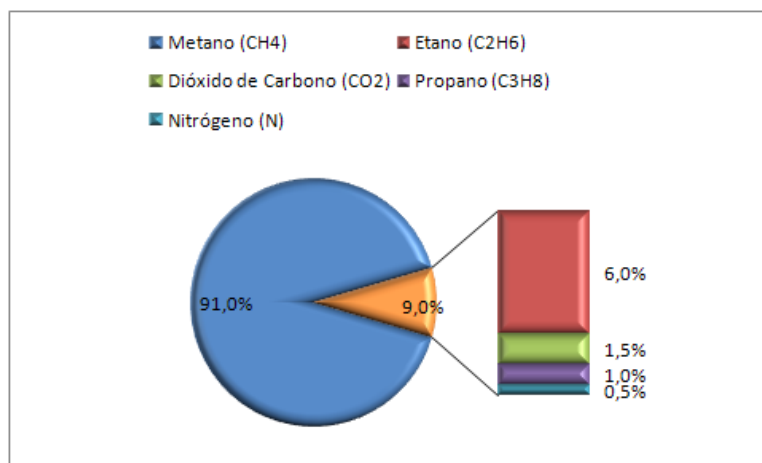


Figura 2.1: Composición típica del Gas Natural

El GNL o gas natural licuado es gas natural que es llevado a su estado líquido por medio de

enfriamiento a temperatura del orden de  $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$  a presión atmosférica. Esta licuefacción permite reducir el volumen del gas natural alrededor de 600, expandiendo con ello significativamente las posibilidades de transporte terrestre y marítimo del mismo.

La composición del GNL contiene una mayor proporción de metano ya que es necesario extraer del gas natural el agua y el dióxido de carbono para evitar que se solidifiquen en el proceso de licuefacción, pudiendo dañar con ello el equipo. La composición típica del GNL es de aproximadamente un 95 % de metano y un 5 % de otros compuestos.

El uso más común de GNL es para reducir los picos de demanda eléctrica. Esto quiere decir que se licua gas natural para poder almacenarlo como GNL de manera de poder asegurar el aprovisionamiento necesario para soportar el peak de demanda que se produce en el sistema eléctrico. Se economiza también de esta manera ya que el gas se almacena cuando su precio es relativamente inferior al precio que alcanza en los tiempos en que se dan las demandas máximas del sistema eléctrico.

## 2.2. Cadena de valor del GNL

La cadena de valor del GNL esta compuesto de los siguientes eslabones:

- Exploración para encontrar gas natural.
- Licuefacción para convertir gas natural en estado liquido.
- Transporte del GNL en embarcaciones especiales.
- Almacenamiento y Regasificación.

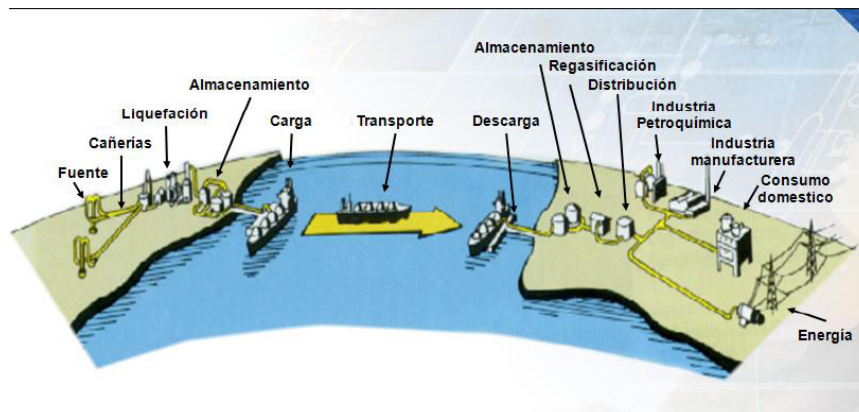


Figura 2.2: Cadena de valor del GNL



### 2.3. Principales consumidores y productores de GNL

Los principales importadores de GNL son Japón, la UE y los EEUU. A continuación se presenta una tabla con sus respectivos volúmenes de importación al 2003.

Es inmediato el hecho que Chile no se perfila entre los principales importadores ni potenciales principales importadores de GNL en el largo plazo, lo cual implica que nuestra posición será principalmente tomadora de precios dado nuestro escaso poder de mercado.

Los países de mayor producción de GNL que comercializan en el mercado global son Argelia, Indonesia, y Qatar. Un rol más bien secundario es el que asumen Australia, Nigeria, y Trinidad y Tobago como exportadores de GNL.

Países como Angola y Venezuela están procurando una mayor participación en el mercado mundial de GNL, y países como Arabia Saudita, Egipto e Irán, los cuales tiene grandes reservas de gas natural, también podrían participar en el futuro como exportadores importantes de GNL.

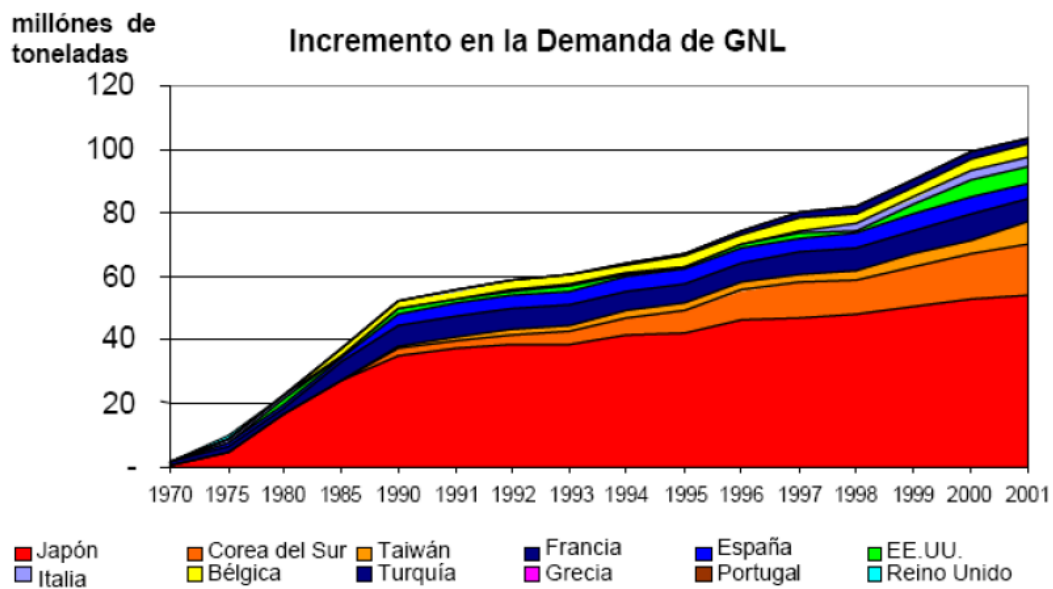


Figura 2.3: Incremento de la demanda mundial de GNL

## **2.4. Estructura de costos**

Para disponer del GNL, las compañías de energía deben invertir en la cadena de valor del GNL, la cual contempla diversas operaciones sumamente relacionadas y dependientes entre sí. En la actualidad el gas natural puede ser producido económicamente y llevado a su destino como GNL por un precio estimado en US\$2.50- US\$3.50 por millón Btu (MMBtu), dependiendo mayormente del costo de transporte.

Mundialmente hay 17 terminales de exportación (licuefacción), 40 terminales de importación (regasificación), y 136 embarcaciones de GNL en conjunto manejando aproximadamente 120 millones de toneladas métricas de GNL por año. Actualmente, hay alrededor de 200 instalaciones de “Reducción de pico” y de almacenaje de GNL alrededor del mundo, algunas funcionando desde los años 60.

A continuación se detallarán las etapas que inciden principalmente en la estructura de costos de una planta regasificadora.

### **2.4.1. Costos de Embarcación y Transporte**

La mayoría de los barcos son dedicados a proyectos particulares de GNL. Los costos de envío de GNL son determinados por la tasa diaria de transporte, que es una función del precio del barco, el costo del financiamiento y de los costos operadores. No hay mercado fijo de tasas para petroleros de GNL, como hay tasas para petroleros de petróleo crudo. Las tasas del fletamento varían entre los US\$27.000 por día y los US\$150.000. Actualmente la tasa media para fletamientos a largo plazo está entre US\$55.000 y US\$65.000.

Aunque el costo medio de comprar un petrolero de GNL sea difícil de determinar, GTI<sup>1</sup> estima que éste es de US\$155 millones (noviembre 2003). El factor principal que favorece la reducción de los precios es el aumento en el número de astilleros que pueden construir petroleros de GNL, pues aumenta la competencia. Los ahorros más importantes vendrían de la salida de una flota de mercaderes que podrían incentivar un mercado a corto plazo más activo de comercio flexible. Según GTI, la industria de GNL construye los barcos más grandes, lo que da como resultado costos más bajos de envío por unidad. Los barcos más grandes que ahora se construyen pueden contener hasta 145.000 metros cúbicos de GNL.

---

<sup>1</sup>Gas Technology Institute

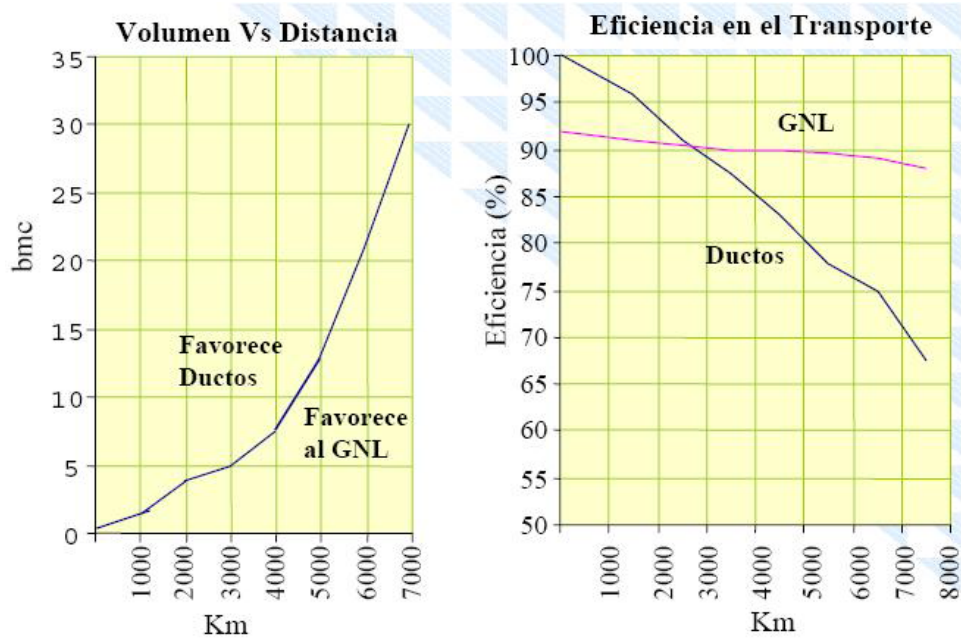


Figura 2.4: Medidas de Eficiencia en el Transporte del GNL.

En el diseño de embarcaciones, las nuevas tecnologías también están ayudando a reducir los costos. Los nuevos sistemas de propulsión están apuntados a reemplazar los motores de turbina a vapor tradicional con unidades más pequeñas que son más eficientes las cuales no solamente reducirán los gastos de combustible sino también aumentarán la capacidad de carga a transportar. Las eficiencias avanzadas de tanques (vidas de operación prolongada, tecnología segura avanzada y eficiencia de combustible mejorada) han reducido los gastos de transporte substancialmente. Las expansiones de astilleros en el Lejano Este y la gran competencia entre los constructores de embarcaciones han bajado los costos de los tanqueros de GNL en un 40 %.

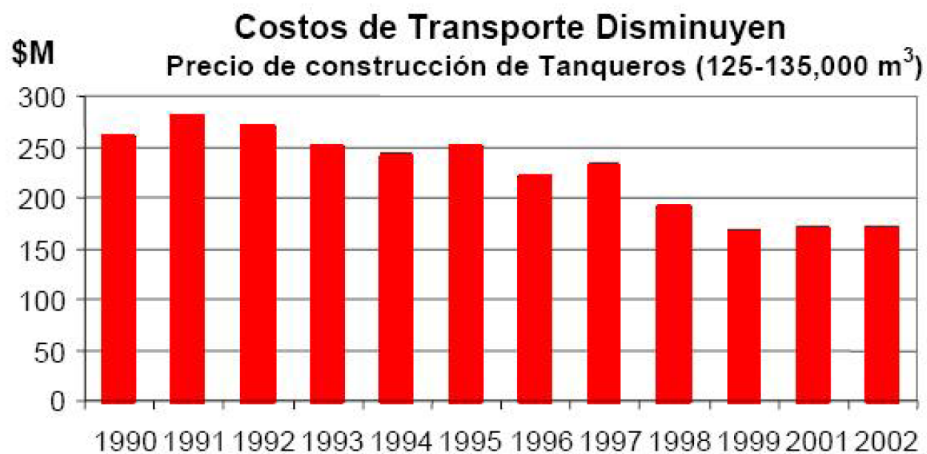


Figura 2.5: Evolución de los costos de transporte

## 2.4.2. Costos de Regasificación

Los costos de construcción de la terminal de regasificación muestran una gran variación. GTI estima que los costos terminales pueden fluctuar entre los US\$100 millones para una terminal pequeña y US\$2 mil millones para una de orden superior. En EEUU, la mayoría de las terminales nuevas se estiman entre US\$200 a US\$300 millones para una capacidad de send-out de 3,8 a 7,7 millones de toneladas por año de gas natural.

Los componentes más costosos en una terminal son los tanques de almacenaje, que pueden equivaler a la tercera parte del costo total, dependiendo de la clase de tanque. En EEUU, por ejemplo, la suposición general es que la regasificación agregará US\$0.30 por millón de Btu al precio del GNL importado.

La competencia entre los constructores también está bajando los costos para las nuevas plantas de regasificación. Los costos de regasificación han bajado 18% en la última década.

El resultado de todas estas mejoras es que el costo general de la entrega del GNL ha sido reducido en casi un 30% durante los últimos 20 años, como puede apreciarse en el siguiente gráfico [8]:

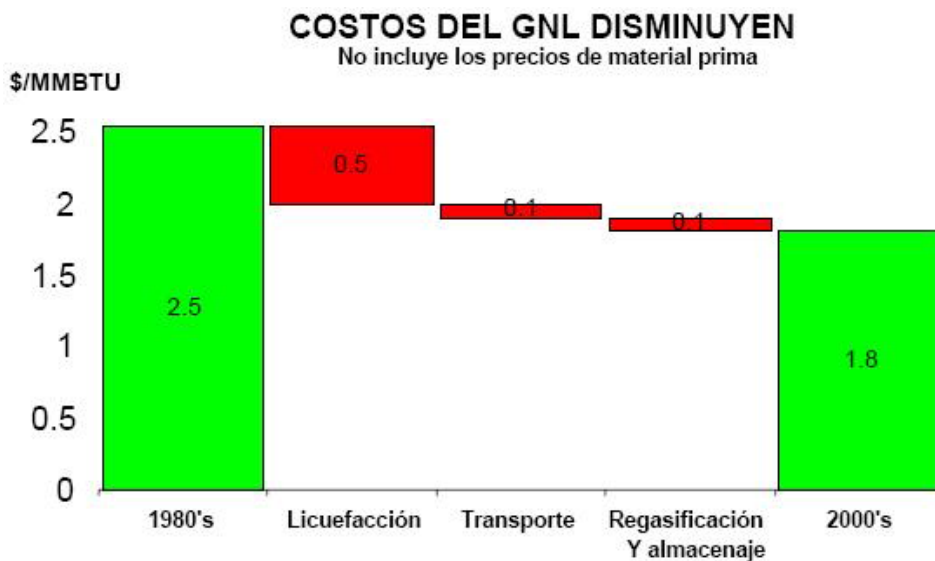


Figura 2.6: Comparación costos generales de GNL en 1980 y 2000

## **2.5. Estructura del Mercado**

La estructura del mercado internacional actual de GNL influye en el comercio futuro de éste. Los puntos clave incluyen las diferencias entre los mecanismos de valoración del GNL entre las cuencas atlánticas y pacíficas, los cambios de mercadotecnia recientes que aumentan la flexibilidad en el comercio de GNL, la tendencia declinante de costos de GNL a través de la cadena del valor y la adición de nuevos participantes al mercado.

El comercio de GNL evolucionó diferente en las cuencas del Atlántico y del Pacífico, lo que ha afectado los volúmenes de importación por los distintos sistemas de valoración y términos de contratos. Los países importadores en la cuenca del Pacífico son casi totalmente dependientes del GNL mientras que los países de la cuenca Atlántica utilizan el GNL para uso doméstico. Actualmente, los contratos se han vuelto más flexibles en cuanto a sus términos respecto a precios y volumen, y se pueden negociar por espacios de tiempo más cortos, lo que ha incentivado el mercado de corto plazo.

Los costos de licuefacción, envío y regasificación han disminuido con el tiempo, bajando los costos a los productores. Aún así, desde que el mercado de GNL es manejado principalmente por contratos a largo plazo con mecanismos de valoración indexados a productos de petróleo, los costos no se traducen necesariamente en precios más bajos para el GNL, por lo menos en el mercado de corto plazo.

### **2.5.1. Competitividad GNL-Carbón-Gas Natural-Petróleo**

A continuación se ilustran una serie de gráficos y una tabla comparativa que muestra las componentes fijas y variables de los combustibles que constituyen otras alternativas de abastecimiento. De ellas puede observarse la similitud de la evolución de los precios del GNL tanto con el petróleo como con el gas natural. De todas estas alternativas, el carbón se perfila como una de las principales alternativas para el abastecimiento, como es posible observar en el plan de obras de la CNE (Introducción, Crisis del Gas Argentino). De hecho, y como mencionamos más adelante, tanto AESGener como Colbún pretende desarrollar importantes proyectos de centrales de carbón tanto en la Zona Central como en la Zona Sur, pese a los costos y a las dificultades ambientales que esto implica.

A continuación se presenta la tabla comparativa para las distintas fuentes de abastecimiento:

Tabla 2.1: Tabla de costos en generación energética, Carbón.

| Unidad Vapor Carbón        | Prom 99-03 | Abr -May 05 | Proyección |
|----------------------------|------------|-------------|------------|
| Carbón FOB (US\$/t)        | 27         | 52          | 40         |
| Carbón en Central (US\$/t) | 44         | 77          | 60         |
| Costo Variable             | 19,2       | 32,2        | 25,5       |
| Costo Fijo                 | 28,6       | 28,6        | 28,6       |
| Costo Medio Total (fp=87%) | 47,8       | 60,8        | 54,2       |

Tabla 2.2: Tabla de costos en generación energética, Petróleo.

| Ciclo Combinado - GNL      |      |      |
|----------------------------|------|------|
| Crudo WTI (US\$/bbl)       | 37   | 50   |
| GNL en Central (US\$/Mbtu) | 5,5  | 7,7  |
| Costo Variable             | 38,9 | 52,4 |
| Costo Fijo                 | 13   | 13   |
| Costo Medio Total (fp=91%) | 51,9 | 65,4 |

Tabla 2.3: Tabla de costos en generación energética, Gas importado.

| Ciclo Combinado Gas Argentino   | Pre-Crisis | Bolivia |
|---------------------------------|------------|---------|
| Precio boca de pozo (US\$/Mbtu) | 1,5        | 4,5     |
| Costo Variable                  | 12,5       | 32      |
| Costo Fijo                      | 18,9       | 18,9    |
| Costo Medio Total (fp=91%)      | 31,4       | 51,4    |

Precio del petróleo:

- Impredecible.
- Demanda= 80 millones barriles/día (mbpd) creciendo sostenidamente.
- Potencial impacto de reducción de producción.
- Enero 2005 a 35 US\$/barril
- Enero 2006 a 50 US\$/barril

Precio del carbón:

- Desacoplado del petróleo.
- Mayor producción-consumo es en China, EEUU, India, Europa, Rusia.
- Causa del alza reciente: China: 1º productor/consumidor de carbón.
- 2004 = 2.000 Millones ton (40 % producción mundial).
- 2004 creció en 120 M ton.
- Reservas de carbón alcanzan a más de 100 años.
- Ubicada en gran diversidad de países.
- Capacidad de minas existentes de aumentar capacidad a corto plazo.
- Capacidad de abrir nuevas minas.

## 2.6. Panorama en Chile

A continuación se presenta la evolución energética del país con el objetivo de identificar las necesidades de gas natural en la red nacional y definir las capacidades requeridas.

### 2.6.1. Situación de Chile

Chile importa el 72 % de los insumos para la producción de energía que muestra un crecimiento en el consumo del 4.5 %<sup>2</sup>

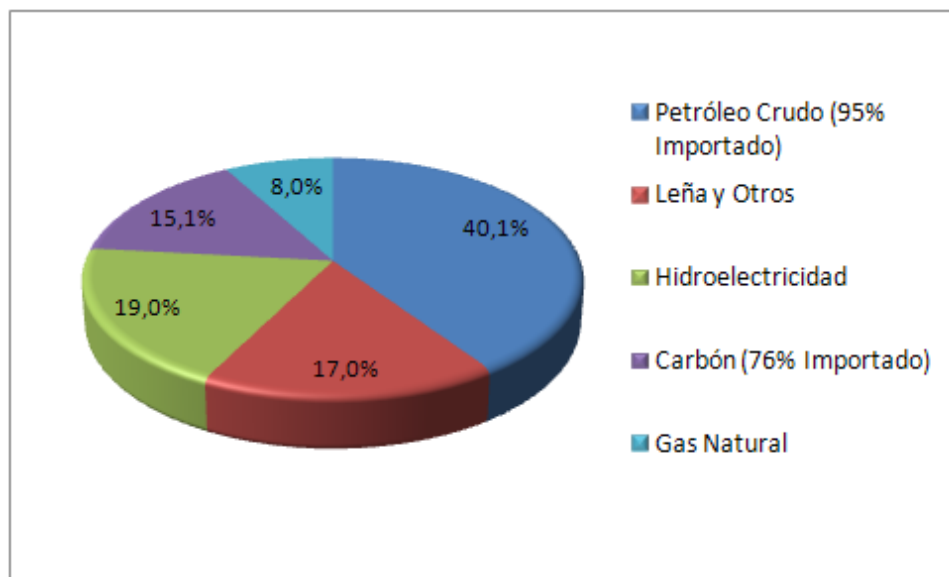


Figura 2.7: Matriz Energética Primaria 1996 (217 Tera calorías).

<sup>2</sup>Fuente: CNE.

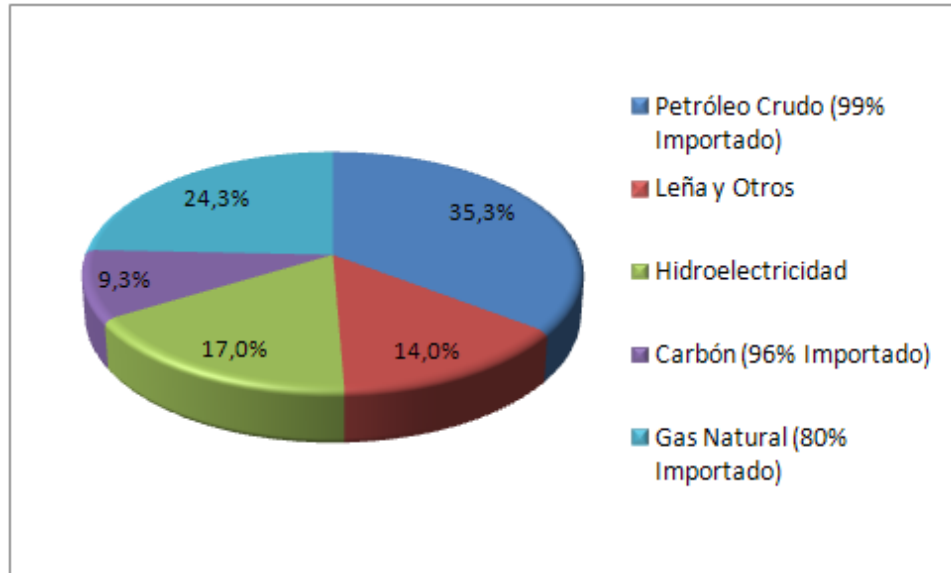


Figura 2.8: Matriz Energética Primaria 2004 (302 Tera calorías).

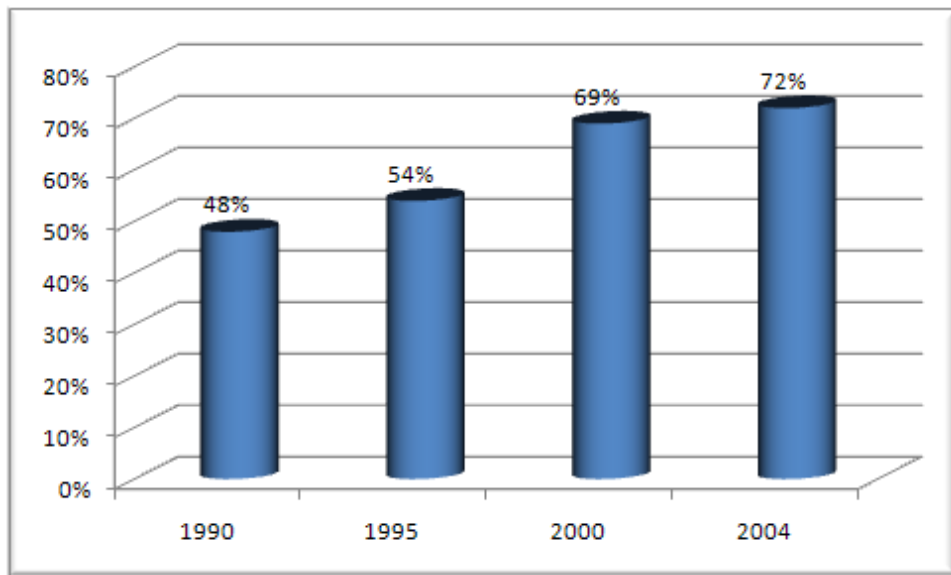


Figura 2.9: Participación de Importaciones en Consumo Bruto de Energía Primaria .

Sumado a la dependencia sobre las importaciones para la generación de insumos energéticos, Chile se ve enfrentado a la variabilidad de precios y disponibilidad sujetos a diversos factores entre ellos, climáticos, políticos, económicos, etc. A continuación se presenta la variación de los precios para los insumos más importantes:



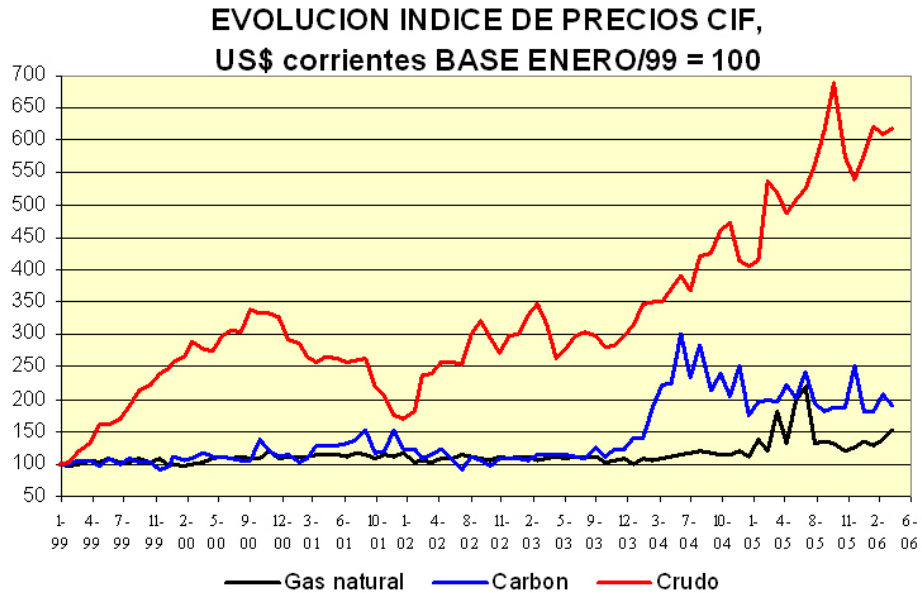


Figura 2.10: Evolución Precios de Combustibles en Chile (1999-2006).

Dentro de las dificultades evidentes que presentan a nivel mundial los precios del crudo, localmente existe un problema presentado por la diferencia en el abastecimiento de Gas Natural proveniente, principalmente, de Argentina. En 1995 las políticas energéticas en el país se centraron principalmente en el Gas Natural Argentino lo que provocó una extremada e inestable dependencia a este abastecimiento. A partir del 2004 Argentina decidió limitar el envío debido a problemas energéticos internos, lo que provocó una crisis que hasta el día de hoy no ha podido ser superada.

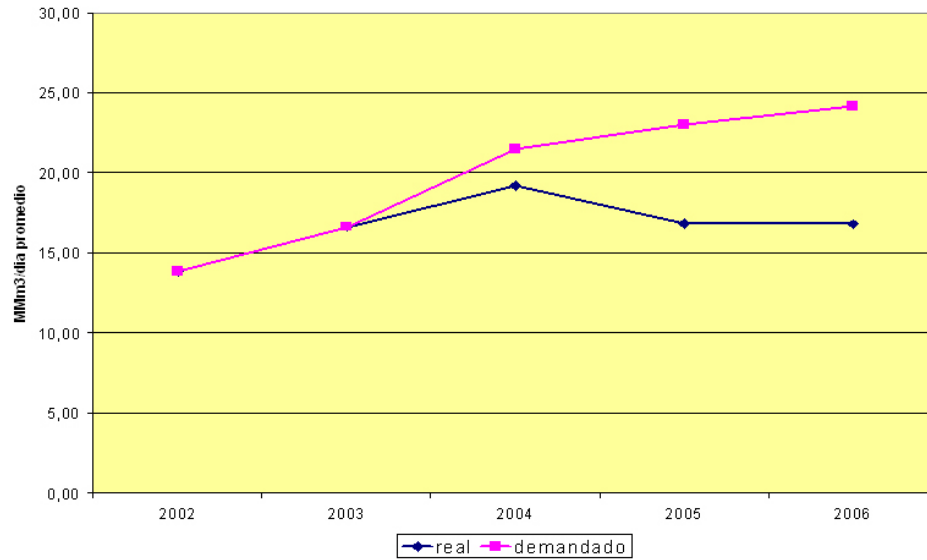


Figura 2.11: Importaciones de GN Proyectadas vs. Envíos Efectivos.

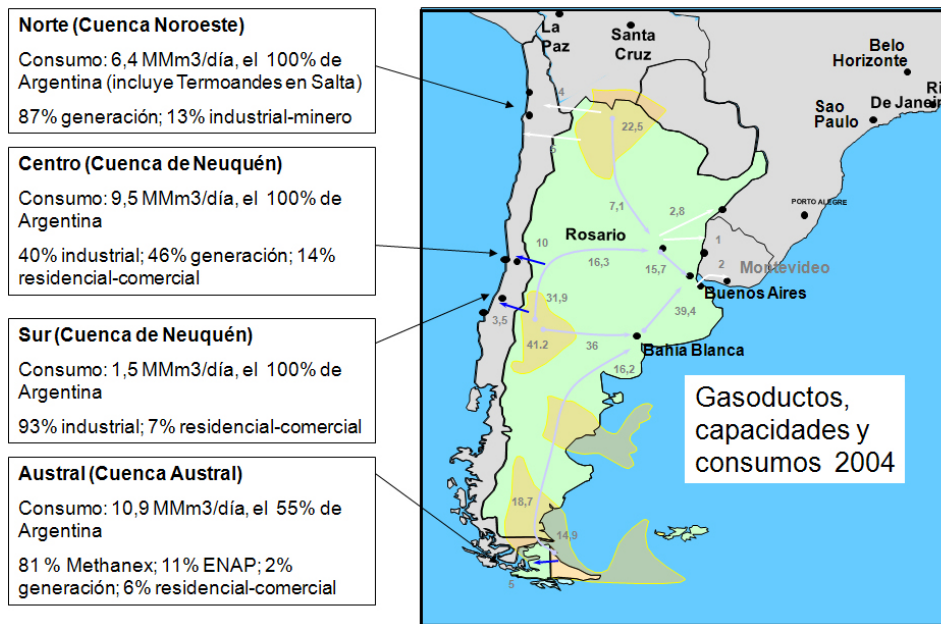


Figura 2.12: Suministro de Gas en Chile: 2004.

Frente a esta crisis, fue necesario recurrir a nuevos métodos de generación de energía en el país. Las soluciones que surgieron son:

- Producción de gas propano-butano: Conveniente para el abastecimiento doméstico como sustituto del gas natural pero inviable para el suministro industrial y de producción de electricidad por la falta de instalaciones y capacidades.
- Conversión a Diesel: Disponible en el mundo pero con una inestabilidad evidente en sus precios además de ser no viable en temas medioambientales.
- Generación con Carbón: Alta disponibilidad mundial pero, al igual que el Diesel, inviable en el tema medioambiental y de conversión de tecnologías.
- Importe de Gas Natural Licuado: Disponible en el mundo con precios estables pero con instalaciones inexistentes en el país.

En Junio del 2006 se presentó un Plan de Seguridad Energética desarrollado por la Comisión Nacional de Energía, en él se analizan las soluciones disponibles resultando como viable la construcción de una terminal de Gas Natural Licuado que abastecería las necesidades del país mediante el sistema de gasoductos nacional.

A continuación se desarrollará el funcionamiento de una terminal de Gas Natural Licuado de manera de definir las capacidades a abastecer en el país.

## 2.7. Terminal de GNL

En la sección 2.1 se describió la cadena de valor del Gas Natural Licuado, en esta sección se ahondará en el último eslabón de esta cadena que es el funcionamiento de una terminal de GNL.

A continuación se presenta un diagrama de flujo de una terminal regasificadora de GNL:

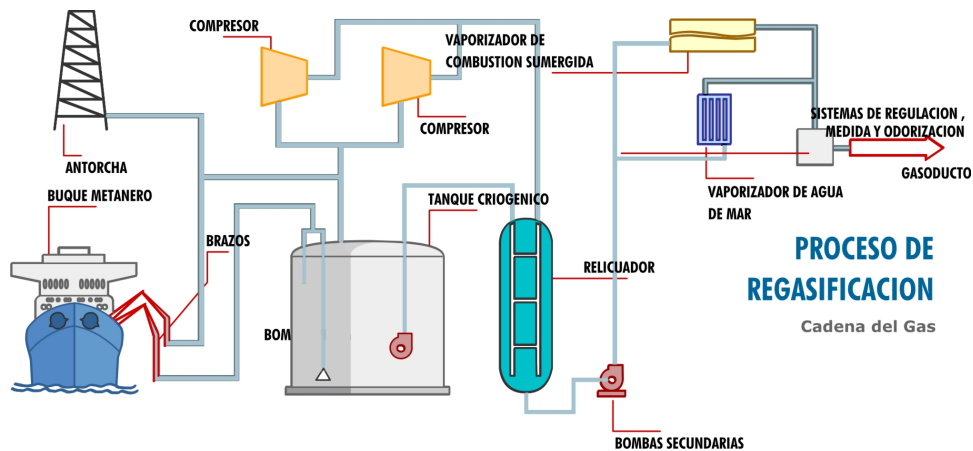


Figura 2.13: Diagrama de flujo de una terminal GNL.

Etapas del proceso:

1. **Recepción de Gas Natural:** El gas natural se recibe en fase líquida (GNL) desde las plantas de licuefacción en buques metaneros. Estos buques atracan en el muelle de la instalación y realizan la descarga mediante brazos específicos para líquidos criogénicos (líquido que tiene su punto ebullición por debajo de  $-151.1^{\circ}$ ) y otro brazo de retorno de vapor.
2. **Almacenamiento de GNL:** El gas natural licuado se almacena en dos tanques a una temperatura de  $-160^{\circ}\text{C}$ . La presión en el interior de los tanques se controla mediante los vapores que se generan por

evaporación del gas natural(boil off), vapores generados por la ganancia de calor del estanque de almacenamiento.

Estos vapores se extraen de los tanques y se recuperan mediante unos compresores que envían el boil off al relicuador para devolverlo al estado líquido y enviarlo a las bombas secundarias, que impulsan el GNL hacia los vaporizadores.

Cuando por circunstancias de la planta no es posible recuperar estos vapores, se desvían a la antorcha, donde se produce una combustión controlada de los mismos.

3. **Vaporización y expedición:** El proceso de regasificación se efectúa en los vaporizadores. La planta puede disponer de dos tipos de vaporizadores, vaporizadores de agua de mar o vaporizadores de combustión sumergida.

A través de los vaporizadores de agua de mar el GNL se transforma en vapor tras ser calentado a una temperatura mayor de 0°C con el agua de mar. En el caso del vaporizador de combustión sumergida, el GNL es calentado y vaporizado mediante un quemador sumergido en agua que utiliza como combustible el gas natural.

El gas natural producido en los vaporizadores se introduce en la Red Básica de Gasoductos, previo paso por una estación de odorización y medida.

## Capítulo 3

### Determinación de la capacidad

El dimensionamiento de la planta está basado básicamente a la demanda a satisfacer y esto está fuertemente ligado a la ubicación geográfica y la factibilidad técnico-económica de producir gas natural en cierta región del país. Conforme a la figura 2.12 se tienen las siguientes zonas potenciales a abastecer:

- Zona Centro (Cuenca de Neuquén), con un consumo de  $9.5MMm^3/día$  (100 % gas argentino).
- Zona Norte, con un consumo de  $6.4MMm^3/día$  (100 % gas argentino).

Debido al recorte de suministro de gas argentino, sólo un 25 % del combustible llega efectivamente a Chile en la actualidad, obligando a las industrias a buscar nuevas alternativas.

Actualmente está en marcha la construcción de una planta regasificadora en la Zona Centro con una capacidad de  $10MMm^3/día$  con proyecciones de ampliación. Con lo anterior queda por estudiar el abastecimiento de la Zona Norte del país pero se deben estudiar los siguientes puntos decisivos:

- Competitividad evidente entre la construcción de una planta regasificadora V/S gasoductos provenientes de la Zona Central.
- Existencia de un “ *Pool de Consumidores* ” efectivo para la sustentación de la planta.
- Factibilidad técnica de la construcción de la planta como: condiciones de terreno, condiciones ambientales e instalaciones e interconexiones ya existentes.

#### 3.1. Terminal regasificadora VS Gasoductos

Con la construcción de la planta de regasificación en la Zona Central pronta a estar en marcha para el año 2010 surge una incógnita natural: ¿Porqué no conducir ese gas vía gasoductos?. La

distancia a recorrer es de aproximadamente 1500 Km y el flujo a considerar es de  $6.4MMm^3/día$ . De acuerdo a la figura 2.4 se puede apreciar que, dados estos valores, se está en la zona en que se favorece la construcción de una planta regasificadora.

### **3.2. Existencia de un Pool de Consumidores**

El Norte de Chile presenta la mayor dependencia al gas natural Argentino con un 100% de éste con un consumo peak de  $6.4 MMm^3/día$  de los cuales el 87% se destina a la generación eléctrica y el 13% a la actividad industrial-minera. Éste punto es uno de los más relevantes al momento de evaluar la ubicación de la terminal debido a que la zona es principalmente de actividad minera y el consumo de energía eléctrica alcanza al 80%<sup>1</sup>. Lo anterior se traduce en que el sector minero es el principal consumidor de Gas Natural (directa o indirectamente).

Dentro del “*Pool de Consumidores*” potencial se cuentan con las mineras:

- Codelco
- BHP Billiton
- Collahuasi
- Freeport McMoRan

y las compañías eléctricas

- Suez
- GasAtacama

#### **3.2.1. Pre factibilidad técnica**

Dentro de la región existen redes disponibles para la distribución del gas hasta los consumidores finales, estos son: Gasoducto NorAndino y el Gasoducto Atacama. Lo que permite disminuir los costos. La ubicación más estratégica para la planta regasificadora es en la localidad de Mejillones (II región) debido a la existencia de zona portuaria que facilita el acceso de los buques metaneros y la cercanía con los principales gasoductos de la región. Sumado a esto, y considerando los sistemas de regasificación, esta zona presenta temperaturas del mar favorables para el proceso<sup>2</sup> (entre 15 a 24°C).

---

<sup>1</sup>Regiones I,II y III, Fuente INE, Anuario Estadístico Sector Eléctrico 2005

<sup>2</sup>Esto se justificará más adelante en base al uso de sistemas ORV

### 3.3. Especificación de la planta

A continuación se detallará el proceso y los equipos involucrados, determinando los estados del flujo de trabajo así como las capacidades estimadas.

#### 3.3.1. Diagrama de flujo

El siguiente diagrama de flujo presenta los equipos principales y los estados (presión y temperatura) del GN.

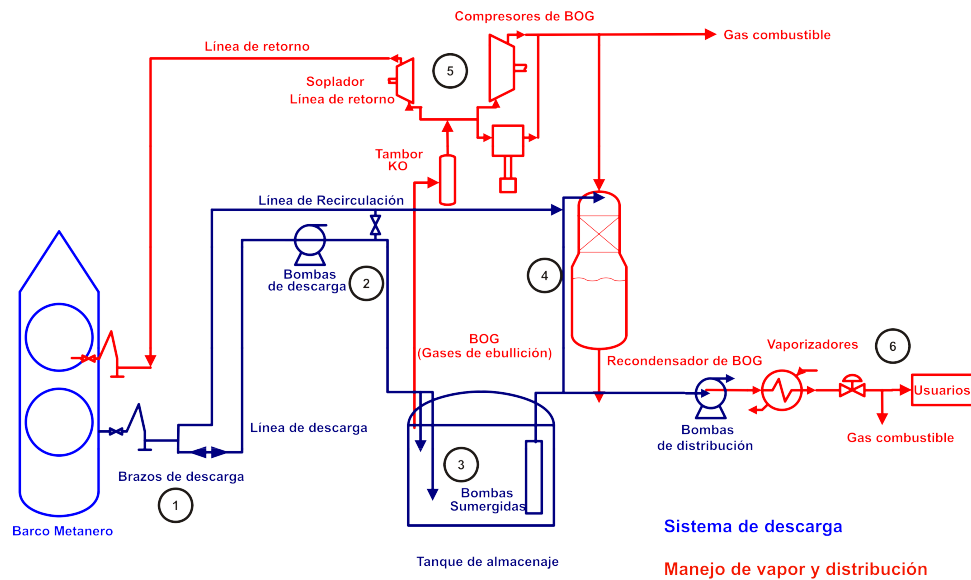


Figura 3.1: Diagrama de Flujos y estados del proceso de regasificación

La planta presenta dos estados de funcionamiento que están sujetos a ciclos. A continuación se describen cada una de las fases de la planta:

#### Carga de GNL desde barco

Un barco metanero se aproxima a puerto regularmente cada 20 días para descargar GNL a la planta (el ciclo dependerá de los requerimientos). En puerto, están los brazos de descarga (1) que tienen dos funciones, descargar GNL desde el barco y retornar GN evaporado para así suplir el vacío por la descarga dentro del barco. Finalmente, el GNL es impulsado por las bombas de descarga (2) hacia el estanque metanero (3) en donde será almacenado para su posterior proceso. Debido al gran volumen a transportar, este proceso tarda aproximadamente 12 horas en concluir.



## Regasificación del GNL

El proceso de regasificación comienza con el tanque de almacenamiento en donde el GNL es extraído mediante las bombas principales sumergidas (3). Ahí, la presión del fluido de trabajo es aumentada para ser derivado al condensador (4) para ser usado como flujo frío. Por otra parte, debido a la ganancia de calor que el estanque experimenta, parte del GNL es evaporado (BOG). Éste BOG es derivado a una serie de compresores (5) para luego ser re-licuado en el condensador (4) como flujo caliente. En el condensador (4) se re-licua el BOG y es conducido mediante las bombas secundarias de distribución hacia los vaporizadores (6). En los vaporizadores se regasifica el GNL utilizando como flujo caliente agua de mar. Una vez que el GNL ya fue regasificado, el GN es medido y odorizado para su conducción a las líneas de distribución.

De acuerdo al diagrama anterior se definen los siguientes estados iniciales <sup>3</sup>:

Tabla 3.1: Estados del flujo de trabajo.

| Identificador                    | 1       | 2       | 3       | 4       | 5      | 6      |
|----------------------------------|---------|---------|---------|---------|--------|--------|
| Estado                           | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Vapor  | Vapor  |
| Temperatura (°C)                 | -161    | -160    | -156    | -156    | 5      | 5      |
| Presión (barg)                   | 10,4    | 9,9     | 79      | 79      | 73     | 73     |
| Conductividad térmica (kcal/hmK) | 0,2268  | 0,2268  | 0,2188  | 0,2188  | 0,0328 | 0,0328 |
| Factor de compresibilidad        | -       | -       | -       | -       | 0,7866 | 0,7866 |
| Viscosidad cP                    | 0,16    | 0,16    | 0,16    | 0,16    | 0,010  | 0,010  |

### 3.4. Condiciones iniciales

Ya en la sección 3.2 se establecen los parámetros iniciales para el diseño de la planta regasificadora. Lo anterior establece un punto de partida para el dimensionamiento de los equipos principales de la planta de manera de cumplir con la demanda establecida. La siguiente tabla presenta los requerimientos específicos de la planta:

Tabla 3.2: Capacidades de la planta.

|                                    |               |
|------------------------------------|---------------|
| Planta ( $MMm^3/dia$ )             | 5,5 (GN)      |
| Buque metanero, max. ( $m^3$ )     | 165.000 (GNL) |
| Tanque de almacenamiento ( $m^3$ ) | 160.000 (GNL) |

Como una primera etapa, se considerará un sólo tanque con capacidad similar a la de un buque metanero. Debido al diseño modular con que se construyen este tipo de terminales, es posible en un futuro agregar más estanques de almacenamiento para aumentar la capacidad de la planta.

<sup>3</sup>Los estados finales se determinarán en función de los resultados obtenidos posteriormente

## Capítulo 4

### Cálculo de equipos principales

En el siguiente capítulo se seleccionarán y calcularán los equipos principales. Los equipos a abordar son:

- Tanque de almacenamiento
- Vaporizadores.
- Condensador de gases de ebullición.
- Bombas principales y secundarias.
- Compresores de BOG.

#### 4.1. Diagrama de flujo y balance de masa

La planta regasificadora presenta dos estados principales de funcionamiento:

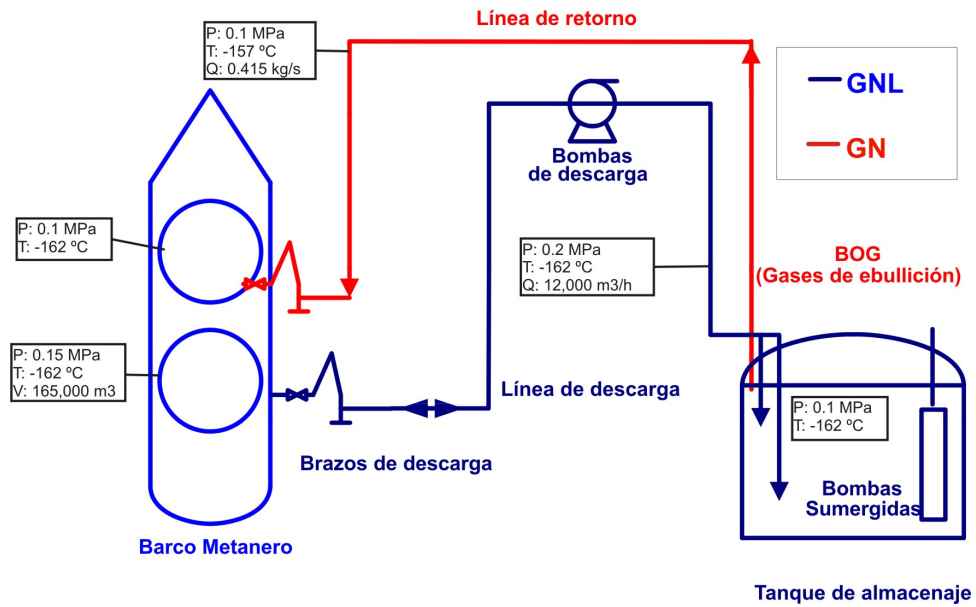


Figura 4.1: Diagrama de flujo de planta en estado de carga de GNL.

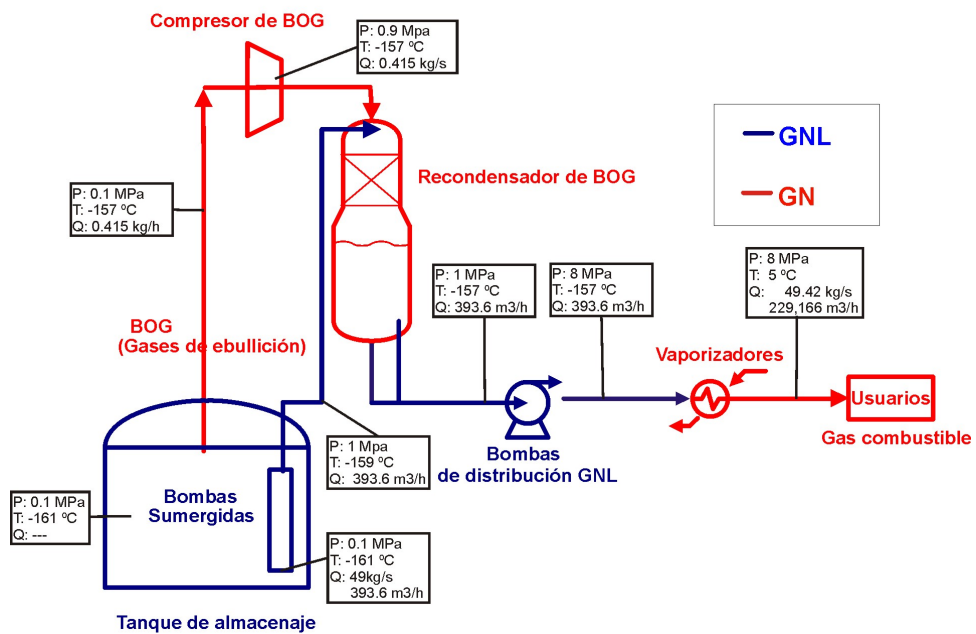


Figura 4.2: Diagrama de flujo de planta en estado de regasificación de GNL.

## 4.2. Tanque metanero

A continuación se detallarán las características de este equipo para luego definir dimensiones, materiales y tasas de pérdidas (tasas de producción de BOG) que inciden directamente en la generación gases de ebullición.

### 4.2.1. Descripción

EL tanque metanero es el equipo principal de una terminal de almacenamiento y regasificación. Además de su influencia en el costo total de la planta, su buen diseño es crítico para el buen desempeño de la planta debido a la necesidad de controlar la producción de BOG mediante un adecuado sistema de aislación.

Debido a que es imposible eliminar todo flujo de calor desde el ambiente hacia el interior del tanque de almacenamiento es necesario refrigerar. Para refrigerar el gas se utiliza un fenómeno llamado “ Auto Refrigeración ”. El GNL es almacenado a temperaturas que rodean los  $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ , debido a que existe un flujo de calor desde el exterior, el GNL en la superficie comienza a evaporarse (BOG) lo que provoca un aumento en la presión en el interior del tanque, igualándose la presión del líquido y la del vapor. Si el vapor es extraído la presión del estanque descenderá, de esta forma la presión del líquido será superior a la del vapor residente en el estanque y la producción de BOG se detendrá debido al cambio de fase que ocurre.

En la siguiente figura se indican los componentes principales y dimensiones generales de un tanque de almacenamiento de GNL en cuanto a su sistema de aislación<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup>[www.enagas.es](http://www.enagas.es)

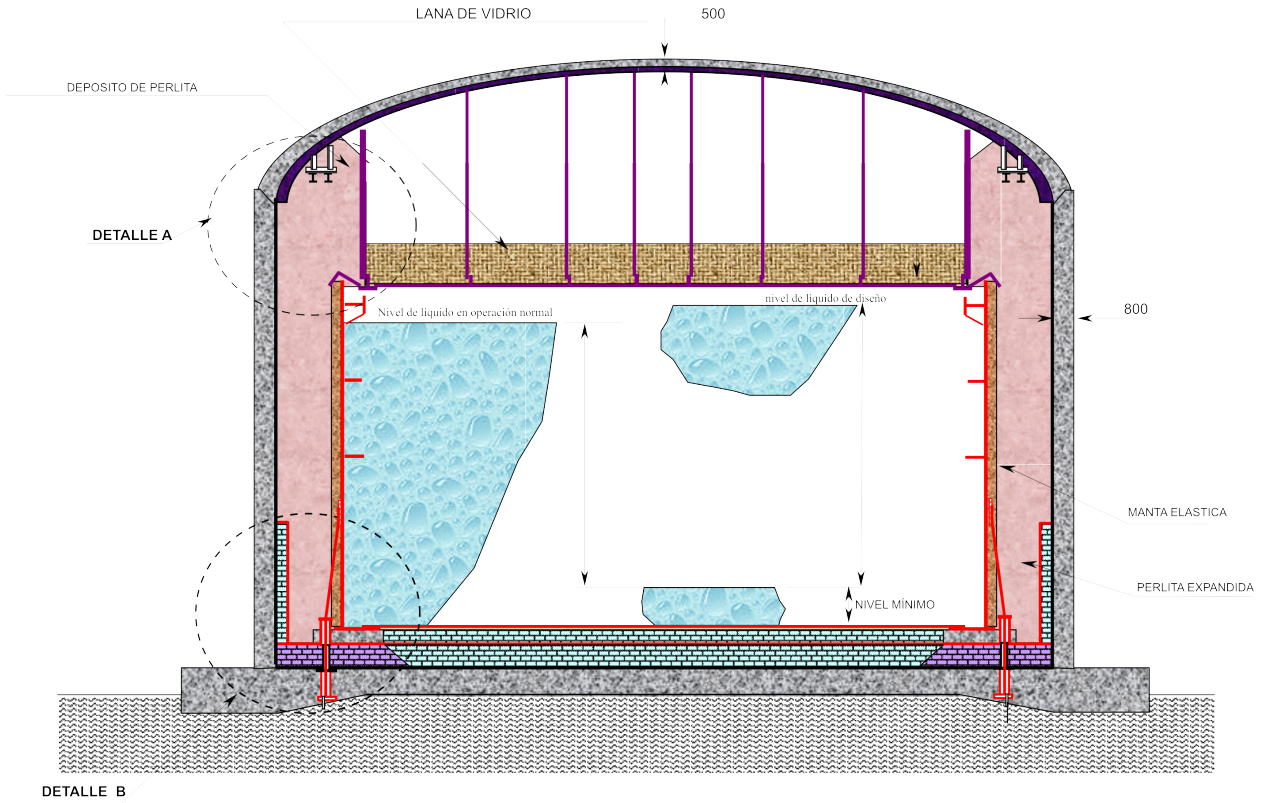


Figura 4.3: Esquema general tanque metanero.

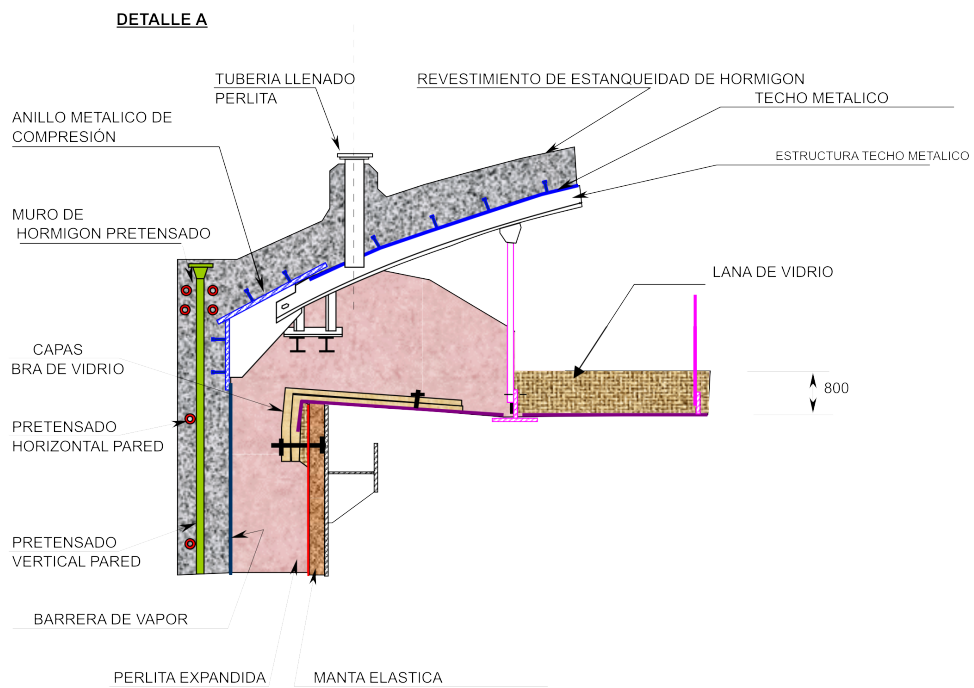


Figura 4.4: Esquema general tanque metanero, Detalle A.

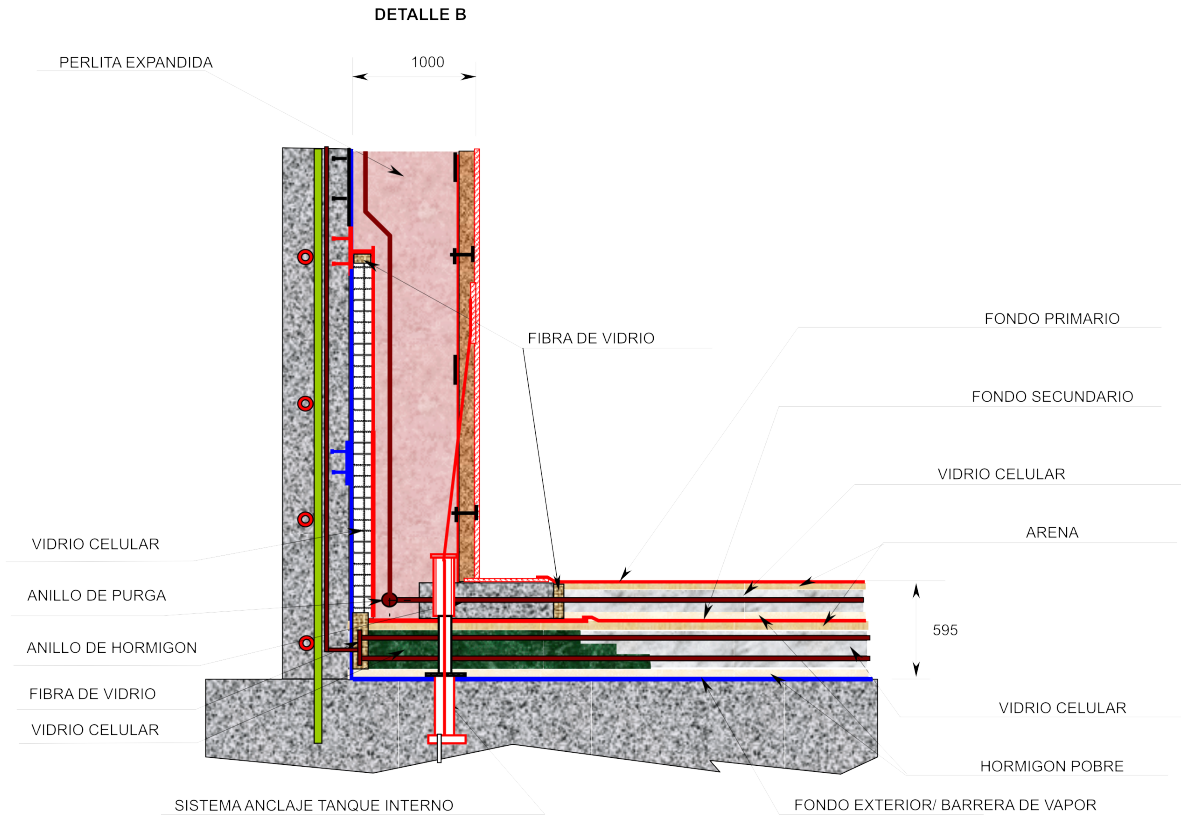


Figura 4.5: Esquema general tanque metanero, Detalle B.

#### 4.2.2. Dimensionamiento

A continuación se presentan los datos iniciales para el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento de GNL.

Tabla 4.1: Datos iniciales de dimensionamiento de tanque de almacenamiento.

|  |            |
|--|------------|
| Datos de diseño                                |            |
| Número de tanques                              | 1          |
| Capacidad de diseño ( $m^3$ )                  | 160.000    |
| Presión de diseño (mbarg)                      | +290 -15   |
| Rango de temperatura de diseño ( $^{\circ}C$ ) | -170...+80 |
| Depósito interior                              |            |
| Diámetro (m)                                   | 73,3       |
| Altura útil (m)                                | 38         |
| Altura total (m)                               | 51,5       |
| Volúmen útil ( $m^3$ )                         | 160.354    |

### 4.2.3. Materiales y especificaciones

Además de las dimensiones es necesario definir las capacidades mecánicas y físicas de los materiales que componen el tanque de almacenamiento, a continuación se realizará un estudio donde se detallarán las constantes necesarias para el cálculo.

**Material de fondo y pared interior:** Debido a las temperaturas criogénicas en el interior, éste debe ser recubierto con acero con un 9% de Ni (Ref. [10] el cual tiene las siguientes características:

Tabla 4.2: Características pared interior Acero 9Ni.

|  |      |
|--|------|
| Conductividad térmica ( $W/mK$ )         | 43   |
| Espesor ( $mm$ )                         | 33   |
| Temperatura de transición( $^{\circ}C$ ) | -196 |

**Aislación:** Para aumentar la resistencia térmica se dispone de varios materiales aislantes entre las paredes interiores y exteriores del tanque. Para la aislación de paredes se utiliza “ Perlita Expandida” la cual tiene una conductividad térmica baja  $0,046 W/mK$ .

**Pared exterior:** Para la estructura se utiliza Hormigón armado y pre-tensado el cual cumple con los requerimientos de stress térmico.

### 4.2.4. Teoría y cálculo

Dentro de la bibliografía estudiada todas apuntan a minimizar la tasa de producción de BOG ( $BOR^2$ ) limitándola a un  $0.05\%$  de la masa total de GNL dentro del tanque al día. Esta producción de BOG es debido a la ganancia térmica que experimenta el estanque de almacenamiento por el flujo de calor desde el ambiente<sup>3</sup>.

El BOR está limitado por la siguiente expresión:

$$BOR = \frac{m}{m_1} = 0,0005 \quad (4.1)$$

---

<sup>2</sup>Boil-off rate

<sup>3</sup> Para efectos de simplificación, no se considerará la radiación solar en el cálculo del flujo de calor que ingresa en estanque de almacenamiento

Donde  $m$  es la masa de BOG y  $m_1$  es la masa inicial de GNL dentro del tanque.

$$BOR = 0,0005 \cdot \rho_{GNL} \cdot V_1 \quad (4.2)$$

Donde:

---

|              |  |
|--------------|--|
| $\rho_{GNL}$ | = 448,1 kg/m <sup>3</sup> densidad del GNL a -161°C                                      |
| $V_1$        | = 160.000 m <sup>3</sup> volumen de GNL inicial contenido en el tanque de almacenamiento |

---

Con lo anterior se tiene:

$$BOR = 0,415kg/s \quad (4.3)$$

Para definir el espesor de la capa de super aislación se procede a calcular el calor necesario para producir BOG a la tasa indicada anteriormente. De la siguiente expresión se tiene:

$$Q = \dot{m}(h_g - h_l) \quad (4.4)$$

---

|           |  |
|-----------|--|
| $\dot{m}$ | BOR                                    |
| $h_g$     | Entalpía de gas a 0.1 MPa y -161°C     |
| $h_l$     | Entalpía de líquido a 0.1 MPa y -161°C |

---

La tasa de producción de BOG es ya conocida. Las entalpías  $h_g$  y  $h_l$  según la bibliografía<sup>4</sup> son -400,38 kJ/kg y -911,50 kJ/kg respectivamente.

Así se tiene:

$$Q = -210,325kJ/s = -210325W \quad (4.5)$$

Otra expresión para el calor que fluye por las paredes de aislación es:

$$Q = \frac{k \cdot A \cdot \Delta T}{e} \quad (4.6)$$

Donde:

---

|            |   |
|------------|---|
| $k$        | = Conductividad térmica de la super aislación = 0,046 W/mK      |
| $A$        | = Área de intercambio de calor = 13254 m <sup>2</sup>           |
| $\Delta T$ | = Diferencial de T = 293 K (exterior) - 112 K (interior)= 181 K |
| $e$        | = Espesor de la capa super aislante a definir                   |

---

<sup>4</sup>Thermodynamic Properties of Cryogenic fluids



Despejando  $e$ , el espesor de aislante, se tiene:

$$e = \frac{k \cdot A \cdot \Delta T}{Q} = \frac{0,046W/mK \cdot 13254m^2 \cdot 181K}{210325W} = 0,525m \quad (4.7)$$

De esta forma se tiene el espesor de la aislación de 0.6 m de manera de cumplir con el límite de producción de BOG de 0.05 %. La siguiente figura presenta la relación existente entre la tasa de producción de BOG (BOR) y el espesor de la aislación.

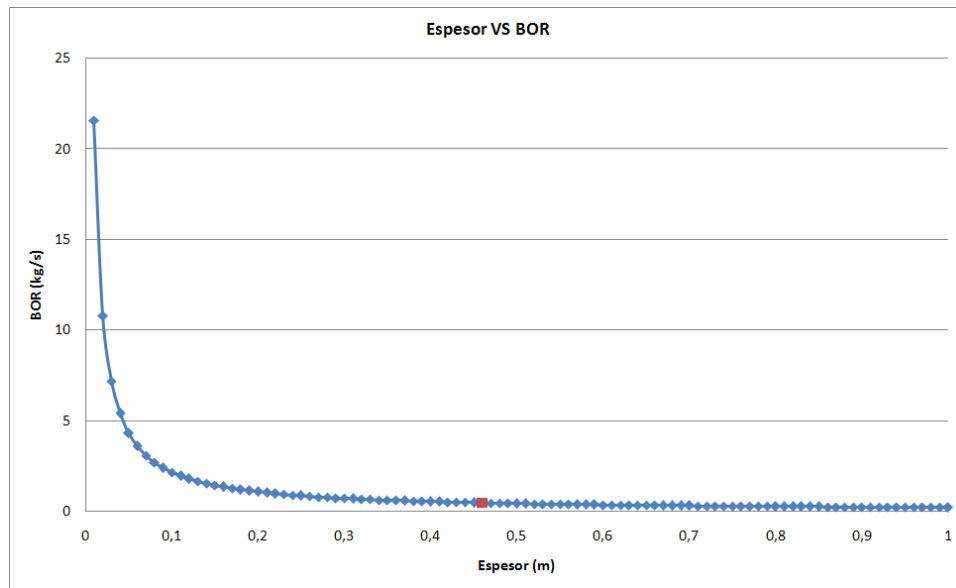


Figura 4.6: Gráfico BOR VS Espesor de super aislación

### 4.3. Vaporizadores

En una planta regasificadora tradicional se utilizan principalmente dos tipos de vaporizadores:

**Open Rack Vaporizers (ORV)** Vaporizador por intercambio de calor con agua de mar. El GNL fluye a través de tubos con aletas de aluminio de manera de aumentar el area de contacto con el agua de mar que fluye por el exterior distribuido uniformemente.

**Submerged Combustion Vaporizers (SCV)** Vaporizador de combustion sumergida. La combustión de GN proporcionada por la porción de BOG proveniente del tanque de almacenamiento tiene lugar en un quemador sumergido en un baño de agua y el GNL circula a través de un serpentín en donde se produce el intercambio de calor.

Estos dos sistemas de vaporizadores trabajan de manera conjunta en donde los SCV proporcionan soporte cuando los ORV no pueden suplir un alza inesperada de demanda. Es por esto que, para efectos de simplificación se considerarán sólo vaporizadores de agua de mar dentro de la planta.

#### 4.3.1. ORV

Construidos principalmente de aluminio con un tratamiento de Zinc en el exterior, proporcionan la superficie suficiente para el intercambio de calor entre el agua de mar y el fluido de trabajo. A continuación se presenta un diagrama de la disposición de este tipo de vaporizadores:

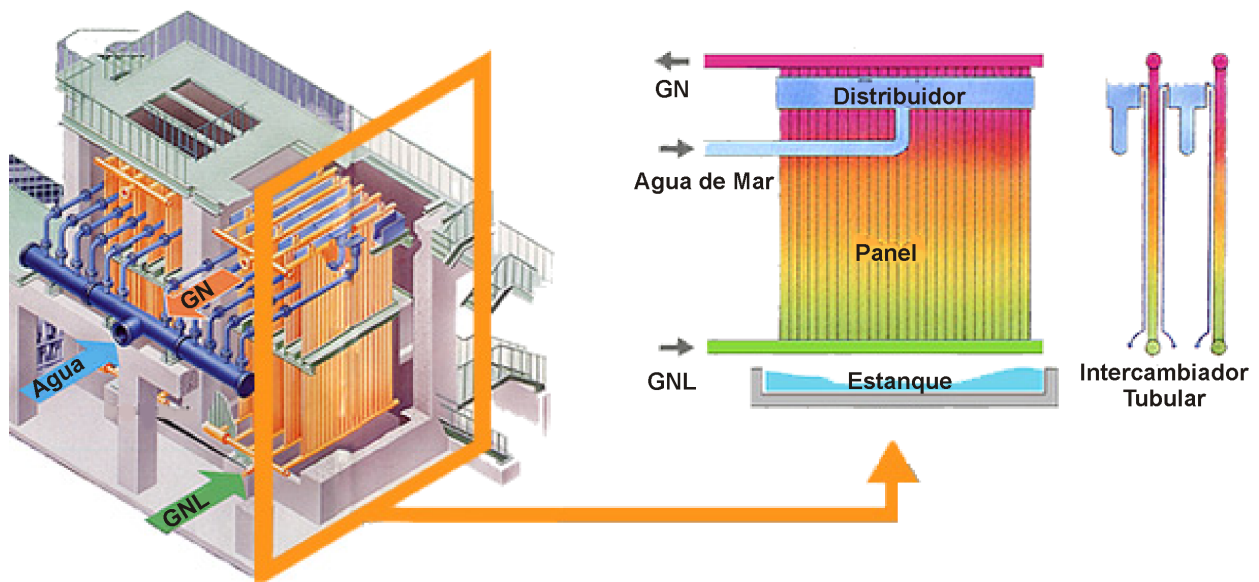


Figura 4.7: Esquema general ORV.

EL GNL ingresa por la parte inferior del panel y se eleva por la serie de tubos que lo componen. Durante su recorrido es calentado mediante el intercambio de calor con la superficie interna del tubo al punto de ebullición. Esta elevación de temperatura es gracias a una cortina de agua de mar que recorre el panel por la parte exterior de los tubos y que es distribuida uniformemente por los dispensadores superiores. En la zona inferior del vaporizador se ubica un estanco en donde se recupera el agua de mar que ha disminuido su temperatura debido al intercambio de calor.

#### 4.3.2. Dimensionamiento

De acuerdo a las especificaciones de la planta se tienen los siguientes datos de entrada para el dimensionamiento de los vaporizadores:

Tabla 4.3: Datos para el calculo de Vaporizadores.

|   |        |
|---|--------|
| Flujo de entrada                        |        |
| GNL ( $m^3/h$ )                         | 393.6  |
| Temperatura GNL ( $^{\circ}C$ )         | -157   |
| Presión GNL (MPa)                       | 8      |
| Temperatura agua de mar ( $^{\circ}C$ ) | 20     |
| Flujo de salida                         |        |
| GN ( $m^3/h$ )                          | 229166 |
| Temperatura GN ( $^{\circ}C$ )          | 5      |
| Presión GNL (MPa)                       | 8      |
| Temperatura agua de mar ( $^{\circ}C$ ) | 15     |

### 4.3.3. Teoría y cálculo

El vaporizador realiza dos tareas, vaporizar el GNL y calentarlo. Este equipo es básicamente un intercambiador a contra-corriente, por lo tanto, serán las ecuaciones que rigen a este tipo de intercambiadores las que se aplicarán en esta sección. Para lo anterior se debe calcular el calor necesario para cada etapa y así obtener el caudal de agua de mar indicado para esto. Lo anterior se representa con la siguiente formula de balance térmico:

$$Q = Q_{ev} + Q_{cal} = \dot{m}_{agua} \cdot C_{agua} \cdot \Delta T_{agua} \quad (4.8)$$

En la ecuación anterior se tiene  $Q_{ev}$ : Calor necesario para evaporar el GNL y  $Q_{cal}$ : Calor necesario para elevar la temperatura del GNL evaporado.

El calor necesario para evaporar el GNL esta definido por:

$$Q_{ev} = \dot{m}_{GNL} \cdot h_g \quad (4.9)$$

Con  $\dot{m}_{GNL}$ , el flujo másico de GNL =  $49,42kg/s$  y  $h_g=411,38kJ/kg$  la entalpía de generación de gas, se tiene  $Q = 20.33 MW$ .

Para el cálculo del calor necesario para elevar la temperatura del GNL evaporado se tiene:

$$Q_{cal} = \dot{m}_{GN} \cdot C_{GN} \cdot \Delta T_{GN} \quad (4.10)$$

Con  $\dot{m}_{GN}= 49,42kg/s$ , el flujo másico de GN,  $C_{GN}=3,41kJ/kgK$  el calor específico del GN y  $\Delta T_{GN} = 165K$  el salto de temperatura del Gas Natural, se tiene  $Q_{cal} = 27.8 MW$ .

De esta forma se puede utilizar la expresión 4.3.3 para despejar el caudal de agua de mar necesario para cumplir esta tarea:

$$Q = Q_{eb} + Q_{cal} = 20,33MW + 27,8MW = 48,13MW = \dot{m}_{agua} \cdot C_{agua} \cdot \Delta T_{agua} \quad (4.11)$$

Considerando el salto de temperatura de 20°C a 15°C y  $C_{agua} = 3,93kJ/kgK$  se despeja el flujo másico de agua de mar necesario:

$$48,13MW = \dot{m}_{agua} \cdot 3,93kJ/kgK \cdot 5K \quad (4.12)$$

Despejando se tiene  $\dot{m}_{agua} = 2449.3kg/s$ .

Ya teniendo el caudal de agua necesario, se procede a calcular el área necesaria para la transferencia de calor. Debido a que existen dos calores asociados, uno para evaporar y otro para elevar la temperatura, es necesario calcular el área de transferencia por separado. Para obtener esto, es necesario calcular la caída de temperatura que experimenta el agua de mar para lograr el aumento de temperatura del GN (GNL ya evaporado). Para lo anterior se tiene:

$$Q_{cal} = 27,8MW = \dot{m}_{agua} \cdot C_{agua} \cdot (20 - T) \quad (4.13)$$

Donde  $T$  corresponde a la temperatura parcial del agua de mar al final de la evaporación del GNL. Utilizando los valores ya presentados se despeja  $T = 17.1^\circ C$ .

El cálculo de área de un intercambiador está regido por la siguiente fórmula general:

$$Q = A \Delta T_{LN} U \quad (4.14)$$

Donde:

---

|                 |   |
|-----------------|---|
| $A$             | = Área de intercambio de calor, $m^2$                   |
| $U$             | = Coeficiente global de transferencia térmica, $W/m^2K$ |
| $\Delta T_{LN}$ | = Diferencia logarítmica de temperatura $K$             |

---

Con:

$$\Delta T_{Ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{Ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (4.15)$$

Como se mencionó anteriormente, es necesario considerar las dos etapas que se presentan para definir el área total, esto quiere decir que el área total del intercambio térmico estará compuesta por el área necesaria para evaporar el GNL ( $A_{ev}$ ) y el área necesaria para aumentar la temperatura del GN ( $A_{cal}$ ).

Para determinar el Coeficiente global de transferencia térmica es necesario conocer los fenómenos involucrados. El fenómeno que ocurre es llamado “Ebullición de líquidos en flujo forzado”, en este caso dentro de tubos. Este fenómeno aún no cuenta con una teoría fundamental para el cálculo del coeficiente de transferencia global. En la literatura existen varias expresiones que están basadas en estudios empíricos como el propuesto por Davis y David que permite calcular el coeficiente promedio de transferencia de calor ( $h_m$ ) para el flujo de mezclas de vapor y líquido dentro de tubos en tanto que el líquido humedezca la superficie interior del tubo:

$$\frac{h_m \cdot D}{k_l} = 0,06 \left( \frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0,28} \left( \frac{D \cdot G \cdot \chi}{\mu} \right)^{0,87} \cdot Pr_l^{0,4} \quad (4.16)$$

Donde:

---

|        |   |
|--------|---|
| $G$    | = Tasa de flujo másico, $kg/sm^2$                   |
| $D$    | = Diámetro interior del tubo, $m$                   |
| $k$    | = Conductividad térmica, $W/mK$                     |
| $\mu$  | = Viscosidad, $Pa \cdot s$                          |
| $\chi$ | = Calidad o fracción en peso del vapor en la mezcla |
| $\rho$ | = Densidad, $kg/m^3$                                |

---

Los subíndices  $l$  y  $v$  se refieren respectivamente al líquido y al vapor. La tasa de flujo másico está dada por la siguiente ecuación:

$$G = \frac{\dot{m}_{tubo}}{\pi D_i^2 / 4} \quad (4.17)$$

Todo lo anterior es válido para un tubo, por lo tanto es necesario estimar el número de tubos y así aplicar una recurrencia que permita converger al número de tubos indicado.

El número de Prandtl ( $Pr$ ) representa la dependencia respecto a las propiedades físicas del sistema y se define como:

$$Pr_l = \frac{\mu \cdot C_l}{k_l} \quad (4.18)$$

Donde  $C$  corresponde al calor específico del fluido tratado.  
Los datos recopilados en la bibliografía son los siguientes:

Tabla 4.4: Datos para el calculo de Vaporizadores.

|                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| Diámetro interno tubo     | 37 mm                    |
| Diámetro externo tubo     | 42 mm                    |
| Material tubo             | Aluminio-zinc            |
| $k_{Aluminio-zinc}$       | 209.3 W/mK               |
| $k_l$ a 112 K             | 0.1872 W/mK              |
| $\mu$                     | 0.1065 mPa · s           |
| $\rho_l$ a 112 K          | 422.98 kg/m <sup>3</sup> |
| $\rho_g$ a 112 K y 8 M Pa | 15.698 kg/m <sup>3</sup> |
| $C_l$ a 112 K             | 3409 J/kgK               |

Realizando un cálculo previo se estima un número de 2000 tubos en forma inicial, con esto se calcula lo siguiente:

$$G = 23 \text{ kg/sm}^2 \quad (4.19)$$

$$Pr = 1,939 \quad (4.20)$$

Con lo anterior se tiene  $h_m = 2472 \text{ W/m}^2\text{K}$

Para el coeficiente de transferencia de calor en la región externa del tubo se utiliza la siguiente expresión utilizando como flujo de trabajo agua de mar:

$$h_0 = 7,5 \left[ \left( \frac{k^2 \rho^2 C_p}{\mu} \right) \left( \frac{4 \cdot G_{agua}}{\mu} \right) \right]^{1/3} \quad (4.21)$$

Donde:

---

|            |                                    |
|------------|------------------------------------|
| $G_{agua}$ | = Tasa de flujo másico, $kg/sm^2$  |
| $C_p$      | = 3993 $J/kgK$                     |
| $k$        | = 0.596 $W/mK$                     |
| $\mu$      | = $1,08 \times 10^{-3} Pa \cdot s$ |
| $\rho$     | = 37.4 $kg/m^3$                    |

---

Para el cálculo de  $G_{agua}$  se considera que la cortina de agua tiene un espesor de 15mm. Así se tiene la sección de agua de mar que cubre cada tubo lo que permite calcular la tasa de flujo másico por sección para el caso del agua de mar:

$$G_{agua} = 402 kg/sm^2 \quad (4.22)$$

Con lo anterior se tiene el coeficiente de transferencia de calor externo de:

$$h_0 = 312260 W/m^2K \quad (4.23)$$

Finalmente, se define el coeficiente de transferencia de calor global con la siguiente expresión:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_m} + \frac{1}{h_o} + \frac{t}{k_{aleacion}}} \quad (4.24)$$

En la ecuación anterior se tiene  $t$ , espesor del tubo y  $k$  la conductividad del material del tubo.

$$U = 2382,8 \frac{W}{m^2K} \quad (4.25)$$

Ahora se aplica la ecuación general para el diseño de intercambiadores de calor (4.3.3) para cada etapa:

$$Q_{ev} = A_{ev} \Delta T_{Ln} U \quad (4.26)$$

$$Q_{cal} = A_{cal} \Delta T_{Ln} U \quad (4.27)$$

Para el caso del cálculo del área necesaria para la evaporación se define un  $\Delta T_{Ln}$ :

$$\Delta T_{Ln} = \frac{(15 + 160) - (17,1 + 160)}{Ln \frac{(15+160)}{17,1+160}} = 176^\circ C \quad (4.28)$$

Para el caso del cálculo del área necesaria para la elevación de temperatura se define un  $\Delta T_{Ln}$ :

$$\Delta T_{Ln} = \frac{(17,1 + 160) - (20 - 5)}{Ln \frac{(17,1+160)}{20-5}} = 65,6^{\circ}C \quad (4.29)$$

Así, considerando los calores ya calculados ( $Q_{ev}$  y  $Q_{cal}$ ) se despejan las áreas:

$$A_{ev} = 448,5m^2 \quad (4.30)$$

$$A_{cal} = 677,8m^2 \quad (4.31)$$

Finalmente, el área total es la suma de las áreas parciales:  $A_{total}=1126.3 m^2$

Finalmente, se estima el largo de los tubos de intercambio en 5 m definiendo así el área de intercambio térmico de cada tubo en  $0.65 m^2$ . Lo que lleva a definir el número de tubos totales que serán los componentes principales del vaporizador con sistema ORV.

$$N_{Tubos} = \frac{1127m^2}{0,65m^2} = 1734 \quad (4.32)$$

#### 4.4. Condensador BOG

El manejo de los gases de ebullición (BOG) en una terminal de GNL es otro de los hitos importantes dentro de la planta. Con el propósito de recuperar esos gases y reingresarlos a la línea de vaporización se utiliza un condensador del tipo “Tubos Horizontales” en donde el flujo de refrigeración es el GNL que fluye desde el tanque de almacenamiento hacia los vaporizadores.

##### 4.4.1. Teoría y cálculo

El dimensionamiento del condensador considera los siguientes supuestos:

- Temperatura de pared igual a la temperatura del fluido frío que en este caso es GNL a  $-159^{\circ}C$
- La condensación es laminar tipo película sobre la superficie de un tubo horizontal
- Las dimensiones seccionales del tubo son:  $D_{int}=37 mm$  y  $D_{ext}=42 mm$ .



- El material de los tubos corresponde a aleación Aluminio-Zinc con  $k= 209.3 \text{ W/mK}$
- El condensador estará compuesto inicialmente de 3 tubos horizontales para facilitar la condensación.

De acuerdo a la bibliografía el análisis de Nusselt para la condensación laminar tipo película sobre la superficie de un tubo horizontal da el siguiente coeficiente promedio de transferencia de calor:

$$h_m = 0,725 \left[ \frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)h_{fg}k_l^3}{\mu_l(T_v - T_w)D} \right]^{1/4} \cdot a \cdot N^{-b} \quad (4.33)$$

Donde:

---

|          |   |
|----------|---|
| $g$      | $= 9.8 \text{ m/s}^2$                               |
| $\rho_l$ | $= 422.980 \text{ kg/m}^3$                          |
| $\rho_g$ | $= 15.698 \text{ kg/m}^3$                           |
| $h_{fg}$ | $= 511.12 \text{ kJ/kg}$                            |
| $k_l$    | $= 0.1872 \text{ W/mK}$                             |
| $\mu_l$  | $= 0,1065 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ |
| $T_v$    | $= -157 \text{ }^\circ\text{C}$                     |
| $T_w$    | $= -159 \text{ }^\circ\text{C}$                     |
| $D$      | $= 79.60 \text{ mm}$                                |
| $N$      | $= 3 \text{ tubos}$                                 |
| $a$      | $= 1, \text{ para } N < 10$                         |
| $b$      | $= 1/6, \text{ para } N < 10$                       |

---

De esta forma se obtiene el coeficiente medio de transferencia de calor  $h_m = 3559.2 \text{ W/m}^2\text{K}$ .

Debido al supuesto de que la temperatura de la pared de los tubos es igual a la del fluido refrigerante y a que  $m_{\dot{G}NL} \gg m_{\dot{B}OG}$  se desprecia la incidencia del coeficiente de transferencia de calor interno de los tubos.

El coeficiente global de transferencia de calor queda determinado por:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_m} + \frac{e}{k_{aleacion}}} = 1993,2 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \quad (4.34)$$

Considerando la ecuación 4.3.3 con  $T_{ext}$  = Temperatura BOG = -157 °C (116 K) y  $T_{int}$  = Temperatura GNL = -159 °C (114 K), se tiene  $\Delta T_{Ln} = 115$  K.

Utilizando la ecuación 4.3.3 y considerando  $Q = m_{BOG} \cdot h_l$ , con  $m_{BOG}=0.415$  kg/s y  $h_l=-911.5$  kJ/kg se tiene la carga térmica del sistema:

$$Q = 0,3MW \quad (4.35)$$

Finalmente se despeja el área de intercambio térmico:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{Ln}} = 1,3m^2 \quad (4.36)$$

Considerando el supuesto inicial de 3 tubos con perímetro seccional de  $P = 0.25$  m se concluye el largo de los tubos:

$$L = \frac{1,3}{3 \cdot P} = 1,8m \quad (4.37)$$

#### 4.4.2. Bombas y Compresores

De acuerdo a la bibliografía, una forma de estimar la potencia es utilizando la siguiente expresión:

$$Potencia = \Delta P \cdot \dot{V} \quad (4.38)$$

El dimensionamiento se realizará para los siguientes equipos:

**Bombas Primarias** Bombas que extraen el GNL desde los estanques de almacenamiento hacia el sistema de relicuación

**Bombas Secundarias** Bombas que distribuyen el GNL a los distintos paneles del Vaporizador ORV

**Bombas de Agua de Mar** Bombas que extraen agua de mar desde la fuente hacia los dispersores ubicados en lo alto de los paneles del vaporizador

**Compresor BOG** Compresor que aumenta la presión de los gases de ebullición (BOG) generados por la ganancia calórica que experimenta el estanque de almacenamiento

Bajo esta ecuación se procede a determinar la potencia de cada uno de los equipos:

#### **Bombas Primarias**

El caudal a desplazar es de  $\dot{V} = 393.6 \text{ m}^3/h$  y  $\Delta P = 0.9 \text{ MPa}$ . Con esto se tiene:

$$Potencia = 132hp \quad (4.39)$$

Considerando un rendimiento mecánico del 0.9, el motor eléctrico necesario para impulsar dicha bomba debe ser de 145 hp.

#### **Bombas Secundarias**

El caudal a desplazar es de  $\dot{V} = 393.6 \text{ m}^3/h$  y  $\Delta P = 7 \text{ MPa}$ . Con esto se tiene:

$$Potencia = 1026hp \quad (4.40)$$

Considerando un rendimiento mecánico del 0.9 y, debido la gran potencia requerida, se necesitará una batería de 10 bombas de 100 hp y motor de 110 hp cada una.

#### **Bombas de Agua de mar**

El caudal a desplazar es de  $\dot{V} = 2389.5 \text{ m}^3/s$  y  $\Delta P = 0.01 \text{ MPa}$ . Con esto se tiene:

$$Potencia = 32043hp \quad (4.41)$$

Debido a la gran potencia necesaria, las bombas a utilizar son de gran envergadura, se considerarán 16 bombas de 2000 hp.

#### **Compresor BOG**

El caudal a desplazar es de  $\dot{V} = 9.2 \times 10^{-4} \text{ m}^3/s$  y  $\Delta P = 0.8 \text{ MPa}$ . Con esto se tiene:

$$Potencia = 1hp \quad (4.42)$$

Considerando un rendimiento mecánico del 0.9, el motor eléctrico necesario para impulsar dicha bomba debe ser de 1.1 hp.

## Capítulo 5

### Estudio de pre factibilidad Técnico-Económica

A continuación se realizará un estudio de los costos de capital y operacionales con el motivo de revisar la pre-factibilidad de un proyecto de este tipo. Para lo anterior se considerará el dimensionamiento realizado en los capítulos anteriores.

#### 5.1. Costos de Capital

Los costos de capital involucran todas las obras, instalaciones y equipos necesarios para el funcionamiento de la terminal regasificadora. A continuación se hará un detalle de cada una de ellas:

- Brazos de descarga, Muelle y Líneas de Piping
- Estanque de almacenamiento
- Bombas y compresores
- Condensador
- Vaporizadores
- Obras civiles
- Otros

##### 5.1.1. Brazos de descarga, Muelle y Líneas de Piping

Los brazos de descarga son equipos especializados que deben contar con la capacidad de descargar un buque metanero en el menor tiempo posible, para el caso de esta planta se considera una capacidad de descarga conjunta de  $3.7 \text{ m}^3/\text{s}$ . Cada brazo de descarga tiene una capacidad de  $2 \text{ m}^3/\text{s}$  y,

considerando un brazo extra para el llenado del vacío con BOG, se requieren de 3 brazos instalados en el muelle.

Por razones de seguridad se requiere que el punto de descarga de los buques metaneros sea alejado de la costa, es por esto que, es necesaria la construcción de un muelle de descarga al interior.

De acuerdo a la bibliografía estudiada, las líneas de piping utilizadas para el transporte de GNL en terminales de regasificación son de 30" de diámetro hechas de aleación de acero con 9% de Níquel para un buen desempeño a bajas temperaturas. Éstas van desde los brazos de descarga en el muelle hasta el estanque de almacenamiento. Para el caso del manejo del GN utilizan líneas de 18" del mismo material ya que en la mayor parte del circuito el GN aún está a una considerable baja temperatura. Ambos tipos de líneas son aislados térmicamente lo que encarece su costo

A continuación se detallan los costos de los items considerados en ésta sección:

Tabla 5.1: Costos Brazos de descarga, Muelle y Líneas de Piping.

| Item                     | Costo unitario (US\$) | Total (US\$) |
|--------------------------|-----------------------|--------------|
| Líneas piping 18"(1.5km) | 250000                | 375000       |
| Líneas piping 30"(1.5km) | 417000                | 625000       |
| Brazos de descarga (3)   | 8500000               | 25000000     |
| Muelle e instalaciones   | 15000000              | 15000000     |
| Total                    |                       | 50000000     |

## 5.2. Estanque de Almacenamiento

De acuerdo a las dimensiones calculadas, se tiene:

Tabla 5.2: Costo estanque de almacenamiento de 160000m3.

| Item                          | Costo unitario (US\$) | Total (US\$) |
|-------------------------------|-----------------------|--------------|
| Estructura de Hormigón        | 35000000              | 35000000     |
| Estanque interior acero 9% Ni | 15000000              | 15000000     |
| Sistema de Aislación          | 10000000              | 10000000     |
| Total                         |                       | 60000000     |

## 5.3. Bombas y compresores

Acorde a las potencias descritas en el capítulo anterior se consideró lo siguiente:

Tabla 5.3: Costo sistemas de bombas.

| Item                    | Costo unitario (US\$) | Total (US\$) |
|-------------------------|-----------------------|--------------|
| Bomba primaria          | 1000000               | 1000000      |
| Bombas secundarias (10) | 1500000               | 15000000     |
| Bombas agua de mar (16) | 1500000               | 24000000     |
| Compresor BOG           | 50000                 | 50000        |
| Total                   |                       | 49050000     |

#### 5.4. Intercambiadores de calor

Tabla 5.4: Costo intercambiadores de calor.

| Item                      | Costo unitario (US\$) | Total (US\$) |
|---------------------------|-----------------------|--------------|
| Vaporizador ORV (50 kg/s) | 24000000              | 24000000     |
| Condensador               | 5000                  | 5000         |
| Total                     |                       | 24005000     |

#### 5.5. Obras civiles y otros

La estimación de las obras civiles se puede realizar en base a un porcentaje de los costos de los equipos principales. Según esto, el costo de manejo de tierras, nivelaciones y otros corresponde a un 30 % que equivale a aproximadamente US\$ 42000000. Dentro de la clasificación de OTROS se incluyen el costo de los contratos, construcciones , estudios técnicos, etc. que corresponden a aproximadamente US\$ 80000000.

Con lo anterior se tiene un costo de inversión aproximado de US\$ 310000000. Cabe señalar que este es un estimado que ha dejado de lado bastantes puntos pero que con el nivel de recursos con que se cuenta no es posible manejar con mayor detalle la información.

#### 5.6. Costos Operacionales

Este punto es uno de los más importantes al momento de la decisión de construcción. Esto es, debido a que es necesario amortizar la inversión inicial dentro de la vida útil de la planta.

Para realizar el análisis técnico se consideran los siguientes supuestos:

- El horizonte del estudio es de 20 años que es la vida útil proyectada de la planta.
- La capacidad de la planta no se modifica a lo largo del horizonte.

- Las proyecciones los costos de regasificación y de precios de venta de GN serán en forma estimativa.
- Las variaciones de inflación no serán consideradas.
- La demanda de GN será igual a la capacidad de la planta, evitando así, efectos de competencia perfecta.
- La calidad del GNL se considerará en 1075 BTU/cf.
- La variación en el mercado de los combustibles y fuentes de energía no serán considerados.

A continuación se presenta la cadena de costos para la producción de GN considerando las distintas fuentes disponibles para Chile<sup>1</sup>.

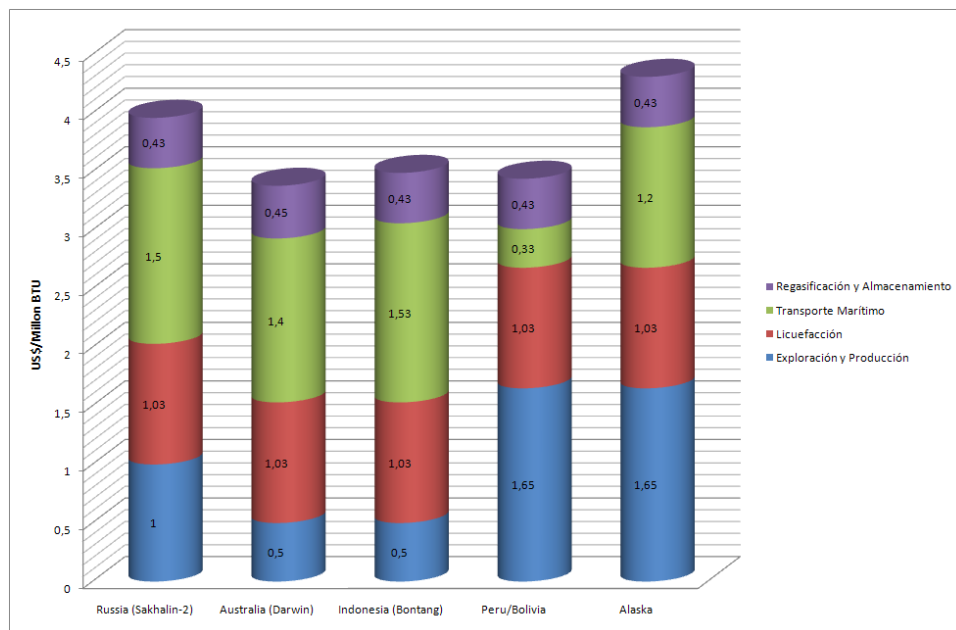


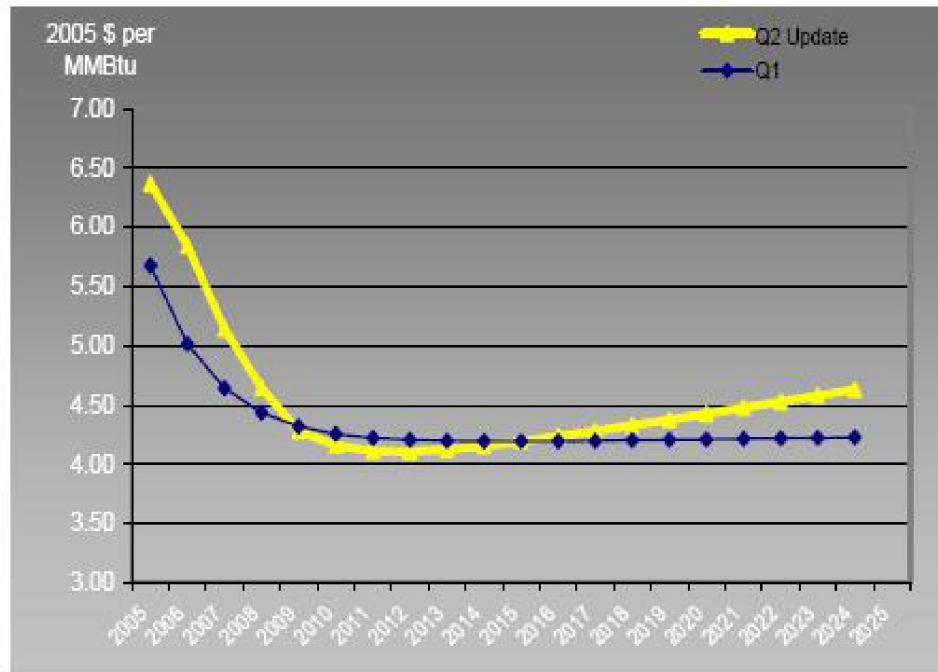
Figura 5.1: Gráfico de costos de GNL en puerto chileno en US\$/millón BTU

Considerando el caso de abastecimiento de GNL (5.6) el precio de producción se establece en US\$ 4.53 por Millón de BTU y, de acuerdo a la proyección de precios de Henry Hub<sup>2</sup>, el precio del Gas Natural en los próximos 30 años se estabiliza en US\$6.8 por Millón BTU.

<sup>1</sup>Fuente: Christopher Ellsworth, SAIC

<sup>2</sup><http://www.naturalgasprice.net/>





R. W. Beck Forecast of Annual Gas Prices at Henry Hub, Years 2005 - 2024

Figura 5.2: Proyección Precios del GNL en US\$/millon BTU (2005-2024)

Con lo anterior se define la ganancia neta por Millón de BTU de US\$2.49.

La cantidad de GN procesado en un año es  $2007 \text{ MMm}^3/\text{año}$  que equivale a  $70876 \text{ MMcf/año}$ , se considera la capacidad calorífica del GNL  $1375 \text{ BTU/cf}$  y se tiene la producción en términos caloríficos de la planta anual,  $97454 \text{ Billones BTU/año}$ .

La ganancia neta por regasificación de GNL anual es, finalmente, de  $242.66 \text{ Millones de dolares}$  al año. Proyectando a un horizonte de 20 años se tiene la ganancia de  $4853 \text{ Millones de dolares}$ .

De esta forma se concluye que la inversión inicial se recupera al cabo de 1.6 años.

## Capítulo 6

### Simulación

Con el propósito de confirmar los datos calculados en las secciones anteriores se procede a simular el proceso de regasificación utilizando la herramienta computacional ASPEN Plus <sup>®</sup> versión 11.1.

Para la simulación se realizaron las siguientes simplificaciones:

- No se modela el Tanque de almacenamiento debido a su complejidad.
- Los datos como dimensiones y materiales fueron ingresados como INPUT en el modelo
- No se consideran las pérdidas de cargas en las líneas debido a que se desconocen los componentes involucrados.
- Los flujos considerados son: BOG, GNL, GN y agua de mar.

A continuación se presenta el diagrama de flujo del proceso a simular y los parámetros ingresados al modelo:

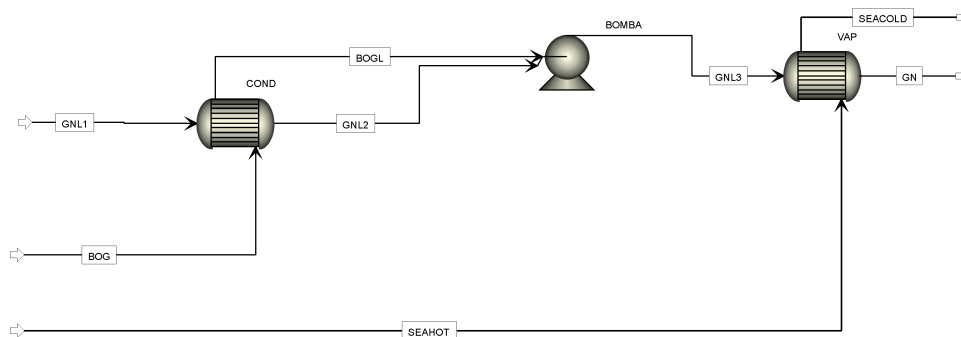


Figura 6.1: Diagrama de flujo del proceso de regasificación simplificado

Los datos de salida son los siguientes:

| Sistema Regasificación GNL |           |          |          |            |            |            |            |            |            |
|----------------------------|-----------|----------|----------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| Stream ID                  |           | BOG      | BOGL     | GN         | GNL1       | GNL2       | GNL3       | SEACOLD    | SEAHOT     |
| Temperature                | F         | -250,6   | -195,7   | 16,4       | -259,6     | -259,3     | -250,6     | 62,6       | 73,4       |
| Pressure                   | psi       | 130,534  | 130,534  | 1160,302   | 14,504     | 14,504     | 1160,302   | 16,166     | 16,166     |
| Vapor Frac                 |           | 1,000    | 0,000    | 1,000      | 0,000      | 0,004      | 0,000      | 0,000      | 0,000      |
| Mass Flow                  | lb/hr     | 3293,706 | 3293,706 | 392189,138 | 388895,432 | 388895,432 | 392189,138 | 1,00000E+7 | 1,00000E+7 |
| Volume Flow                | MMcuf/hr  | 0,002    | < 0,001  | 0,083      | 0,015      | 0,030      | 0,015      | 0,160      | 0,161      |
| Enthalpy                   | MMkcal/hr | -1,822   | -1,942   | -206,353   | -234,936   | -234,816   | -235,786   | -17343,890 | -17314,458 |
| Density                    | kg/cum    | 24,227   | 366,108  | 75,788     | 425,729    | 210,749    | 418,243    | 1001,195   | 995,441    |
| Mass Flow                  | lb/hr     |          |          |            |            |            |            |            |            |
| METHA-01                   |           | 3293,706 | 3293,706 | 392189,138 | 388895,432 | 388895,432 | 392189,138 |            |            |
| WATER                      |           |          |          |            |            |            |            | 1,00000E+7 | 1,00000E+7 |
| Mole Flow                  | MMscfd    |          |          |            |            |            |            |            |            |
| METHA-01                   |           | 1,870    | 1,870    | 222,646    | 220,776    | 220,776    | 222,646    |            |            |
| WATER                      |           |          |          |            |            |            |            | 5055,416   | 5055,416   |
| *** VAPOR PHASE ***        |           |          |          |            |            |            |            |            |            |
| Mole Flow                  | MMscfd    |          |          | 222,646    |            | 0,951      |            |            |            |
| Volume Flow                | cuft/min  |          |          | 1381,550   |            | 249,666    |            |            |            |
| Compressibility            |           |          |          | 0,770      |            | 0,967      |            |            |            |
| HeatCapRatio               |           |          |          | 1,862      |            | 1,365      |            |            |            |

Figura 6.2: Tabla de resultados de la simulación

De la tabla anterior se confirman los estados en cada una de las etapas del proceso así como el dimensionamiento del condensador y el vaporizador. Cabe señalar que existe una pequeña porción de vapor remanente en la línea de salida del condensador, esto puede ser debido a que la presión en esta zona baja debido al condensador por lo que existe presencia de burbujas de GN dentro del GNL.

## Capítulo 7

### Conclusiones

Las conclusiones de este trabajo son las siguientes:

- El desarrollo de este trabajo permite adentrarse en esta nueva tecnología en el país y promueve el estudio de alternativas energéticas necesarias para abastecer las necesidades de una nación en crecimiento.
- Se realizó en forma satisfactoria un análisis del mercado actual de las opciones energéticas en el mundo así como en el país, destacando las fortalezas y debilidades de cada una de ellas.
- Se logró recopilar información suficiente para definir ubicación y capacidades de la planta con miras a satisfacer las necesidades de cierta región del país mas, debido a la casi nula experiencia en la nación sobre la tecnología del GNL, se simplificaron factores a considerar al momento de diseñar cabalmente una terminal de regasificación.
- A pesar de las simplificaciones señaladas, se logró dimensionar los equipos principales en el proceso de regasificación con resultados comparativos a otras terminales existentes en otros países.
- Al realizar un análisis técnico-económico se logró concluir la pre-factibilidad de la construcción de una planta de estas características en el país.
- Las herramientas de simulación permitieron confirmar el dimensionamiento de equipos principales así como estados en el balance de masa.

Como conclusión final de este trabajo, los objetivos trazados se cumplieron satisfactoriamente planteando la inquietud de abordar con mayor profundidad el tema del Gas Natural Licuado como alternativa energética en la Nación.

## Bibliografía

- [1] PH.D. Michelle Michot Foss. 2006. “Introducción al GNL. ”,Energy Economics Research at the Bureau of Economics Geology.
- [2] Asociación de Distribuidores de Gas Natural, C. 2005. “Desarrollo y perspectivas para el mercado del GN en Chile”.
- [3] González B. y Álvarez R.2005. “Gas Natural Licuado: Perspectivas de Abastecimiento”.
- [4] Q.-S. Chen a,b, J. Wegrzyn c,\*, V. Prasad. 2004. “Analysis of temperature and pressure changes in liquefied natural gas (LNG) cryogenic tanks”, Cryogenics 44 701-709
- [5] S. p. B. LEMMERS, Fluor Haarlem B.V. 2005. “LNG receiving and regasification terminal operations”, The Netherlands.
- [6] S. p. B. LEMMERS, Fluor Haarlem B.V. 2005. “Understanding and controlling boil-off gas pressure enhances energy efficiency”, The Netherlands.
- [7] Comisión Nacional de Energía. “Plan de Seguridad Energética ”, <http://www.cne.com/>, Gobierno de Chile, Chile (2006).
- [8] Pontificia Universidad Católica de Chile. “Mercado de GNL en Chile ”, <http://www2.ing.puc.cl/power/alumno06/GNLdispatch/index.htm>, Chile (2007).
- [9] Enagas. “El futuro complejo energético de El Musel”, <http://www.enagas.es>,España (2005).
- [10] Nippon Steel Technical Report No. 90. “Development of Super-9%Ni Steel Plates with Superior Low-Temperature Toughness for LNG Storage Tanks”, [http://www0.nsc.co.jp/shinnihon\\_english/kenkyusho/contenthtml/n90/n9006.pdf](http://www0.nsc.co.jp/shinnihon_english/kenkyusho/contenthtml/n90/n9006.pdf),Japón (2004).
- [11] Richard T. Jacobsen, Steven G. Penoncello and Eric W. Lemmon. 1997. “Thermodynamics Properties of Cryogenic Fluids”, Plenum Press.