



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE  
MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

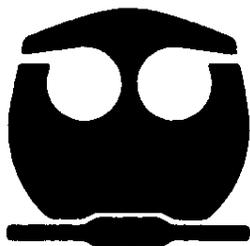
**“EVALUACIÓN TECNICO-ECONOMICA DE LAS PRINCIPALES  
TECNOLOGÍAS DE REGASIFICACIÓN UTILIZADAS A NIVEL  
MUNDIAL”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA**

**JOSÉ MIGUEL SOTO BENITO**



**MÉXICO, D.F.**

**2009**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** Profesor: M en I. José Antonio Ortiz Ramírez

**VOCAL:** Profesor: Dr. José Fernando Barragán Aroche

**SECRETARIO:** Profesor: MC. Andoni Garritz Cruz

**1er. SUPLENTE:** Profesor: IQ. Jorge A. Avella Martínez

**2° SUPLENTE:** Profesor: MA. Blanca Estela García Rojas

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**TORRE DE INGENIERÍA, UNAM**

**ASESOR DEL TEMA:**

---

**M. en I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ**

**SUSTENTANTE:**

---

**JOSÉ MIGUEL SOTO BENITO**

## AGRADECIMIENTOS

Antes que nada quiero agradecer a Dios por quien fui, soy y seré.

A mis papás, María Alejandra y Alejandro por todo su apoyo en esta travesía que en sus subidas y bajas me hacían ver las cosas con optimismo, porque sin ellos no lo hubiera podido lograrlo.

A mis hermanos Alejandro y Rodrigo por aguantarme estos años, por las peleas, diferencias y los consejos, los cuales siempre fueron oportunos y de mucha ayuda.

A mis abuelos, "la Piba" y "el Abuelo" (Estela Margarita y Eugenio) por el interés que siempre tuvieron en mi desarrollo universitario y estar al tanto de mis logros y oportunidades, dándome ánimos para seguir adelante, enseñándome primero con su ejemplo.

A "los Bilines", Aurora y Juan Gonzalo por su apoyo.

A mis otros hermanos, que aunque no de sangre sí de querencia, Ricardo, David, Jonathan y Luis Enrique por las idas y venidas, subidas y bajadas que de una u otra forma hubo manera de solucionar.

A todos mis amigos Pepe, Eric, Ceci, Jerry, Ivonne, Abraham, Jano con quienes me codeé en las trincheras soportando las embestidas bárbaras y constantes de la carrera, porque esto se vive de la mano ayudándonos a levantar una y otra vez. Y especialmente a ti, María que me

empujabas cada vez que el camino se tornaba difícil, áspero e inquieto,  
te conservo en mi corazón.

Al Ingeniero José Antonio Ortiz Ramírez por todo lo que he aprendido  
bajo su tutela, sobre cómo ser un mejor Ingeniero y una mejor persona.

A mí queridísima universidad, la UNAM, por toda la formación dentro y  
fuera de sus aulas en donde aprendí el valor del conocimiento, la  
amistad, la tolerancia y por enseñarme lo grande y universal que las  
personas hacemos a este mundo.

Y por último, a mí Facultad de Química por abrirme las puertas ese  
Agosto del 2004 a lo que sería el inicio del resto de mi vida.

# ÍNDICE GENERAL

	PÁGINA
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	i
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	iii
<b>REFERENCIAS</b>	iv
<b>INTRODUCCION</b>	1
<b>ANTECEDENTES</b>	4
I.    El Gas Natural	5
II.   Terminales Regasificadoras	10
III.  EL Gas Natural en el Mundo	26
<b>DESCRIPCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS</b>	31
I.    Vaporizador de Rejilla Abierta	33
II.   Vaporizador de Combustión Sumergida	38
<b>EVALUACIÓN TÉCNICA DE LAS TECNOLOGÍAS</b>	44
I.    Vaporizador de Rejilla Abierta	49
II.   Vaporizador de Combustión Sumergida	71
<b>EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS</b>	76
I.    Costos Fijos	80
II.   Procedimiento de Cálculo del Método del Factor Individual	87
III.  Cálculos	88
IV.   Punto de Equilibrio	103
<b>ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES</b>	110
<b>APÉNDICES</b>	118
I.    Apéndice A	119
II.   Apéndice B	122
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	123

## I. ÍNDICE DE FIGURAS

1.1	Mapa de las reservas de petróleo a nivel mundial a enero del 2008
1.2	Mapa de las reservas de gas natural a nivel mundial a enero del 2008
1.3	Trayectoria del gas natural desde su producción hasta el consumo
1.4	Diagrama de proceso simplificado de una planta Regasificadora
1.5	Brazos de descarga
1.6	Buque metanero de diseño esférico
1.7	Buque metanero de diseño de membrana
1.8	Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención simple
1.9	Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención doble
1.10	Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención total
1.11	Diagrama (A) y fotografía de un tanque de membrana
1.12	Diagrama de una bomba primaria
1.13	Bomba primaria
1.14	Recondensador
1.15	Bomba secundaria
1.16	Tipos de vaporizadores de acuerdo a la NFPA-59
1.17	Principales fuentes de energía en el mundo
1.18	Consumo por regiones de gas natural de 1993 al 2003
1.19	Principales consumidores de gas natural en el mundo
1.20	Proyectos de terminales Regasificadoras de GNL en México
2.1	Diagrama de un vaporizador de Rejilla Abierta

2.2	Diagrama de un vaporizador de Combustión Sumergida
3.1	Diagrama del tramo de tubería del balance antes de la succión
3.2	Diferencia de alturas entre el tanque de almacenamiento y el vaporizador de Rejilla Abierta
4.1	Componentes del total de costos de producción
4.2	Gráfica generalizada para la determinación del punto de equilibrio
4.3	Punto de equilibrio para los vaporizadores de Rejilla Abierta
4.4	Punto de equilibrio para los vaporizadores de Combustión Sumergida

## II. ÍNDICE DE TABLAS

3.1	Composición del GNL
3.2	Composición y peso molecular del agua de mar
3.3	Datos para la tubería en la succión para GNL
3.4	Datos para la tubería en la descarga para GNL
3.5	Datos de las bombas primarias
3.6	Datos de la tubería en la succión para agua de mar
3.7	Datos de la tubería en la descarga para agua de mar
4.1	Procedimiento de cálculo de los costos de producción
4.2	Factor de costo del material para bombas
4.3	Factor de características de la bomba
4.4	Algoritmo del cálculo del Costo de Capital Depreciable por el Método del Factor Individual
4.5	Algoritmo de cálculo para obtener los Costos de Capital Depreciable para Rejilla Abierta
4.6	Algoritmo de cálculo para obtener los Costos de Capital Depreciable para Combustión Sumergida
4.7	Costo total del capital depreciable de ambas tecnologías de vaporización
4.8	Costos fijos de ambas tecnologías de vaporización
4.9	Costos de Mantenimiento y Suministros para ambas tecnologías
4.10	Costos Indirectos de ambas tecnologías
4.11	Costo total de la producción de ambos vaporizadores
4.12	Principales diferencias técnicas de los vaporizadores
6.1	Valores de la Evaluación Cualitativa
6.2	Comparación Cualitativa de las Tecnologías

### III. REFERENCIAS

GNL	Gas Natural Licuado	
$\mu_{\text{GNL}}$	Viscosidad del GNL a las condiciones de entrada al vaporizador	cp
$\mu_{\text{mar}}$	Viscosidad del agua de mar a las condiciones de operación	cp
$A_{\text{ft}}$	Flujo volumétrico agua de mar	$\text{ft}^3/\text{s}$
Agua	Flujo en masa de agua de mar	kg/h
$A_{\text{masa}}$	Flujo en masa de agua de mar	kg/h
$A_{\text{mol}}$	Flujo molar de agua	kgmol/h
$A_{\text{td}}$	Área transversal de la descarga de la bomba de GNL	$\text{ft}^2$
$A_{\text{tmd}}$	Área transversal de la descarga de la bomba de agua de mar	$\text{ft}^2$
$A_{\text{tms}}$	Área transversal de la succión de la bomba de agua de mar	$\text{ft}^2$
$A_{\text{ts}}$	Área transversal de la succión de la bomba de GNL	$\text{ft}^2$
$A_{\text{vol}}$	Flujo volumétrico de agua de mar	$\text{m}^3/\text{h}$
$b_1, b_2, b_3$	Factores de la bomba de acuerdo a sus características (Tabla 4.3)	
$B_B$	Costo base de la bomba a la capacidad requerida	USD
$B_F$	Costo real de la bomba	USD
BHP	Potencia al freno de la bomba de GNL	HP
$\text{BHP}_{\text{mar}}$	Potencia al freno de la bomba de agua de mar	HP
$\text{BHP}_{\text{mar}2}$	Potencia al freno de la bomba de agua de mar	kW
$C_{\text{bombero}_{\text{agua}}}$	Costo anual de bombeo de agua de mar	MMUSD
$C_{\text{bombero}_{\text{GNL}}}$	Costo anual de bombeo de GNL	MMUSD
$C_{\text{bombero}_{\text{GNL}1}}$	Costo de bombeo de GNL	USD
$C_{\text{agua}1}$	Flujo volumétrico de agua de mar	$\text{m}^3/\text{h}$
$C_{\text{AI}}$	Costo del equipo instalado	USD

$C_{BI}$	Costo base del equipo instalado	USD
$C_D$	Costo del capital depreciable	USD
$C_{DT}$	Costo total del capital depreciable	USD
$C_F$	Costos fijos	MMUSD
$C_{fuel}$	Costo anual del combustible utilizado	MMUSD
Consumo	Cantidad de solución de sosa que utiliza cada equipo	kg/(h*equipo)
Costo	Costo del servicio de sosa	USD/h
Costo_unit	Costo unitario de la solución sosa (NaOH)	USD/m <sup>3</sup>
Costo <sub>NaOH</sub>	Costo anual del servicio de sosa	USD
$C_p$	Calor específico del agua de mar	J/(kg*K)
$C_{PA}$	Costo del equipo ajustado a temperatura, presión, material y diseño	USD
$C_{p_{agua}}$	Calor específico molar del agua de mar	kJ/(kgmol*K)
$C_{PB}$	Costo del equipo ajustado al año 2008	USD
$C_{PB1}$	Precio del equipo en condiciones base (teniendo en cuenta el número de equipos)	USD
$C_{PB2}$	Precio del equipo a la capacidad deseada	USD
$C_{p_{GN}}$	Calor específico del GN	kJ/(kgmol*K)
$C_{p_{GNL}}$	Calor específico del GNL	kJ/(kgmol*K)
$C_{sopladores}$	Costo anual de operación de los sopladores	MMUSD
$C_T$	Costo total anual de la producción de GN	MMUSD
Depreciación	Costo anual de la depreciación del equipo	MMUSD
$d_{id}$	Diámetro interno de la descarga de la bomba de GNL	in
$d_{imd}$	Diámetro interior de la descarga de la bomba de agua	in
$d_{ims}$	Diámetro interior de la succión de la bomba de agua	in
$d_{is}$	Diámetro interno de succión de la bomba de GNL	in
$d_{ms}$	Diámetro de la succión de la bomba de agua de mar	ft
$d_s$	Diámetro de succión de la bomba de GNL	ft
$\Delta Z_{mar}$	Altura aproximada del tanque medida desde el nivel del mar	ft
$f_{AB}$	Factor de corrección por instalaciones	

	auxiliares	
$f_{CF}$	Factor de corrección por honorarios del contratista	
$f_d$	Factor de fricción de la descarga de la bomba de GNL	
$f_D$	Factor de corrección por diseño	
$f_{DC}$	Factor de corrección por costos directos	
$F_{ft}$	Flujo volumétrico de GNL	$ft^3/s$
$F_{gpm}$	Flujo volumétrico de GNL	gal/min
$f_I$	Factor de corrección por instalación	
$f_{IC}$	Factor de corrección por costos indirectos	
$f_L$	Factor de corrección por terreno	
$f_{LD}$	Factor de corrección por mejora del terreno	
$f_M$	Factor de corrección por material	
$F_M$	Factor de corrección por material para la bomba	
$f_{md}$	Factor de fricción de la descarga de la bomba de agua de mar	
$F_{mol}$	Flujo molar de GNL	kgmol/h
$f_{ms}$	Factor de fricción de la succión de la bomba de agua de mar	
$f_P$	Factor de corrección por presión	
$f_s$	Factor de fricción de la succión de la bomba de GNL	
$f_S$	Factor anual de depreciación del equipo	
$f_T$	Factor de corrección por temperatura	
$F_T$	Factor de corrección de costo de las bombas	
$F_{vol}$	Flujo volumétrico de GNL	$m^3/h$
$g_c$	Constante gravitacional	$lb*ft/(lbf*s^2)$
$G_{mol}$	Flujo molar de GN	kgmol/h
GN	Gas Natural	
gpm	galones por minuto	
H	Trabajo de flecha de la bomba	ft
$H_{fd}$	Pérdida de presión por fricción en la descarga en la bomba de GNL	ft
$H_{fmd}$	Pérdida de presión por fricción en la descarga	ft

	en la bomba de agua de mar	
$H_{fms}$	Pérdida de presión por fricción en la succión en la bomba de agua de mar	ft
$H_{fs}$	Pérdida de presión por fricción en la succión en la bomba de GNL	ft
$H_{liq}$	Entalpía del GN a las condiciones de operación	kJ/kgmol
HP	caballo de potencia	
$HP_{GNL2}$	Potencia requerida por las bombas de GNL	kW
$H_{vap}$	Entalpía de GN a las condiciones de operación	kJ/kgmol
$I_{2004}$	Índice del año 2004 para equipo de proceso (Chemical Engineering)	
$I_{2008}$	Índice del año 2008 para equipo de proceso (Chemical Engineering)	
$I_p$	Costo anual del impuesto sobre la propiedad	MMUSD
J	Joule	
k	Prefijo <i>kilo</i>	1000 unidades
$L_d$	Longitud de tubería antes de la descarga de la bomba de GNL	ft
$L_{md}$	Longitud de tubería antes de la descarga de la bomba de agua de mar	ft
$L_{ms}$	Longitud de tubería antes de la succión de la bomba de agua de mar	ft
$L_s$	Longitud de tubería antes de la succión de la bomba de GNL	ft
M	Peso molecular del agua de mar	kg/kgmol
$M_{GNL}$	Peso molecular del GNL	kg/kgmol
$M_L$	Costo anual del trabajo de mantenimiento	MMUSD
mm	Milímetros	0.001 unidades
$M_M$	Costo anual del material de mantenimiento	MMUSD
MMscfd	Millones de pies cúbicos estándar por día	
n	Factor de corrección de Drew-Ginder para dimensionamiento de equipo	
$O_L$	Costo anual de operar el equipo	MMUSD
Operador	Costo de las horas hombre de un operador	USD/h
$O_{QC}$	Costo anual del control de calidad	MMUSD

$O_s$	Costo anual de la supervisión del equipo	MMUSD
$P$	Presión de operación	atm
$P_{\text{agua}}$	Potencia real utilizada por las bombas de agua de mar	MMBTU/h
$PC$	Poder calorífico del GNL	kJ/kgmol
$P_d$	Presión de descarga de la bomba de GNL	lb/in <sup>2</sup>
$P_{\text{GNL2}}$	Potencia real utilizada por las bombas de GNL	BTU/h
$P_{\text{md}}$	Presión de descarga de la bomba de agua de mar	lb/in <sup>2</sup>
$P_{\text{ms}}$	Presión de succión de la bomba de agua de mar	lb/in <sup>2</sup>
$P_s$	Presión de succión de la bomba de GNL	lb/in <sup>2</sup>
$P_{\text{soplador}}$	Potencia requerida por soplador	kW/equipo
$P_{\text{sopladores}}$	Potencia requerida para los sopladores	kW
$P_{\text{sopladores2}}$	Potencia real utilizada por los sopladores	MMBTU/h
$P_{\text{tanque}}$	Presión de operación del tanque de agua de mar	lb/in <sup>2</sup>
$Q$	Flujo volumétrico de GNL	gpm
$Q_1$	Capacidad base de GNL	ft <sup>3</sup> /h
$Q_2$	Capacidad real de GNL	ft <sup>3</sup> /h
$Q_{\text{agua}}$	Calor del agua	kJ/h
$Q_{\text{GNL}}$	Calor de GNL	kJ/h
$R$	Flujo molar de GNL que se recircula	kgmol/h
$\rho_1$	Densidad del GNL	lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_{\text{mar1}}$	Densidad del agua de mar a las condiciones de operación	lb/ft <sup>3</sup>
$R_{\text{BTU}}$	Flujo de energía que representa la recirculación	MMBTU/h
$Re_d$	Número de Reynolds en la descarga de la bomba de GNL	
$Re_{\text{md}}$	Número de Reynolds en la descarga de la bomba de agua de mar	
$Re_{\text{ms}}$	Número de Reynolds en la succión de la bomba de agua de mar	
$Re_s$	Número de Reynolds en la succión de la bomba de GNL	
$\rho_{\text{GNL}}$	Densidad del GNL	kgmol/m <sup>3</sup>

$\rho_{\text{mar}}$	Densidad del agua de mar	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{\text{NaOH}}$	Densidad de la solución de sosa	kg/m <sup>3</sup>
$Rr_d$	Rugosidad relativa de la descarga de la bomba de GNL	
$Rr_{\text{md}}$	Rugosidad relativa de la descarga de la bomba de agua de mar	
$Rr_{\text{ms}}$	Rugosidad relativa de la succión de la bomba de agua de mar	
$Rr_s$	Rugosidad relativa de la succión de la bomba de GNL	
$SCV_{\text{equipos}}$	Número de equipos de vaporización de Combustión Sumergida	
Seguro	Costo anual del seguro	MMUSD
$S_o$	Costo anual de los suministros de operación	MMUSD
$T_{\text{ent}}$	Temperatura de entrada del agua de mar al vaporizador	K
$T_{\text{fin}}$	Temperatura del GN a la salida del vaporizador	K
$T_{\text{inicio}}$	Temperatura del GNL a la entrada del vaporizador	K
$T_{\text{sal}}$	Temperatura del agua de mar a la salida del vaporizador	K
$T_{\text{sat}}$	Temperatura de saturación del GNL a las condiciones de operación	K
$V_d$	Velocidad real de descarga de la bomba de GNL	ft/s
$V_{\text{md}}$	Velocidad real en la descarga de la bomba de agua de mar	ft/s
$V_{\text{ms}}$	Velocidad real en la succión de la bomba de agua de mar	ft/s
$V_{\text{planta}}$	Vida de la planta	años
$V_{\text{rec}}$	Velocidad recomendada de GNL	ft/s
$Vr_{\text{mar}}$	Velocidad recomendada del agua de mar	ft/s
$V_s$	Velocidad real de succión de la bomba de GNL	ft/s
$W$	Flujo másico de GNL	lb/s
$W_f$	Trabajo de flecha de la bomba de GNL	ft
$W_{\text{fm}}$	Trabajo de flecha de la bomba de agua de mar	ft
$W_{\text{mar}}$	Flujo en masa de agua de mar	lb/s

$\xi_{\text{acero}}$	Rugosidad absoluta del acero	mm
$Z_d$	Altura del vaporizador desde la bomba de GNL	ft

# INTRODUCCIÓN

## “INTRODUCCIÓN”

Debido al gran avance tecnológico que ha surgido en los últimos 50 años, la demanda de energía ha aumentado de la misma manera. Como fuente de energía base, tenemos el petróleo y sus derivados quienes han cumplido con su papel, pero siendo un recurso no renovable hemos buscado formas diferentes para compensar el uso excesivo del mismo, esto dio origen a las fuentes alternativas de energía tales como la solar, eólica, mareomotriz, hidráulica, geotérmica, etc. las cuales son fuentes de energía renovables. Al ser tan grande esta demanda el uso únicamente de las energías renovables no sería suficiente para abastecer a todos, por eso estas fuentes de energía no son las principales. Entonces al disminuir las reservas mundiales de petróleo a la velocidad en la que hoy en día estamos viviendo, una alternativa energética que aparte de ser mucho más limpia que el petróleo y sus derivados, es abundante y puede satisfacer la demanda energética, es el uso de gas natural. La industria del gas natural está creciendo no solo en términos de cantidad sino también de aceptación entre las personas por eso es importante hacer énfasis en ello ya que en un tiempo no muy lejano podría sustituir al petróleo como fuente principal de energía.

Por tal motivo, los objetivos de este trabajo son:

- Establecer una diferencia Técnica y Económica de las tecnologías de vaporización Rejilla Abierta y Combustión Sumergida.
- Plantear una visión generalizada del uso del gas natural, así como de su proyección a futuro.
- Exponer una visión más amplia sobre las terminales de regasificación.
- Mostrar el proceso de vaporización del gas natural licuado, así como lo que esto implica.
- Dar a conocer de forma más detallada los principales equipos de vaporización, Rejilla Abierta y Combustión Sumergida.

# ANTECEDENTES

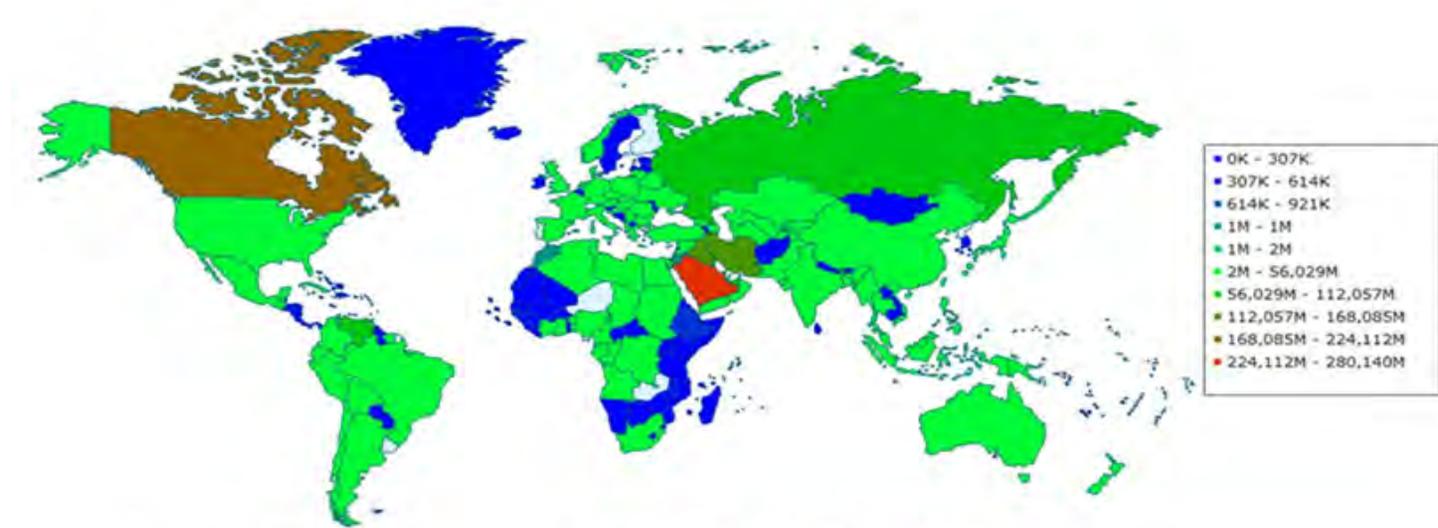
## "ANTECEDENTES"

### **I. EL GAS NATURAL**

El gas natural en su mayoría está conformado por metano ( $\text{CH}_4$ ) y dependiendo de su procedencia puede contener una mezcla de hidrocarburos más pesados hasta llegar a pentanos ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ). Es un combustible de origen fósil que se encuentra en el subsuelo, y procede de la descomposición de materia orgánica.

Como consecuencia la búsqueda de alternativas energéticas se vuelve necesaria para continuar con un desarrollo para México. Como búsqueda de nuevas fuentes de energía, el gas natural se vuelve una excelente opción ya que existe una gran disponibilidad de este recurso. Como se muestra en la Figura 1.1 donde se muestran las reservas mundiales de petróleo que son considerablemente más bajas que las de Gas Natural (Figura 1.2).

Figura 1.1 Mapa de las reservas de petróleo a nivel mundial a enero del 2008



**Posición País**

- 1 [Arabia Saudí](#)
- 2 [Canadá](#)
- 3 [Irán](#)
- 4 [Irak](#)
- 5 [Kuwait](#)
- 6 [Emiratos Árabes Unidos](#)
- 7 [Venezuela](#)
- 8 [Rusia](#)
- 9 [Libia](#)
- 10 [Nigeria](#)
- 11 [Estados Unidos](#)
- 12 [Qatar](#)
- 13 [México](#)
- 14 [China](#)

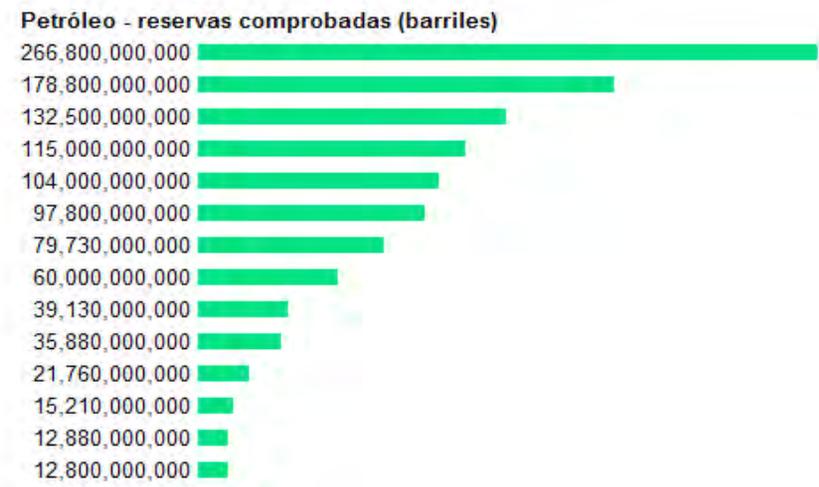
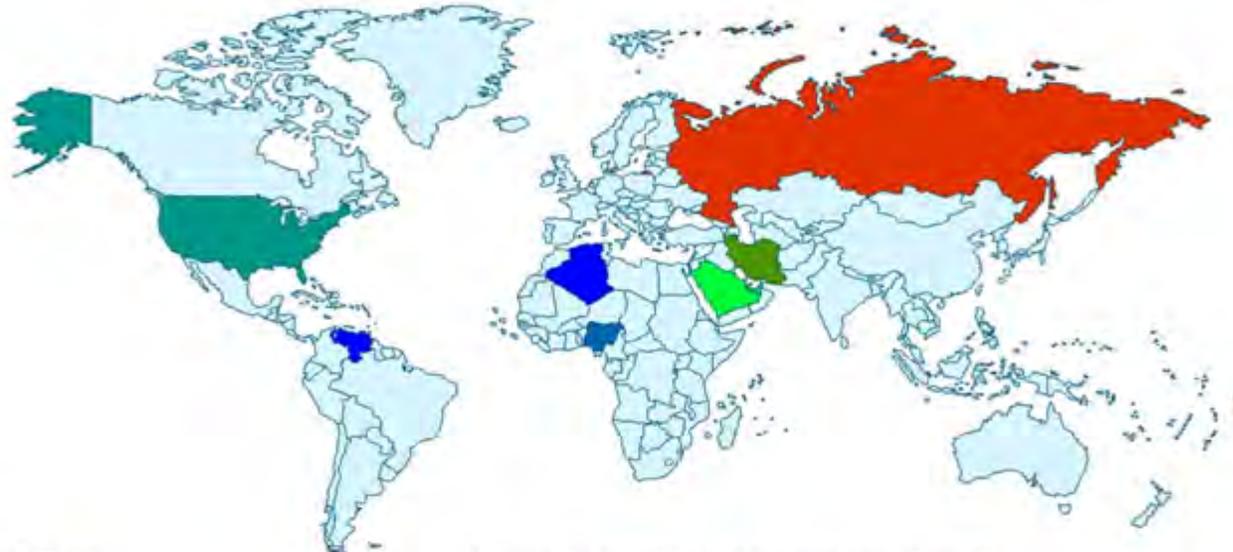


Figura 1.2 Mapa de las reservas de gas natural a nivel mundial a enero del 2008



Posición País	Gas natural - reservas comprobadas (metros cúbicos)
1 <a href="#">Rusia</a>	47,570,000,000,000
2 <a href="#">Irán</a>	26,370,000,000,000
3 <a href="#">Qatar</a>	25,790,000,000,000
4 <a href="#">Arabia Saudí</a>	6,568,000,000,000
5 <a href="#">Emiratos Árabes Unidos</a>	5,823,000,000,000
...	
30 <a href="#">Bolivia</a>	651,800,000,000
31 <a href="#">Argentina</a>	512,400,000,000
32 <a href="#">Reino Unido</a>	509,200,000,000
33 <a href="#">Yemen</a>	459,000,000,000
34 <a href="#">México</a>	434,100,000,000
35 <a href="#">Tailandia</a>	400,700,000,000



El uso del gas natural es muy variado, puede utilizarse desde combustible para la industria manufacturera, para calentar agua, cocinar cemento, como una fuente de energía limpia para esterilizar instrumentos, así como, en la industria petroquímica y de manufactura para producir hidrógeno, azufre, carbón negro y amoníaco.

El gas natural se considera ambientalmente amigable y limpio en comparación con otros combustibles fósiles debido a que las emisiones del dióxido de azufre ( $SO_2$ ) y del dióxido de carbono ( $CO_2$ ) son considerablemente más pequeñas. El gas natural se encuentra en reservas dentro de la corteza terrestre bajo presión ya sea disuelto en hidrocarburos más pesados, en agua o de forma de bolsas de gas. Como el petróleo y el gas se forman por procesos naturales similares ambos se encuentran, en muchas ocasiones juntos en reservas bajo tierra. Después de que poco a poco se va formando en la corteza terrestre el gas natural y el petróleo lentamente fluyen a través de los poros de las rocas. Como usualmente estas rocas porosas están llenas de agua, el petróleo y el gas natural (más ligeros que el agua) continúan migrando a través de la corteza hasta encontrar piedras no porosas que se convierten en las paredes de los yacimientos. El gas natural es considerado poco como un recurso no renovable debido a que existe un gran número de fuentes desde donde se puede obtener.

Como ya se vio, el gas natural tiene un gran número de ventajas como combustible tales como la limpieza, su disponibilidad y la gran cantidad de lugares de donde se puede comercializar que es donde realmente está el negocio del gas natural. Para hacer llegar el gas natural a todo el mundo, el transporte del gas natural se hace primero licuando el mismo, es decir, se lleva a un estado líquido disminuyendo su temperatura y así evitar manejar grandes presiones ( que conllevan un gran riesgo), se trabaja a  $-163\text{ }^{\circ}\text{C}$  aproximadamente. Una vez licuado el gas se transporta en unos barcos especiales llamados *metaneros* los cuales se dirigen a plantas o terminales Regasificadoras las cuales convierten el gas natural de estado líquido a estado gaseoso. De manera esquemática la trayectoria que determinada como la cadena de valor se puede ver en la Figura 1.3.

Figura 1.3 Trayectoria del gas natural desde su producción hasta el consumo



## II. TERMINALES REGASIFICADORAS

Una terminal Regasificadora, como ya se había mencionado, tiene la finalidad de recibir a los buques *metaneros* donde se transporta el Gas Natural Licuado (GNL), vaporizar el mismo y así a través de una red de gasoductos llevar este insumo a los consumidores.

Una terminal Regasificadora de manera muy general consta de tanques de almacenamiento, un recondensador, un compresor para el *boil-off*, que es una pequeña cantidad de GNL que se alcanza a vaporizar, un sistema de bombeo y los vaporizadores, tal como se muestra en la Figura 1.4. Estas plantas trabajan 365 días al año y debido a esto deben tener equipo de relevo para cuando sea necesario mantenimiento de la misma.

El proceso de regasificación se lleva a cabo de la siguiente manera:

- Descarga del GNL

Una vez que los *metaneros* se conectan a unos brazos de descarga, equipos especiales que sirven de conexión entre las líneas que van de

los tanques de almacenamiento al buque, Figura 1.5, se descarga el GNL a través de las líneas que conectan los brazos y los tanques de

Figura 1 .4 Diagrama d e p roceso si mplificado d e u na p lanta Regasificadora

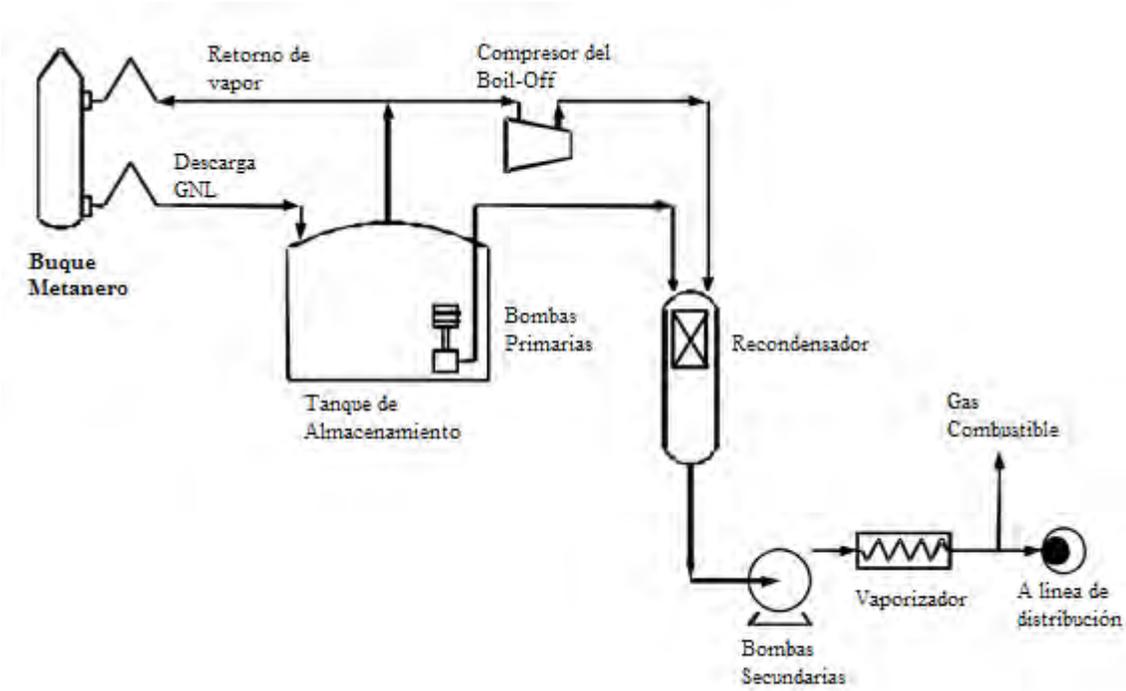


Figura 1.5 Brazos de descarga



almacenamiento, los cuales tienen una capacidad que varía entre los  $85,000 \text{ m}^3$  y los  $145,000 \text{ m}^3$ . La tasa de descarga va desde los  $10-12,000 \text{ m}^3/\text{h}$  utilizando ocho bombas que van dentro de los buques.

Los buques *metaneros* son embarcaciones especialmente diseñadas para el transporte de GNL manteniendo las condiciones necesarias para evitar su vaporización. Estos pueden ser de dos tipos diferentes de acuerdo a la forma de almacenamiento del GNL, puede tener un diseño esférico o un diseño de membrana. Los de diseño esférico contienen varios depósitos construidos con base en una aleación de aluminio que a su vez van aislados (Figura 1.6); por otro lado lo de diseño de membrana contiene depósitos con una cubierta interior denominada membrana de

acero corrugado y expandible, so bresalen por la estructura prismática que se alcanza a ver en el buque (Figura 1.7).

Figura 1.6 Buque metanero de diseño esférico



Figura 1.7 Buque metanero de diseño de membrana



Durante la descarga se genera algo de vapor en los tanques de descarga el cual es devuelto a los buques a través de una línea y brazo especial para mantener así una presión positiva en los tanques dentro de los buques.

- Tanques de Almacenamiento

Dadas las capacidades de las terminales de regasificación, son necesarios dos tanques de almacenamiento normalmente conectados entre ellos, utilizando uno para recibir el GNL de los buques y otro para descargar a la terminal regasificadora cuya capacidad de almacenamiento se sitúa entre  $40,000$  y  $200,000 m^3$ . Actualmente se procura tener tanques de mayor capacidad y un menor número de ellos para reducir costos.

Las principales características de este tipo de tanques son:

- Las conexiones se encuentran en el techo.
- Pueden llenarse por arriba o por abajo.
- En su interior se encuentran las bombas de extracción.
- Tienen sistemas de control de presión (evitar *boil-off*).
- Disponen de sondas de nivel, densidad y temperatura.
- Los materiales de construcción son hormigón, acero inoxidable y aluminio.

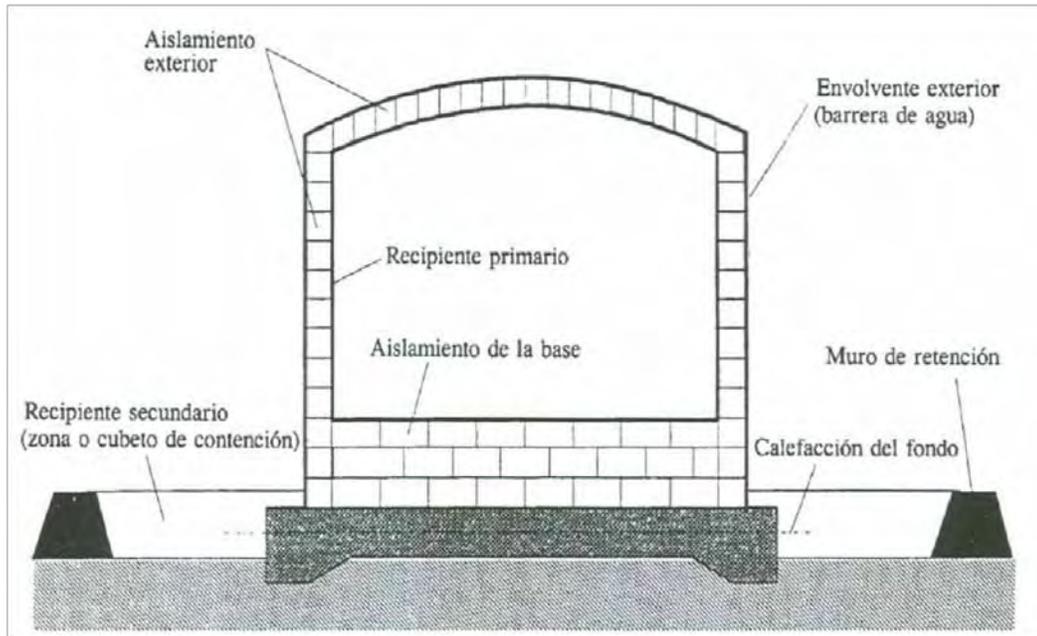
- Los materiales de aislamiento son perlita expandida, fibra mineral, "celular glass" y PVC.

Existen cuatro tipos de tanques almacenamiento, que varía de acuerdo al terreno y ubicación del la terminal:

1. Tanques de contención simple (Figura 1.8).
2. Tanques de contención doble (Figura 1.9).
3. Tanques de contención total (Figura 1.10).
4. Tanques de membrana (Figura 1.11).

Los tanques de contención simple (Figura 1.8) tienen paredes internas de acero niquelado al 9% el cual está rodeado por una pared externa de acero al carbón que soporta el aislante utilizado en el

Figura 1.8 Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención simple



A



B

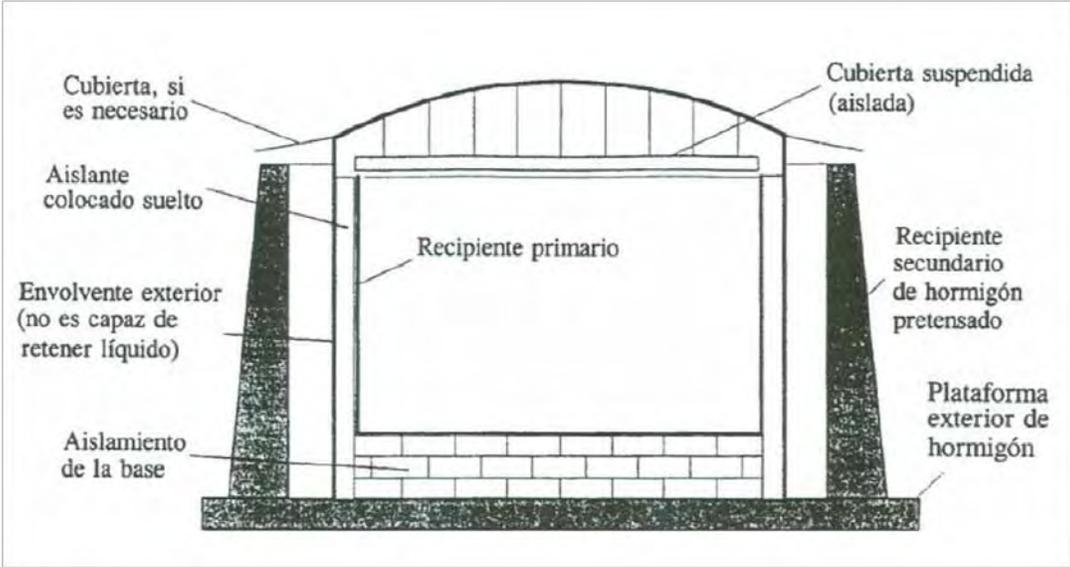
espacio anular entre estas dos paredes. A ún si endo de contención simple, estos tanques tienen una zona de contención para evitar derrames.

Los tanques de contención doble tiene las mismas características que los de contención simple, sólo que en lugar de la zona de contención, tiene una pared exterior de concreto.

Por otro lado los tanques de contención total es muy similar al tanque de contención doble con la característica de que el tanque interior esta sellado y contiene un techo de concreto el cual permite trabajar a presiones mayores. Existen también (aunque no es tan común) utilizar tanques metálicos dobles, es decir, que tanto el tanque interior como el exterior sean de acero inoxidable siempre y cuando puedan contener tanto el líquido como los vapores que se lleguen a generar.

Por último, los tanques de membrana son tanques de concreto que contiene una membrana en las paredes interiores de acero inoxidable, la cual esta acoplada al tanque de concreto, esta membrana tiene la peculiaridad de encogerse y expandirse de acuerdo a la temperatura por lo que usualmente este tipo de tanque se construyen bajo tierra.

Figura 1.9 Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención doble

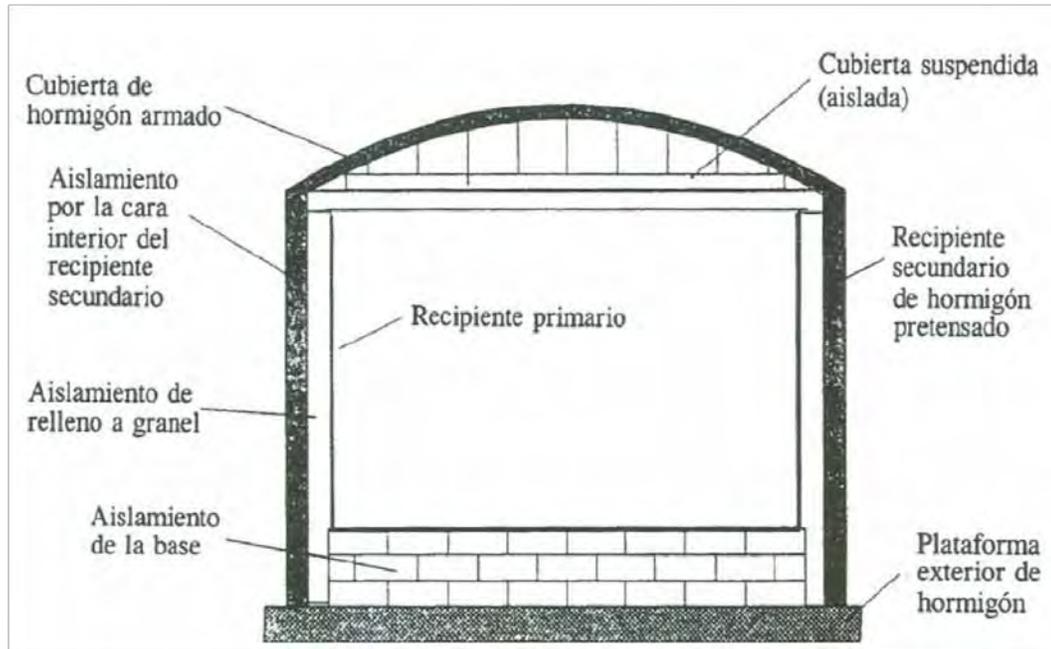


A



B

Figura 1.10 Diagrama (A) y fotografía (B) de un tanque de contención total

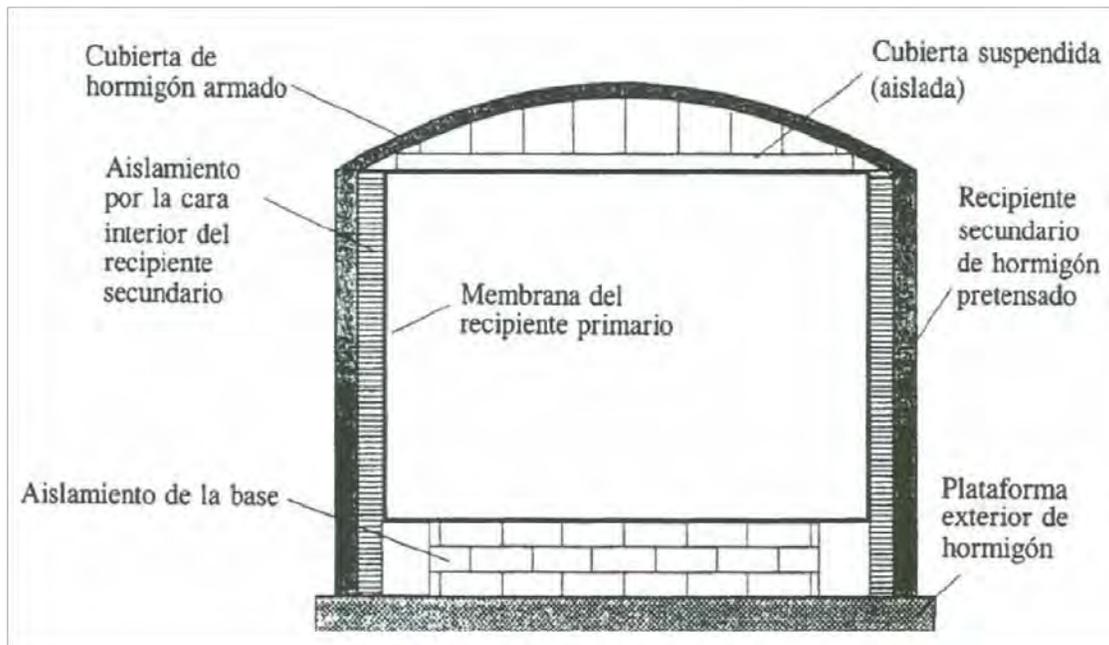


A



B

Figura 1.11 Diagrama (A) y fotografía de un tanque de membrana



A



B

El utilizar cualquiera de estos tipos de tanque depende del capital, los costos de operación, el espacio disponible y factores externos tales como ataques con misiles o con pequeñas aeronaves.

- Manejo de los vapores generados (*boil-off*)

En operación normal se generan vapores (*boil-off*) tanto en el tanque como en las líneas, esto debido a un intercambio de energía con los alrededores. El *boil-off* pasa a través de un equipo llamado recondensador para comprimirse y volverse a licuar, aún teniendo este equipo a veces es necesario purgar las líneas que arrastran al gas el vapor, para esto se debe tener un sistema de venteo o un quemador para evitar que la presión en las líneas aumente considerablemente y ocasione alguna explosión.

- Bombas Primarias

Las bombas primarias (Figura 1.13) son aquellas que se encuentran dentro de los tanques de almacenamiento, estas bombas operan totalmente sumergidas en GNL. Estas bombas deben tener la característica de extraerse sin necesidad de vaciar el tanque, deben contar con protecciones eléctricas por bajo o alto consumo y no deben operar con caudales bajos.

- Recondensador

El Recondensador (Figura 1.14) sirve para volver al estado líquido el gas de *boil-off*, es un recipiente en el que se mezclan los vapores con GNL subenfriado a través de anillos perforados de acero al carbón.

Figura 1.13 Bomba primaria



Figura 1.14 Recondensador



- Bombas Secundarias

Las bombas secundarias (Figura 1.15) se utilizan para llevar el GNL del relicuador a los vaporizadores a una presión propia para las líneas. Estas están colocadas en el interior de un recipiente enterrado utilizando motores sumergidos en el GNL.

Figura 1.15 Bomba secundaria

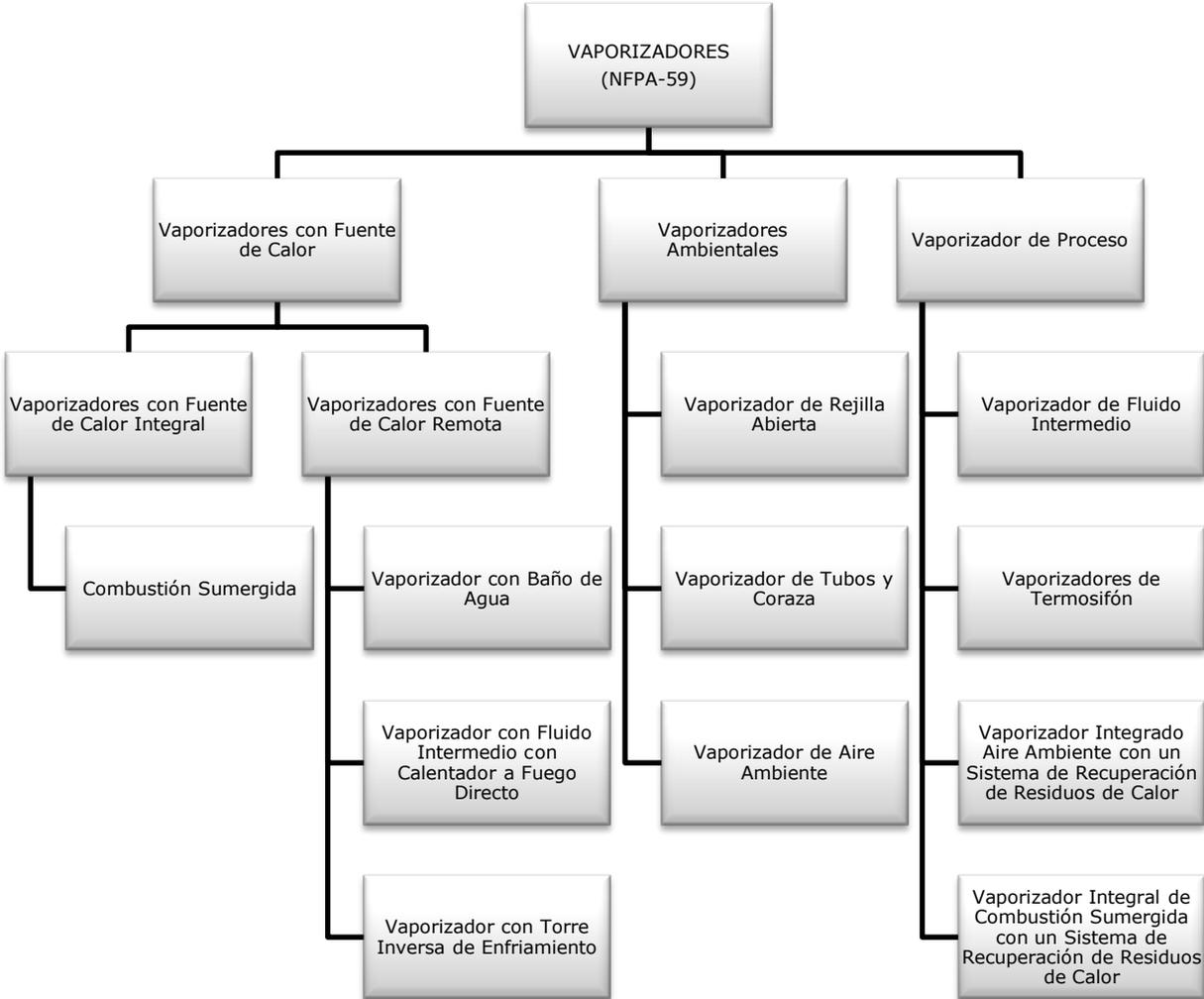


- Vaporizadores

Los equipos de vaporización son la parte central de la terminal ya estos son los que se encargan de cambiar todo el GNL en gas natural para poderse inyectar en los gasoductos o directamente en los camiones distribuidores. Existen diferentes tipos de vaporizadores de acuerdo a la

norma NFPA-59 ( National Fire Protection Association) se clasifican los vaporizadores de acuerdo a la Figura 1.15.

Figura 1.16 Tipos de vaporizadores de acuerdo a la NFPA-59



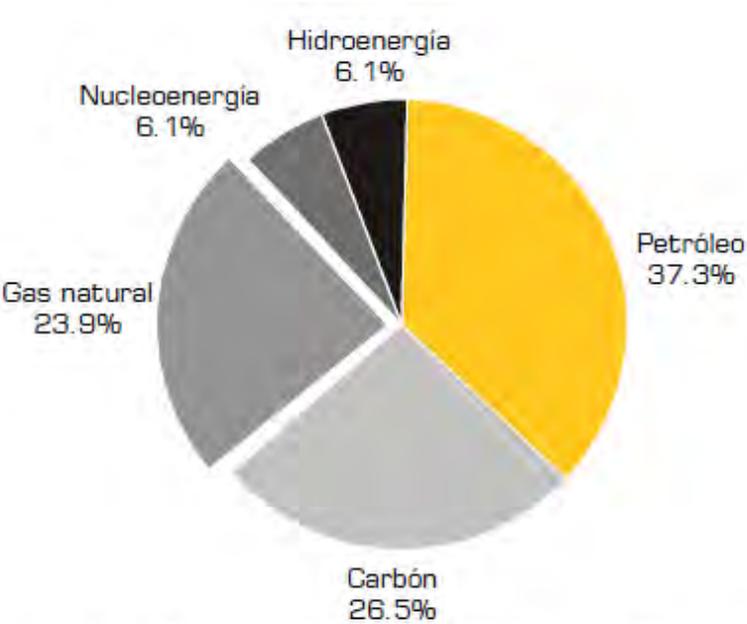
### III. EL GAS NATURAL EN EL MUNDO

Actualmente el gas natural ha ido ganando fuerza como fuente de energía en México y el mundo debido a la búsqueda de fuentes alternativas de energía con el fin de tener combustibles más limpios, eficientes, económicos y de fácil obtención. Debido a que ha tenido gran impacto en los sectores productivos y de consumo (de manera directa o indirecta), el gas natural está encaminado a ser el combustible del nuevo siglo. Las características que lo definen así son su gran disponibilidad y lo amistoso que es con el medio ambiente, factores fundamentales para lograr un desarrollo sustentable, aumentar la productividad de la industria y así generar empleos para que la economía nacional crezca. Para esto se necesita un fortalecimiento del mercado interno a través del reforzamiento de la capacidad productiva, el desarrollo de la infraestructura y la búsqueda de inversión nacional y extranjera.

A nivel mundial el consumo de gas natural ha visto un incremento, siendo este el tercer energético más utilizado después del petróleo y del carbón, como se muestra en Figura 1.16. Particularmente en año 2003 el consumo mundial de gas natural fue de *250,686 mmpcd* (millones de

pies cúbicos diarios), una cifra que representa un aumento del 24.8% en el consumo, comparado con las cifras una

Figura 1.17 Principales fuentes de energía en el mundo

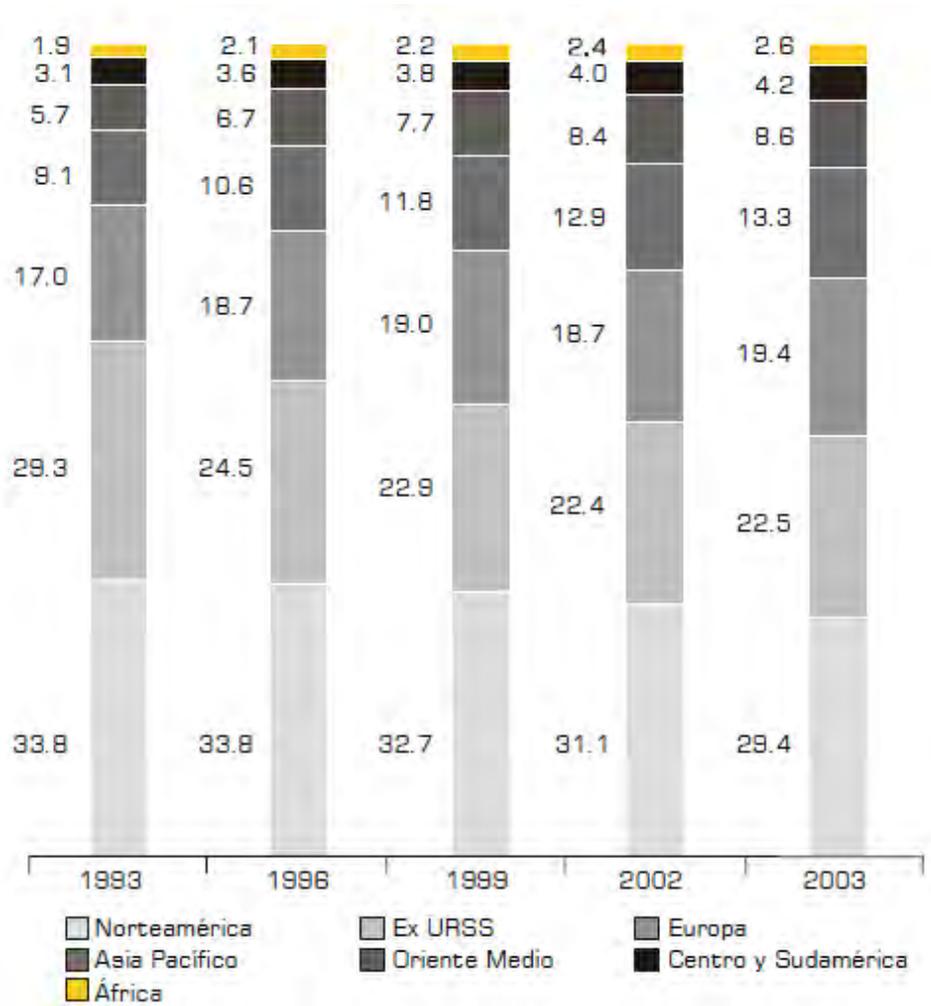


Fuente: Sener con base en información de BP Statistical Review of World Energy, 2004.

década atrás. Estados Unidos siendo el mayor consumidor de gas natural disminuyó su demanda en el año 2003 un 3.5% comparado con el año 2002, esto debido a la volatilidad que presentó el precio del gas natural en estos años pero aún con esto, absorbe el 29.4% de la producción total. Por otro lado las regiones de Asia Pacífico y Europa han aumentado su participación en el consumo de este insumo. Gracias al crecimiento de su economía así impulsando esta demanda sobre todo en países como India, China, Malasia, Corea del Sur y Tailandia, la Figura

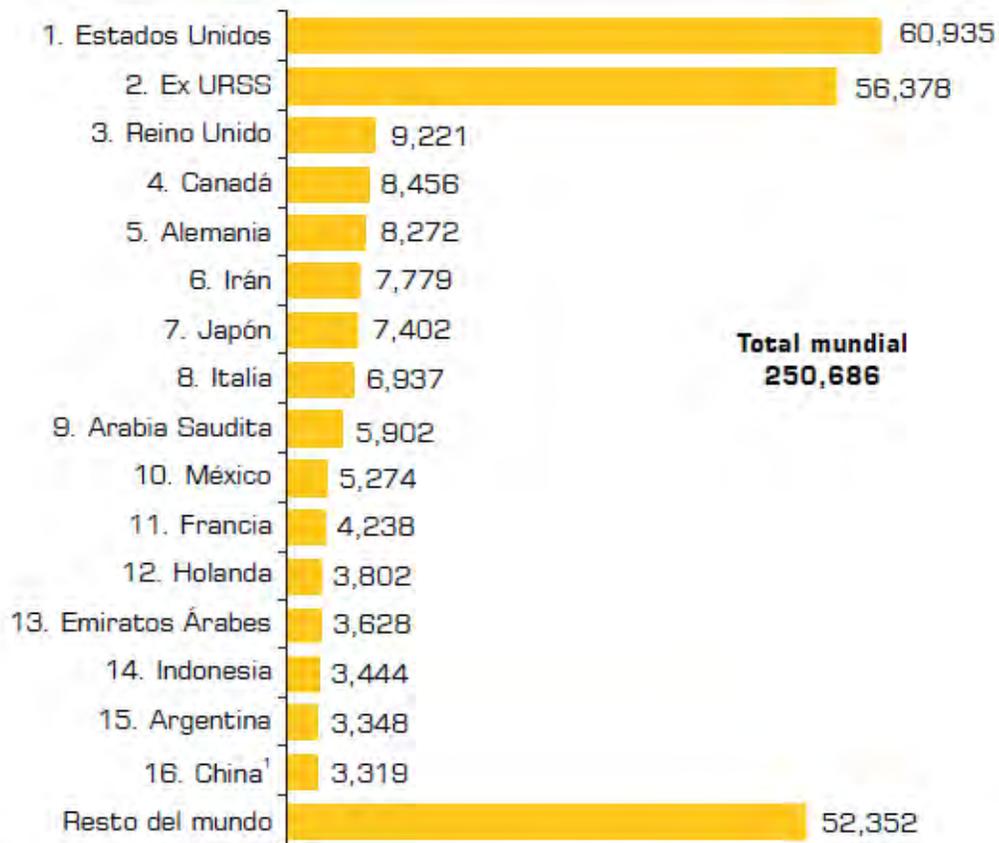
1.17 muestra este crecimiento por regiones desde 1993 al 2003. De manera similar, México ha mantenido una tendencia ascendente en el consumo de gas natural que en el año 2003 aumentó un 6.3% ubicándose en el décimo lugar dentro de los países de mayor consumo (Figura 1.18).

Figura 1.18 Consumo por regiones de gas natural de 1993 al 2003



Fuente: Sener con base en información de BP Statistical Review of World Energy, 2004.

Figura 1.19 Principales consumidores de gas natural en el mundo



<sup>1</sup> Incluye Hong Kong.

Fuente: Sener con base en información de *BP Statistical Review of World Energy*, 2004.

La demanda de gas natural ve aumentando, en promedio un 1.9% anual entre 2001 y 2015<sup>1</sup>, aunque no siendo un crecimiento uniforme se prevé que el mayor crecimiento se dará en países en vías de desarrollo alcanzando hasta un promedio de 2.5% anual mientras que en países industrializados donde ya la industria del gas natural es madura (tal como Estados Unidos) se espera un crecimiento promedio de 1.8% anual. Este crecimiento en la demanda del gas natural deberá estar

<sup>1</sup> *Prospectiva del mercado de gas natural 2004-2015*, Dirección General de Planeación Estratégica, Secretaría de Energía, 2004, p. 28.

acompañado por un aumento en las inversiones, tanto en exploración y explotación como en el desarrollo de gasoductos y por ende en terminales Regasificadoras de GNL.

En México, en el año 2003, la Comisión Reguladora de Energía (CRE) estableció los requerimientos mínimos de seguridad relativos al diseño, construcción, operación y mantenimiento de plantas de almacenamiento y procesamiento de GNL, publicados en la NOM-013-SECRE-2003 aplicable en instalaciones en tierra firme tanto en la costa como en tierra adentro, así como en plantas costa afuera. Debido a la reciente legislación el negocio de regasificación de GNL está comenzando, como se muestra en la Figura 1.20 ya existen proyectos para la construcción de plantas Regasificadoras en diferentes partes del territorio mexicano.

Figura 1.20 Proyectos de terminales Regasificadoras de GNL en México



# DESCRIPCIÓN DE LAS TECNOLOGIAS

## “DESCRIPCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS”

Las diferentes plantas Regasificadoras que existen en la actualidad tienen la misma estructura en cuanto a proceso, con algunas variaciones dependiendo del lugar donde se encuentren, la capacidad de la misma, las condiciones de entrega del GN, etc., son los vaporizadores la parte esencial en la que difieren. Así como existen vaporizadores muy diferentes, existen tecnologías que combinan diferentes equipos para procurar la máxima vaporización con el menor gasto energético posible.

Los equipos de vaporización en general son equipos de transferencia de calor, tal como lo es un cambiador de tubos y coraza o uno de placas. La principal diferencia que existe entre la gran gama de equipos de transferencia de calor y un vaporizador, es la que la función específica del vaporizador, siendo el cambio de fase del fluido de proceso, este cambio de fase se da cediendo energía de parte del fluido de servicio (donde podemos encontrar un gran número de sustancias, desde el aire, agua hasta alguna mezcla de etilenglicol-agua, dependiendo de lo que se necesite) para que, debido a esta transferencia, se dé un cambio de fase de líquido a vapor por parte del fluido de proceso.

## I. VAPORIZADOR DE REJILLA ABIERTA

Los vaporizadores de Rejilla Abierta ORV (Figura 2.1), por sus siglas en inglés (Open Rack Vaporizer), utilizan agua a temperatura ambiente como única fuente de calor para producir la vaporización del GNL, esta agua se deja escurrir por la parte externa de los tubos por donde pasa el GNL, formando una película, que por diferencia de temperaturas, se da una transferencia de calor, del agua (cuya temperatura es mayor) al GNL.

El material del que normalmente están formados estos vaporizadores es de una aleación de aluminio, que gracias a gran resistencia mecánica a bajas temperaturas, su fácil manejo (trabajo del aluminio) y su alta conductividad térmica. Este sistema de vaporización consiste en un cabezal hecho de aluminio y un panel conductor de calor que consiste en un conjunto de tubos intercambiadores de calor acomodados en hileras formando una cortina.

Los vaporizadores de rejilla abierta están conformados por diferentes paneles, los cuales a su vez forman grupos de paneles dentro del mismo equipo, lo que permite una gran flexibilidad de operación y a que se puede ajustar la cantidad de paneles dentro del equipo. Los paneles

están recubiertos con una aleación de zinc-aluminio para evitar la corrosión contra el agua de mar.

Para operar este equipo, el agua de mar se alimenta a través de un distribuidor colocado en la parte superior del equipo. El agua escurre a través de los paneles y es colectada en la parte inferior para después ser conducida y descargada de vuelta al mar. Al fluir el agua de mar sobre la superficie externa de los tubos se produce la vaporización del GNL que fluye (a contracorriente) desde la parte interior enfriando así el agua gracias al fenómeno de transferencia de calor, así el GN aumenta su temperatura en  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ . El mismo efecto ocurre solo que en sentido opuesto con el agua, la cual se enfría procurando que la diferencia de temperatura de la entrada y salida no sea mayor a  $15\text{ }^{\circ}\text{F}$ , obteniendo así GN a una temperatura aproximada de  $5\text{ }^{\circ}\text{F}$  ( $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) dependiendo de las condiciones climáticas las cuales afectan de manera directa la temperatura del agua de mar.

Siendo el agua de mar el único fluido de servicio (y la principal fuente de calor), debe tener un mínimo en cuanto a su calidad por eso se hace pasar primero por unas pantallas de admisión para remover impurezas antes de que sean bombeados al vaporizador. Aún teniendo las pantallas

de admisión antes de cada bomba, como medida preventiva se inyecta hipoclorito ( $\text{NaClO}$ ) de sodio a la succión para controlar el crecimiento de algas en el sistema. Debido a la gran cantidad de agua que utiliza este equipo se deben tener en cuenta las normas y reglamentos que regulen las condiciones en las que debe estar el agua para ser descargada en el mar para evitar el deterioro de la vida marina.

Los vaporizadores de rejilla abierta son considerados equipos de bajo riesgo y a que no tiene piezas móviles en contacto con el fluido combustible y no tiene fuentes de ignición.

Se debe tener mucho cuidado en el flujo del agua ya que para obtener la vaporización deseada y así evitar la formación de hielo en los paneles disminuyendo el rendimiento del vaporizador. Si el hielo formado hace que la vaporización sea mayor que los niveles mínimos aceptables, se tendrán que remover los paneles afectados para ser descongelados.

Usualmente el mantenimiento requerido para los vaporizadores de rejilla abierta es de una vez al año.

Las principales características de los vaporizadores de rejilla abierta (ORV) son:

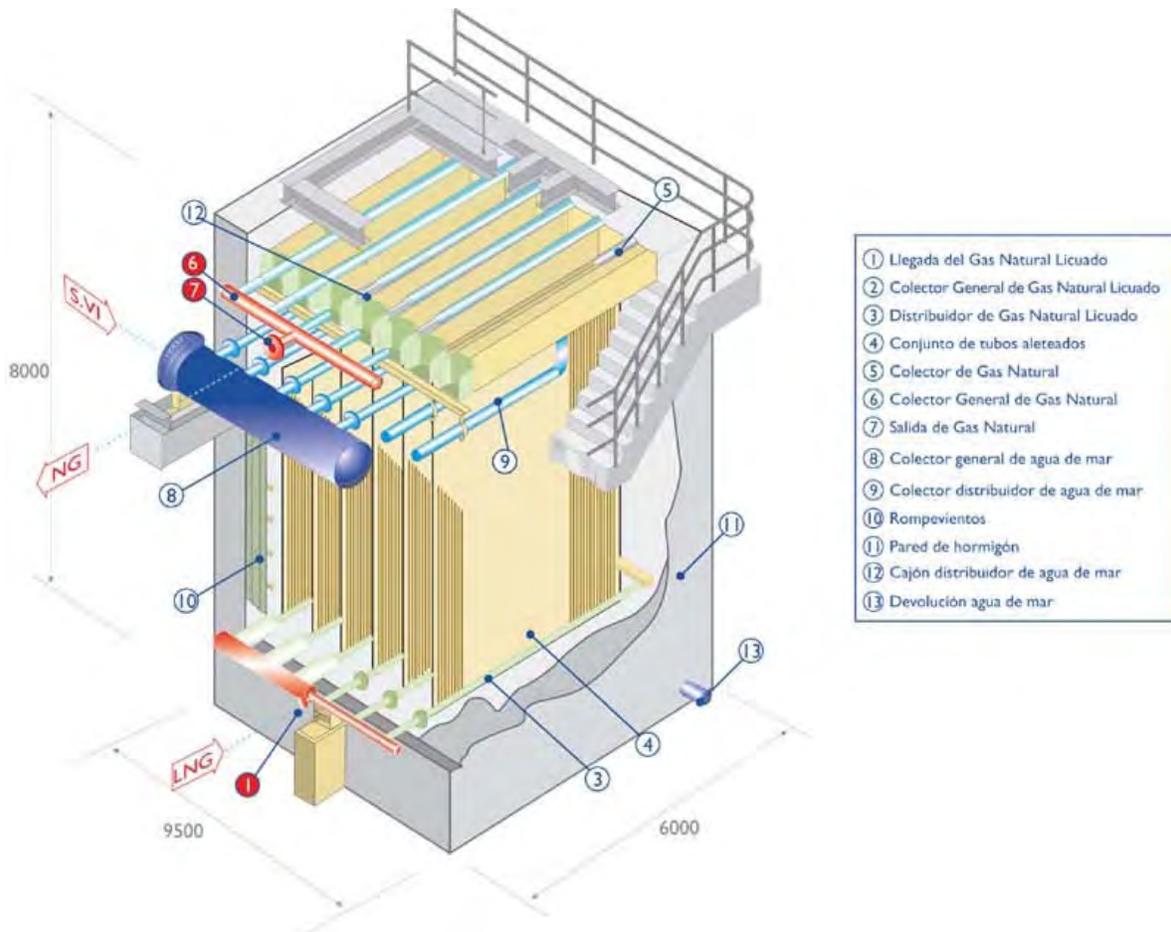
- Operación sencilla y fácil mantenimiento, gracias a su estructura simple.
- Estabilidad en el mecanismo de transferencia debido a la película formada por el agua de mar al escurrir por los tubos.
- Gracias a su estructura en paneles, se puede revisar el equipo durante su operación.
- El nivel de ruido producido es un poco mayor que en el vaporizador de combustión sumergida pero dentro de los niveles permisibles.

Algunas de las desventajas que afectan la viabilidad y el uso de estos equipos, aún teniendo una fuente de calor sin costo, son:

- Existe un gran riesgo que la vida marina afecte los equipos que están en contacto con el agua de mar, a pesar de todas las precauciones y recomendaciones que se hacen.
- La descarga de agua  $15^{\circ}F$  menor a la entrada, puede afectar a la vida marina de la región donde sea descargada.

- El uso de biocidas como el cloro para evitar el crecimiento de vida marina en los equipos puede afectar a la vida marina donde sea descargada el agua.
- La potencia de las bombas marinas hace que aumente mucho el costo capital y de operación.
- La calidad del agua debe de ser tal que no contenga sólidos con un diámetro mayor a los  $2\text{ mm}$  para mantener un flujo constante a través del distribuidor (en la parte superior del equipo). De la misma manera, los sólidos suspendidos no deberán exceder las  $80\text{ ppm}$  y el pH deberá estar entre  $7.5$  y  $8.5$ .
- Debido a que el recubrimiento de zinc-aluminio de los tubos es susceptible al ataque de metales pesados, principalmente cobre ( $\text{Cu}^{++}$ ) y mercurio ( $\text{Hg}^{++}$ ), la calidad del agua minimizar la cantidad de estos iones metálicos. Se deberá volver a aplicar el recubrimiento de manera periódica (dependiendo de la calidad del agua).

Figura 2.1 Diagrama de un vaporizador de Rejilla Abierta



## II. VAPORIZADOR DE COMBUSTION SUMERGIDA

A diferencia de los vaporizadores de rejilla abierta, los de Combustión Sumergida (Submerged Combustion Vaporizer o SCV), Figura 2.2, tienen como fuente de calor la quema de gas natural y requiere de un soplador eléctrico para la alimentación del aire de combustión.

Los vaporizadores de combustión sumergida contienen al GNL en tubos de acero inoxidable en un baño de agua junto a un quemador. La combustión del gas se da únicamente en un quemador debido a que es más económico y así se pueden mantener bajas las concentraciones de  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$ . Los gases de combustión son burbujeados al baño de agua (que contiene los tubos por los que fluye el GNL) y así aumentar su temperatura para que el calor cedido al agua produzca la vaporización del GNL debido a la transferencia de calor al mismo. El baño de agua se mantiene constante debido a que continuamente se está quemando combustible. Las dos fases que se forman dentro del equipo fluyen entre los tubos, que aunado a la alta velocidad que lleva este burbujeo produce un mejor contacto con la superficie de los tubos por donde fluye el GNL minimizando la formación de hielo.

El arreglo de tubos por donde fluye el GNL es un serpentín conformado por varios tubos puestos de forma horizontal. Los gases de combustión después de pasar a través del agua son descargados a la atmósfera por una chimenea corta; la temperatura a la cual se descargan estos gases es de aproximadamente  $80\text{ }^\circ\text{F}$  ( $27\text{ }^\circ\text{C}$ ).

La gran eficiencia de este tipo de vaporizadores recae en el fenómeno de condensación del vapor de agua producido en la combustión. Ya que el contacto es directo (entre los gases de combustión y el baño de agua), la mayor parte del calor producido es transferido directo al agua, y así los tubos por donde fluye GNL, lo que le da una gran versatilidad al equipo para responder a cambios en la temperatura de entrada del GNL, en el flujo y para cuando se necesite hacer algún arranque o paro rápidos.

Como ya se menciono, el vapor de agua, producto de la combustión, se condensa en el baño de agua donde se encuentran los tubos por donde fluye el GNL, esto tiene como consecuencia el aumento en el volumen de agua contenido en el equipo; son aproximadamente *22 gpm* los que se producen por el efecto de condensación (por cada equipo con una capacidad de vaporización de *200 MMscfd*), la cual debe ser tratada antes de desecharse, esto ya que debido al contacto del agua con los gases se producen ácidos (carbónico, nitroso, nítrico, etc.) en el baño. Para disminuir el efecto de estos ácidos es necesario un monitoreo y control constante del pH del baño de agua procurando tener un pH mínimo de 6. Usualmente lo que se usa es añadir al vaporizador agua con una pequeña cantidad de cloro, esto para evitar la corrosión en la red de tubos de GNL.

Este tipo de vaporizadores son diseñados para utilizar gas natural a baja presión como combustible, el cual puede provenir del boil-off o de la línea de salida de gas de la planta regasificadora. Otra alternativa para usarse como combustible es la mezcla de gases más pesados (por ejemplo gas LP) con el gas natural.

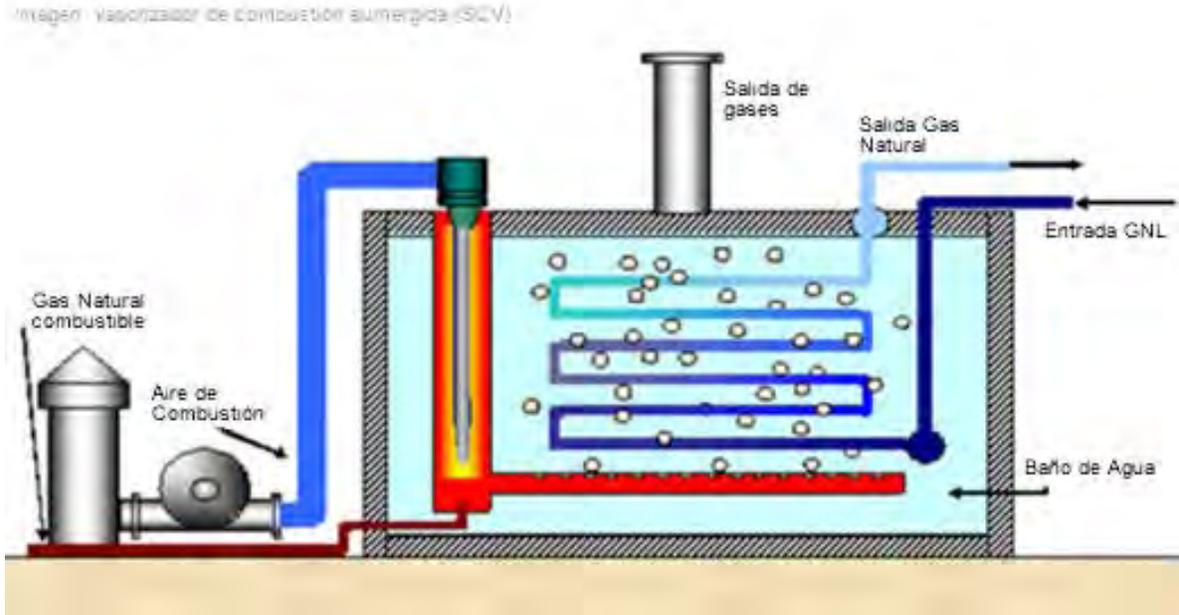
Algunas de las principales características de estos vaporizadores son:

- Su tamaño, es pequeño gracias a su gran capacidad de transferencia de calor.
- La seguridad, debido a que el quemador está separado de la cámara de vaporización del GNL.
- El continuo calentamiento del baño de agua permite un rápido comienzo de la vaporización.
- Tiene una gran eficiencia térmica debido al contacto directo entre los gases de combustión y el agua de calentamiento, y gracias a la gran turbulencia del agua en circulación.

Aún siendo un equipo con una gran eficiencia térmica y versatilidad, existen algunas desventajas que presenta:

- Utiliza aproximadamente el 1.3% del GNL que se vaporizó, lo que aumenta sus costos de operación.
- Es necesario un soplador con la capacidad suficiente para proveer el aire necesario para producirse la combustión y llevar los gases a través del baño de agua (típicamente es mayor a los 600 HP).
- Existe un riesgo innato al tener un quemador y debido a que la cámara de ignición es un tamaño considerable, en terminales mar adentro donde no se cuenta con mucho espacio.
- Se produce gran cantidad de gases de efecto invernadero ( $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ , e tc.), donde su reducción es técnica y económicamente poco viable.

Figura 2.2 Diagrama de un vaporizador de Combustión Sumergida



# EVALUACIÓN TÉCNICA DE LAS TECNOLOGÍAS

## “EVALUACIÓN TÉCNICA DE LAS TECNOLOGÍAS”

Los principales aspectos técnicos de los cuales depende el mayor aprovechamiento de las tecnologías de regasificación que se estudiaron, fueron englobados de acuerdo a diferentes alcances tales como recursos utilizados, operación y mantenimiento.

Siendo considerados los vaporizadores antes que otra cosa, equipos de transferencia de calor, su eficiencia se considera en definición como la eficiencia de un intercambiador. La eficiencia por definición es el óptimo uso de los recursos disponibles para la obtención de un resultado deseado, que en el caso de un equipo de transferencia se define como *“...la razón de la cantidad de calor removido a un fluido a la máxima que puede ser removida”*<sup>1</sup>, es decir, la capacidad máxima real de energía que un fluido le puede transferir a otro, que por efectos de máquinas reales se sabe que no se puede llegar a una eficiencia del 100%.

Debido a que los vaporizadores estudiados en fundamento son iguales, en su operación difieren de gran manera. Por un lado los vaporizadores

---

<sup>1</sup> Kern, Donald Q. *“Procesos de Transferencia de Calor”*, CECSA, México, 2004, p. 208

de rejilla abierta (ORV) lo que hacen es escurrir agua por la parte externa de los tubos por donde pasa el GNL, en un arreglo a contracorriente; mientras que los vaporizadores de combustión sumergida (SCV) como fuente de calor utilizan los gases de combustión provenientes de un quemador y el baño de agua en el que están sumergidos (todo integrado en el mismo equipo), esto a su vez tiene como consecuencia que el tipo de mantenimiento para cada equipo sea diferente y con una regularidad diferente, por una parte el flujo de agua de los vaporizadores de rejilla abierta (ORV) tiene una influencia directa en la cantidad de hielo que se producen en la red de tubería de GNL y así en la frecuencia de su mantenimiento, mientras que por otro lado, en los vaporizadores de combustión sumergida (SCV) los gases de combustión al estar en contacto con el agua y producir diferentes ácidos, obliga a un tratamiento con cloro el cual tiene un efecto corrosivo (por eso se utilizan concentraciones muy pequeñas de cloro) en los tubos, que como consecuencia el mantenimiento podrá no ser muy regular pero sí más costoso.

Para el correcto funcionamiento de las diferentes tecnologías de vaporización se debe contar con diferentes servicios tanto de agua, aire, energía eléctrica y del mismo combustible (en el caso específico de los vaporizadores de combustión sumergida).

El uso de servicios en cualquier planta de proceso es esencial ya vienen siendo todos los subprocesos que nos permiten transformar la materia prima. Existen casos en los que los servicios forman parte de un subproceso donde se les consideran los fluidos principales (o de proceso) y es la conjunción de estas redes de subprocesos las que conforman procesos más grandes donde se procura obtener el mayor aprovechamiento de los recursos.

Debido a que se manejan en el mercado diferentes mezclas de GNL (Kenai, Australia y Gorgon), se tomará la mezcla sobre cuyas características son:

Tabla 3.1. Composición del GNL

COMPONENTE	UNIDAD	PM	X*PM
Metano	99%	16	15.89
Etano	0.28%	30	0.084
Propano	0.20%	44	0.088
n-Butano	0.05%	58	0.029
i-Butano	0.04%	58	0.0232
n-Pentanos	0.01%	72	0.0072
i-Pentanos	0.01%	72	0.0072
Nitrógeno	0.10%	28	0.028
PM <sub>total</sub>			16.16

Por otro lado el agua de mar tiene una composición que incluye diferentes sales disueltas. A partir de esta composición se calcula el peso molecular del agua de mar para obtener un cálculo más preciso del vaporizador.

Tabla 3.2. Composición y peso molecular del agua de mar

En un litro de agua de mar	masa (gr)	Xmasa	PM (kg/kmol)	X*PM
Cloruro de sodio	24	2.34E-02	58.44	1.37E+00
Cloruro de magnesio	5	4.88E-03	95.21	4.64E-01
Sulfato neutro de	4	3.90E-03	141.98	5.54E-01
Cloruro de calcio	1.1	1.07E-03	110.98	1.19E-01
Cloruro de potasio	0.7	6.83E-04	74.55	5.09E-02
Bicarbonato de sodio	0.2	1.95E-04	83.99	1.64E-02
Bromuro de sodio	0.096	9.37E-05	102.9	9.64E-03
Ácido bórico	0.026	2.54E-05	59.81	1.52E-03
Cloruro de estroncio	0.024	2.34E-05	158.52	3.71E-03
Fluoruro de sodio	0.003	2.93E-06	41.98	1.23E-04
Agua destilada	989.851	9.66E-01	18	1.74E+01
SUMA	1025	1		19.971

Entonces el peso molecular del agua de mar es: 19.971 g/gmol.

## I. VAPORIZADOR DE REJILLA ABIERTA

La forma en la que está conformada este equipo de vaporización (como ya se explicó en el capítulo anterior) como una serie de tubos y para efectos prácticos se puede considerar como un cambiador de doble tubo, el cual consiste de dos tubos concéntricos, donde se colocará el fluido frío (GNL) en la tubería interna y por la parte externa irá el fluido caliente (agua de mar).

En cuestión termodinámica, básicamente lo que ocurre en el vaporizador es muy sencillo, la trayectoria del calentamiento del GNL primero se da desde la temperatura de entrada a la temperatura de saturación (a las condiciones de presión del sistema); después se calcula la energía necesaria para la vaporización completa del GNL y para finalizar, siendo ya gas natural, calculamos la energía necesaria para aumentar su temperatura de la temperatura de saturación a la temperatura de salida que queramos, el requerimiento energético de este proceso estará disponible en el agua de mar, lo determinante aquí es la cantidad de agua necesaria para llevar a cabo esta trayectoria, ya que como se había explicado es el único medio de calentamiento.

Para poder realizar estos cálculos es necesario plantear un balance de energía:

$$Q_{GNL} = Q_{agua} \quad (3.1)$$

$$Q_{GNL} = F_{mol} * Cp_{GNL} * (T_{sat} - T_{inicio}) + F_{mol} * (H_{mol}^L - H_{mol}^V) + G_{mol} * Cp_{GN} * (T_{fin} - T_{sat}) \quad (3.2)$$

$$Q_{agua} = A_{mol} * Cp_{agua} * (T_{ent} - T_{sal}) \quad (3.3)$$

De este balance podemos despejar la única variable, el flujo de agua, ya que las condiciones de salida están determinadas, siendo 5 °C para el GNL y 8 °C para el agua. Entonces despejando de la ecuación 3.3 el flujo molar de agua de mar:

$$A_{mol} = \frac{Q_{agua}}{Cp_{agua} * (T_{ent} - T_{sal})} \quad (3.4)$$

Sustituyendo 3.4 en 3.1, obtenemos:

$$A_{mol} = \frac{Q_{GNL}}{Cp_{agua} * (T_{ent} - T_{sal})} \quad (3.5)$$

Las condiciones del GNL son:

$$T_{\text{inicio}} := -162 + 273.15 = 111.15 \quad \text{K}$$

$$T_{\text{sat}} := -72.9 + 273.15 = 200.25 \quad \text{K}$$

$$T_{\text{fin}} := 5 + 273.15 = 278.15 \quad \text{K}$$

$$P := 80.72 \quad \text{atm}$$

$$F_{\text{mol}} := 25000 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

El calor específico molar del GNL es:

$$C_{p\text{GNL}} := 55.958 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

El calor específico molar del GN es:

$$C_{p\text{GN}} := 67.621 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

Las entalpías tanto del líquido como de vapor se obtuvieron a partir del simulador HYSYS dadas las condiciones de presión, temperatura y composición del gas natural:

$$H_{\text{liq}} := -83484.72 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$H_{\text{vap}} := -83473.73 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con estos datos podemos calcular la cantidad de energía necesaria para que se dé la vaporización y calentamiento del gas natural, utilizando la ecuación 3.2:

$$Q_{\text{GNL}} := F_{\text{mol}} \left[ C_{p\text{GNL}} \cdot (T_{\text{sat}} - T_{\text{inicio}}) + (H_{\text{liq}} - H_{\text{vap}}) + C_{p\text{GN}} \cdot (T_{\text{fin}} - T_{\text{sat}}) \right]$$

$$Q_{\text{GNL}} = 2.561 \times 10^8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Ahora se calculará el flujo de agua necesario para proporcionar la cantidad de energía que el GNL necesita (previamente calculado), para esto es necesario definir las condiciones de entrada y salida del agua:

$$C_p := 3993 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \qquad T_{\text{ent}} := 25 + 273.15 = 298.15 \quad \text{K}$$

$$M := 19.97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \qquad T_{\text{sal}} := 8 + 273.15 = 281.15 \quad \text{K}$$

$$C_{p\text{agua}} := \frac{C_p \cdot M}{1000} = 79.74 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

Utilizando la ecuación 3.5, obtenemos el flujo de agua de mar necesario:

$$A_{\text{mol}} := \frac{Q_{\text{GNL}}}{C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_{\text{ent}} - T_{\text{sal}})} = 1.889 \times 10^5 \quad \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$A_{\text{masa}} := A_{\text{mol}} \cdot M = 3.772 \times 10^6 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Dentro de los aspectos técnicos a considerar, se encuentra el cálculo de la capacidad de bombeo tanto de GNL como de agua de mar de acuerdo a las cantidades necesarias previamente calculadas. El cálculo de la capacidad de bombeo hace referencia a la potencia al freno y la cantidad de bombas necesarias para cumplir con los requerimientos del sistema.

Con base en el teorema de Bernoulli, el cual es un balance de energía en la tubería, obtenemos la ecuación del trabajo de flecha. La ecuación de Bernoulli:

$$\frac{P_s}{\rho} + Z_s + \frac{V_s^2}{2g_c} - W_f = \frac{P_d}{\rho} + Z_d + \frac{V_d^2}{2g_c} + \Sigma H_f \quad (3.6)$$

Despejando el trabajo de flecha:

$$-W_f = \frac{(P_d - P_s) \cdot 144}{\rho} + (Z_d - Z_s) + \frac{V_d^2 - V_s^2}{2g_c} + \Sigma H_f \quad (3.7)$$

Las pérdidas por fricción ( $\Sigma H_f$ ) se calculan de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\Sigma H_f = \frac{f_s L_s V_s^2}{2g_c D_s} + \frac{f_d L_d V_d^2}{2g_c D_d} \quad (3.8)$$

$$H_{fs} = \frac{f_s L_s V_s^2}{2g_c D_s} \quad (3.8.1)$$

$$H_{fd} = \frac{f_d L_d V_d^2}{2g_c D_d} \quad (3.8.2)$$

El factor de fricción de acuerdo al artículo "*Compute friction factors fast for flow in pipes*"<sup>2</sup> se puede calcular de la siguiente manera:

$$f = \left\{ -2 \log \left[ \frac{\xi/D}{3.7} - \frac{5}{Re} \log \left( \frac{\xi/D}{4} + \frac{15}{Re} \right) \right] \right\}^{-2} \quad (3.9)$$

El número de Reynolds:

$$Re = \frac{D_i \rho V}{0.000671 \mu} \quad (3.10)$$

Por último la potencia al freno de la bomba se calcula:

$$BHP = \frac{W \cdot W_f}{550 \eta} \quad (3.11)$$

Donde el flujo másico (W) se define:

<sup>2</sup> Olujtie, Zarko "*Compute friction factors fast for flow in pipes*", Chemical Engineering, Diciembre 1981, p. 93.

$$W = \frac{Q\rho}{448.8} \quad (3.12)$$

El cálculo de las condiciones de succión y descarga se tiene que realizar de manera independiente, esto ya que los diámetros difieren, siendo el de succión mayor al de descarga esto para tener una mayor velocidad y así ayudar a que el fluido fluya en la dirección correcta.

A partir del flujo molar y con la densidad del GNL se calcula el flujo volumétrico:

$$F_{\text{mol}} := 25000 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{GNL}} := 26.384 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

$$F_{\text{vol}} := \frac{F_{\text{mol}}}{\rho_{\text{GNL}}} = 947.544 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

De acuerdo al flujo volumétrico ( en *gpm*) se tiene una velocidad recomendada para la tubería, con base en "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*"<sup>3</sup>:

$$1\text{m}^3 = 264.172 \cdot \text{gal}$$

$$60\text{min} = 1 \cdot \text{hr}$$

$$F_{\text{gpm}} := \frac{F_{\text{vol}} \cdot 264.172}{60} = 4.172 \times 10^3 \quad \text{gpm}$$

<sup>3</sup> Branan, Carl, "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*", 3a Ed., Gulf Professional Publishing, USA, 2002.

Con este flujo la velocidad recomendada es:

$$V_{\text{rec}} := 7.91 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

A partir de esta velocidad podemos calcular un diámetro de tubería, en función del flujo:

$$\boxed{1\text{m}^3 = 35.315 \cdot \text{ft}^3}$$

$$F_{\text{ft}} := \frac{F_{\text{vol}} \cdot 35.315}{3600} = 9.295 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$d_s := \sqrt{\frac{4 \cdot F_{\text{ft}}}{\pi \cdot V_{\text{rec}}}} = 1.223 \text{ ft}$$

$$\boxed{1.223\text{ft} = 14.676 \cdot \text{in}}$$

El valor de los diámetros comerciales de una tubería de acero inoxidable cédula 40 (el material y la cédula son tales porque son los de mayor uso en la industria).

Para el diámetro calculado de  $14.676\text{in}$ , el diámetro que se escoge es el inmediato superior (en medidas comerciales), siempre y cuando cumpla con la restricción de velocidades recomendadas. En este caso el diámetro que se escoge es el de  $16\text{in}$ , pero el diámetro que se utiliza para los cálculos es el diámetro interno:

$$d_{\text{is}} := 15 \text{ in}$$

$$15\text{in} = 1.25\cdot\text{ft}$$

$$A_{t_s} := \frac{\pi \cdot 1.25^2}{4} = 1.227 \quad \text{ft}^2$$

$$V_s := \frac{F_{ft}}{A_{t_s}} = 7.574 \quad \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Para el diámetro de la descarga, se escoge el inmediato inferior al de succión, como ya se había explicado, el cual es el de  $14\text{in}$ , tomando el diámetro interior para los cálculos:

$$d_{id} := 13.124 \quad \text{in}$$

$$13.124\text{in} = 1.094\cdot\text{ft}$$

$$A_{t_d} := \frac{\pi \cdot 1.094^2}{4} = 0.94 \quad \text{ft}^2$$

$$V_d := \frac{F_{ft}}{A_{t_d}} = 9.889 \quad \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Como tanto la velocidad de succión como de descarga están dentro del rango permisible, los diámetros propuestos serán los que se utilicen.

Teniendo los diámetros, se calcula la rugosidad relativa ( $R_r = \xi/D$ ), la cual depende del material de la tubería, a partir de la rugosidad absoluta ( $\xi$ ):

$$\xi_{\text{acero}} := 0.05 \quad \text{mm}$$

$$0.05\text{mm} = 1.969 \times 10^{-3} \cdot \text{in}$$

$$Rr_s := \frac{1.969 \cdot 10^{-3}}{d_{is}} = 1.313 \times 10^{-4}$$

$$Rr_d := \frac{1.969 \cdot 10^{-3}}{d_{id}} = 1.5 \times 10^{-4}$$

El cálculo del Reynolds tanto para succión como para descarga, de acuerdo a la ecuación 3.10:

$$\mu_{\text{GNL}} := 0.115 \text{ cP} \quad \rho_{\text{GNL}} = 26.384 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^3} \quad \boxed{1\text{m}^3 = 35.315 \cdot \text{ft}^3}$$

$$M_{\text{GNL}} := 16.16 \quad \boxed{1\text{kg} = 2.205 \cdot \text{lb}}$$

$$\rho_1 := \frac{\rho_{\text{GNL}} \cdot M_{\text{GNL}} \cdot 2.205}{35.315} = 26.621 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$Re_s := \frac{d_{is} \cdot V_s \cdot \rho_1}{0.000671 \mu_{\text{GNL}}} = 3.92 \times 10^7$$

$$Re_d := \frac{d_{id} \cdot V_d \cdot \rho_1}{0.000671 \cdot \mu_{\text{GNL}}} = 4.477 \times 10^7$$

A partir de la rugosidad relativa y el número de Reynolds, podemos calcular el factor de fricción, de acuerdo a la ecuación 3.9, tanto para la succión como para la descarga:

$$Rr_s = 1.313 \times 10^{-4}$$

$$Rr_d = 1.5 \times 10^{-4}$$

$$Re_s = 3.92 \times 10^7$$

$$Re_d = 4.477 \times 10^7$$

$$f_s := \left( -2 \log \left( \frac{Rr_s}{3.7} - \frac{5}{Re_s} \cdot \log \left( \frac{Rr_s}{4} + \frac{15}{Re_s} \right) \right) \right)^{-2} = 0.013$$

$$f_d := \left( -2 \log \left( \frac{Rr_d}{3.7} - \frac{5}{Re_d} \cdot \log \left( \frac{Rr_d}{4} + \frac{15}{Re_d} \right) \right) \right)^{-2} = 0.013$$

Tabla 3.3. Datos para la tubería en la succión para GNL

SUCCIÓN			
	Di [ft]		1,25
	Cantidad	L/D	L
Válv. de compuerta totalmente abierta:	4	7	35,00 ft
Codo de 90° corto:	8	41	410,00 ft
Te flujo desviado 90°:	3	60	225,00 ft
Tubería:	---	---	1200,00 ft
LONGITUD TOTAL			1870,00 ft

Tabla 3.4. Datos para la tubería en la descarga para GNL

DESCARGA			
	Di [ft]	1,09	
	Cantidad	L/D	L
Válv. de retención, obturador oscilante:	2	135	295,29 ft
Válv. de compuerta totalmente abierta:	4	7	30,62 ft
Te flujo desviado 90°:	2	60	131,24 ft
Codo de 90° estándar:	4	30	131,24 ft
Tubería:	---	---	1500,00 ft
Pérdidas por fricción en el vaporizador	4	10 psig	216,37 ft
LONGITUD TOTAL			2304,76 ft

Para calcular las pérdidas por fricción utilizamos las ecuaciones 3.8.1 y 3.8.2 para succión y descarga respectivamente, teniendo en cuenta la longitud previamente calculada, de acuerdo a los accesorios con los que cuentan:

$$L_s := 1870 \text{ ft} \quad g_c := 32.174 \quad \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}$$

$$L_d := 2304.76 \text{ ft}$$

$$d_{is} = 15 \text{ in} \quad \boxed{15 \text{ in} = 1.25 \cdot \text{ft}}$$

$$d_{id} = 13.124 \text{ in} \quad \boxed{13.124 \text{ in} = 1.094 \cdot \text{ft}}$$

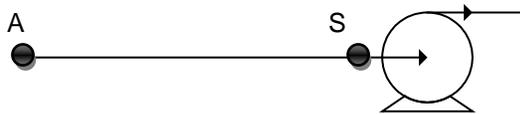
$$H_{fs} := \frac{f_s \cdot L_s \cdot V_s^2}{g_c \cdot 1.25} = 33.782 \text{ ft}$$

$$H_{fd} := \frac{f_d \cdot L_d \cdot V_d^2}{g_c \cdot 1.094} = 83.18 \text{ ft}$$

Para conocer la presión de succión, hay que hacer un balance de energía desde la salida del GNL del relicuador hasta el punto de succión de la bomba. Como se muestra en la siguiente Figura 3.1 el balance se realizara desde el punto A (condiciones de salida del relicuador) hasta la succión de la bomba (punto S), con base en la ecuación 3.6, podemos deducir el balance para este tramo de tubería específico:

$$\frac{P_A}{\rho} + Z_A + \frac{V_A^2}{2g_c} = \frac{P_S}{\rho} + Z_S + \frac{V_S^2}{2g_c} + H_{fs} \quad (3.13)$$

Figura 3.1 Diagrama del tramo de tubería del balance antes de la succión



Despejando la presión de succión ( $P_S$ ):

$$P_S = P_A + \rho \left[ \Delta Z + \frac{(V_A^2 - V_S^2)}{2g_c} + H_{fs} \right] \quad (3.14)$$

Para realizar el cálculo de la presión de succión son necesarias las condiciones de descarga de las bombas del interior de los tanques de almacenamiento (bombas primarias). En cuanto a las alturas para el cálculo de la potencia al freno de las bombas, se realizaron de acuerdo a la Figura 3.2.

Figura 3. 2 Diferencia de alturas entre el tanque de almacenamiento y el vaporizador de Rejilla Abierta

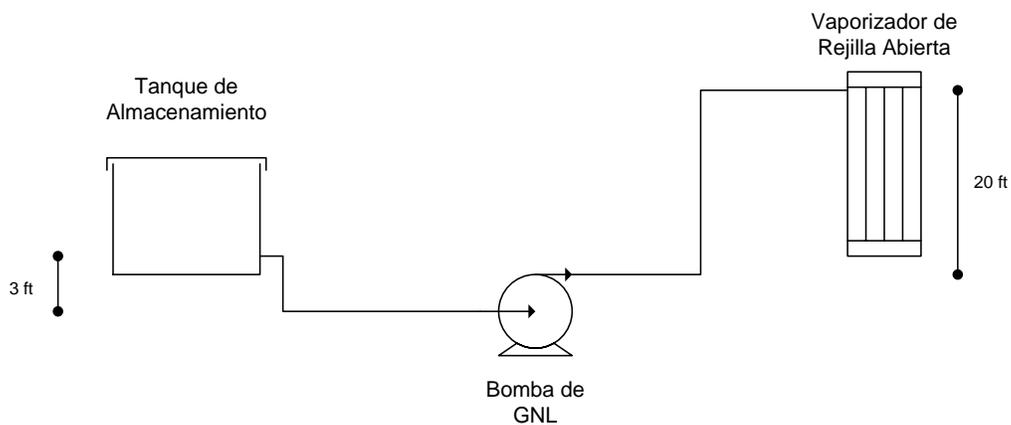


Tabla 3.5. Datos de las bombas primarias

<b>Bombas Primarias</b>	
$\Delta Z$ [ft]	3
$d_r$ [in]	7.981
$A_r$ [ft <sup>2</sup> ]	0.347
$F_{ft}$ [ft <sup>3</sup> /s]	9.295
$V_A$ [ft/s]	26.76
$P_{rel}$ [psia]	107.30

$$P_s := P_{rel} + \rho_1 \left[ \Delta Z + \frac{(V_A^2 - V_s^2)}{2 \cdot g_c} + H_{fs} \right] \cdot \frac{1}{144} = 115.992 \quad \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Para el caso de la presión absoluta de descarga, por diseño debe de ser de  $80 \text{ atm}$  ( $1175.67 \text{ lb/in}^2$ ), hacia los ductos. La altura del vaporizador es de alrededor de  $20 \text{ ft}$  y como se había planteado con anterioridad, la altura de las bombas sumergidas ( $\Delta Z$ ) es de  $3 \text{ ft}$ .

$$P_d := 1175.67 \quad \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \quad Z_d := 20 \quad \text{ft}$$

Con estos datos ya podemos calcular el trabajo de flecha de la bomba utilizando la ecuación 3.7:

$$W_f := \frac{144 \cdot (P_d - P_s)}{\rho_1} + (Z_d - \Delta Z) + \frac{V_d^2 - V_s^2}{2 \cdot g_c} + \Sigma H_f = 5.867 \times 10^3 \quad \text{ft}$$

Ahora utilizando la ecuación 3.12 calculamos el flujo másico:

$$W := F_{ft} \cdot \rho_1 = 247.45 \quad \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

Por último, el cálculo de la potencia al freno de la bomba es de acuerdo a la ecuación 3.11, con una eficiencia del 70%:

$$\eta := 70\%$$

$$\text{BHP} := \frac{W \cdot W_f}{\eta \cdot 550} = 3.771 \times 10^3 \quad \text{HP}$$

De la misma manera en la que se calculó la potencia al freno de las bombas para el GNL, se seguirá el mismo algoritmo para el diseño de las bombas que alimentan agua de mar a los vaporizadores de rejilla abierta (ORV).

A partir del flujo másico y con la densidad se calcula el flujo volumétrico:

$$A_{\text{masa}} := 3.776 \cdot 10^6 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{mar}} := 1025 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$A_{\text{vol}} := \frac{A_{\text{masa}}}{\rho_{\text{mar}}} = 3.684 \times 10^3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

En el caso del agua, siendo el fluido de servicio y de acuerdo al tipo de servicio para el que se va a utilizar (medio de ca lentamiento), se recomienda una velocidad de entre los  $8$  y  $15 \text{ ft/s}$  (Crane p3-6):

$$V_{r_{\text{mar}}} := 15 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$A_{\text{ft}} := \frac{A_{\text{vol}} \cdot 35.315}{3600} = 36.138 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$d_{\text{ms}} := \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{ft}}}{\pi \cdot V_{r_{\text{mar}}}}} = 1.751 \text{ ft}$$

$$\boxed{1.751 \text{ ft} = 21.012 \cdot \text{in}}$$

Con este diámetro calculado, tomamos el inmediato superior de la medida comercial, el de  $22 \text{ in}$  de diámetro nominal, cuyo diámetro interno es de  $21 \text{ in}$  (ced. 30). Al igual que para las bombas de GNL, el diámetro de la descarga también es menor al de la succión, por lo que en este caso el diámetro nominal es de  $20 \text{ in}$ , con un diámetro interno de  $18.812 \text{ in}$  (ced. 40).

$$d_{\text{ims}} := 21 \text{ in}$$

$$\boxed{21 \text{ in} = 1.75 \cdot \text{ft}}$$

$$d_{\text{imd}} := 18.812 \text{ in}$$

$$\boxed{18.812 \text{ in} = 1.568 \cdot \text{ft}}$$

$$A_{t_{\text{ms}}} := \frac{\pi \cdot 1.75^2}{4} = 2.405 \text{ ft}^2$$

$$A_{t_{\text{md}}} := \frac{\pi \cdot 1.568^2}{4} = 1.931 \text{ ft}^2$$

$$V_{ms} := \frac{A_{ft}}{A_{t_{ms}}} = 15.024 \frac{ft}{s}$$

$$V_{md} := \frac{A_{ft}}{A_{t_{md}}} = 18.715 \frac{ft}{s}$$

$$0.05mm = 1.969 \times 10^{-3} \cdot in$$

$$\xi_{acero} := 0.05 \text{ mm}$$

$$Rr_{ms} := \frac{1.969 \cdot 10^{-3}}{d_{ims}} = 9.376 \times 10^{-5}$$

$$Rr_{md} := \frac{1.969 \cdot 10^{-3}}{d_{imd}} = 1.047 \times 10^{-4}$$

El cálculo del Reynolds tanto para la succión como para la descarga es:

$$\mu_{mar} := 0.981 \text{ cp}$$

$$1 \frac{lb}{ft^3} = 16.018 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{mar} = 1.025 \times 10^3 \frac{Kg}{m^3}$$

$$\rho_{lmar} := \frac{\rho_{mar}}{16.018} = 63.991 \frac{lb}{ft^3}$$

$$Re_{ms} := \frac{d_{ims} \cdot V_{ms} \cdot \rho_{lmar}}{0.000671 \cdot \mu_{mar}} = 3.067 \times 10^7$$

$$\text{Re}_{\text{md}} := \frac{d_{\text{md}} \cdot V_{\text{md}} \cdot \rho_{\text{mar}}}{0.000671 \cdot \mu_{\text{mar}}} = 3.422 \times 10^7$$

El factor de fricción se calcula con la ecuación 3.9:

$$\text{Rr}_{\text{ms}} = 9.376 \times 10^{-5} \qquad \text{Rr}_{\text{md}} = 1.047 \times 10^{-4}$$

$$\text{Re}_{\text{ms}} = 3.067 \times 10^7 \qquad \text{Re}_{\text{md}} = 3.422 \times 10^7$$

$$f_{\text{ms}} := \left( -2 \log \left( \frac{\text{Rr}_{\text{ms}}}{3.7} - \frac{5}{\text{Re}_{\text{ms}}} \cdot \log \left( \frac{\text{Rr}_{\text{ms}}}{4} + \frac{15}{\text{Re}_{\text{ms}}} \right) \right) \right)^{-2} = 0.012$$

$$f_{\text{md}} := \left( -2 \log \left( \frac{\text{Rr}_{\text{md}}}{3.7} - \frac{5}{\text{Re}_{\text{md}}} \cdot \log \left( \frac{\text{Rr}_{\text{md}}}{4} + \frac{15}{\text{Re}_{\text{md}}} \right) \right) \right)^{-2} = 0.012$$

Las longitudes tanto en la sección de la succión como de la descarga nos sirven para calcular las pérdidas por fricción en estos tramos, utilizando las ecuaciones 3.8.1, 3.8.2 y 3.8:

Tabla 3.6. Datos de la tubería en la succión para agua de mar

SUCCIÓN			
		Di [ft]	1,75
	Cantidad	L/D	L
Válv. de retención, obturador oscilante:	2	135	472,50 ft
Codo de 90° corto:	4	41	287,00 ft
Te flujo desviado 90°:	2	60	210,00 ft
Tubería:	---	---	500,00 ft
LONGITUD TOTAL			1469,50 ft

Tabla 3.7. Datos de la tubería en la descarga para agua de mar

DESCARGA			
		Di [ft]	1,57
	Cantidad	L/D	L
Válv. de retención, obturador oscilante:	2	135	423,27 ft
Válv. de compuerta totalmente abierta:	1	7	10,97 ft
Te flujo desviado 90°:	4	60	376,24 ft
Codo de 90° estándar:	7	30	329,21 ft
Tubería:	---	---	300,00 ft
Pérdidas por fricción en el vaporizador	4	10 psig	90,01 ft
Pérdidas por fricción con el filtro	1	10 psig	22,50 ft
LONGITUD TOTAL			1552,21 ft

$$L_{ms} := 1469.5 \text{ ft}$$

$$21 \text{ in} = 1.75 \cdot \text{ft}$$

$$18.812 \text{ in} = 1.568 \cdot \text{ft}$$

$$L_{md} := 1552.21 \text{ ft}$$

$$d_{ims} = 21 \text{ in}$$

$$d_{imd} = 18.812 \text{ in}$$

$$H_{fms} := \frac{f_{ms} \cdot L_{ms} \cdot V_{ms}^2}{g_c \cdot 1.75} = 70.11 \text{ ft}$$

$$H_{fmd} := \frac{f_{md} \cdot L_{md} \cdot V_{md}^2}{g_c \cdot 1.568} = 130.806 \text{ ft}$$

$$\Sigma H_{fm} := H_{fms} + H_{fmd} = 200.916 \text{ ft}$$

De la misma manera que para las bombas de GNL, se realiza un balance de materia desde la salida del tanque que contiene el agua, hasta la succión de las bombas de agua, para calcular la presión de succión de las bombas, la cual es necesaria para calcular el trabajo de flecha de la bomba.

Las condiciones son similares, por lo que utilizando la ecuación 3.14 podemos calcular la presión de succión solo que en este caso debido a

que no hay cambio de diámetro el término de la diferencia cuadrada de las velocidades es igual con cero<sup>4</sup>:

$$P_{ms} = P_A + \rho[\Delta Z + H_{fs}] \quad (3.14.1)$$

$$P_{\text{tanque}} := 14.7 \text{ psi} \quad \rho_{\text{1mar}} = 63.991 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\Delta Z_{\text{mar}} := 3 \text{ ft}$$

$$P_{\text{ms}} := P_{\text{tanque}} + \frac{\rho_{\text{1mar}} \cdot (\Delta Z_{\text{mar}} + H_{\text{fms}})}{144} = 47.188 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

En el caso del agua, la presión requerida únicamente es la necesaria para hacerla llegar al vaporizador, el cual tiene una caída de presión de *1.02 atm (15 psi)*. La altura del vaporizador, es como ya se había definido de *20 ft*.

$$P_{\text{md}} := P_{\text{ms}} + 15 = 62.188 \text{ psi} \quad Z_{\text{d}} := 20 \text{ ft}$$

Utilizando la ecuación 3.7, obtenemos el trabajo de flecha:

$$W_{\text{fm}} := \frac{144 \cdot (P_{\text{md}} - P_{\text{ms}})}{\rho_{\text{1mar}}} + (Z_{\text{d}} - \Delta Z_{\text{mar}}) + \frac{V_{\text{md}}^2 - V_{\text{ms}}^2}{2 \cdot g_c} + \Sigma H_{\text{fm}} = 253.606 \text{ ft}$$

---

<sup>4</sup> Cfr. Apéndice A p. 121.

El flujo másico del agua (ecuación 3.12):

$$W_{\text{mar}} := A_{\text{ft}} \cdot \rho_{\text{Imar}} = 2.312 \times 10^3 \quad \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

La potencia al freno (ecuación 3.11):

$$\eta := 70\%$$

$$\text{BHP}_{\text{mar}} := \frac{W_{\text{mar}} \cdot W_{\text{fm}}}{\eta \cdot 550} = 1.541 \times 10^3 \quad \text{HP}$$

## II. VAPORIZADOR DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA

A diferencia de los vaporizadores de Rejilla Abierta (ORV), los vaporizadores de Combustión Sumergida (SCV) utilizan la quema de gas natural como medio de calentamiento, donde los gases de combustión son el elemento que transfiere su energía al baño de agua donde se encuentran los tubos por los que pasa el GNL. Para el cálculo de este tipo de vaporizadores se considerará para el balance de energía:

$$Q'_{\text{GNL}} = Q'_{\text{agua}} = Q'_{\text{quema}} \quad (3.15)$$

Teniendo en cuenta este balance de energía, donde toda la energía procedente de la combustión del GN, es transferida al GNL, donde el baño de agua es simplemente un medio de transporte. La consideración es como ya se hizo en el cálculo para los vaporizadores de Rejilla Abierta, es que no se toman en cuenta la resistencia que en este caso ofrecen el agua y los tubos por donde circula GNL. Así la ecuación donde se expresa la energía necesaria para la completa vaporización del GNL para los vaporizadores de Combustión Sumergida, es la misma que en el caso de Rejilla Abierta (ecuación 3.2).

El poder calórico se define como la energía que desprende en forma de calor un mol de un compuesto al producirse una reacción de combustión completa con oxígeno. La reacción química es un fenómeno químico típico donde un hidrocarburo reacciona con oxígeno ( $O_2$ ) para formar dióxido de carbono ( $CO_2$ ), agua ( $H_2O$ ) y liberar calor. Para el caso del GN el poder calórico es de  $805,732.78 \text{ KJ/Kg mol}^5$ .

Las condiciones del GNL a la entrada del vaporizador de Combustión Sumergida son las mismas que en la entrada de los vaporizadores de Rejilla Abierta (flujo, temperatura, presión, etc.), debido a esto:

---

<sup>5</sup> Cfr. Apendice A p. 121.

$$Q_{GNL} = Q'_{GNL} = 2.561 \times 10^8 \frac{KJ}{h} \quad (3.16)$$

La recirculación de GN necesario para la vaporización se calcula:

$$R = \frac{Q'_{GNL}}{PC} \quad (3.17)$$

Conociendo la energía necesaria para vaporizar los  $25000 \text{ kmol/h}$  de GNL y con el poder calorífico del GN, podemos calcular la cantidad necesaria de GN que al ser quemado aportan la energía que requiere el sistema para completar la vaporización con la ecuación 3.17:

$$Q_{GNL} := 2.561 \cdot 10^8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$PC := 805732.78 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}}$$

$$R := \frac{Q_{GNL}}{PC} = 317.847 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

$$\text{Porcentaje} := \frac{R}{25000} \cdot 100 = 1.271 \%$$

Esto quiere decir que lo que se recircula de los  $25,000 \text{ kgmol/hr}$  es aproximadamente el  $1.3\%$  del gas que se vaporiza.

Siendo la quema de combustible el único medio para la vaporización, el uso de agua como en los vaporizadores de Rejilla Abierta no es necesario, por ende, tampoco es necesario el cálculo de la potencia de las bombas de agua de mar. Las que sí son necesarias son las bombas primarias, las que impulsan el GNL hacia los vaporizadores, las cuales al trabajar bajo las mismas condiciones, son las mismas para los dos vaporizadores, con un diámetro para la succión de *16 in* y de *14 in* para la descarga:

$$F_{\text{vol}} = 947.544 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\text{BHP} = 3.771 \times 10^3 \text{ HP}$$

De manera más esquemática, las principales diferencias técnicas se pueden resumir de acuerdo a la siguiente tabla:

Tabla 4.12 Principales diferencias técnicas de los vaporizadores

	<b>REJILLA ABIERTA</b>	<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>
Producción de GN (kgmol/h)	25,000	24,682.15
Fuente de Calor	Agua de Mar	Combustión de GN
Cantidad de Fuente de Calor (kgmol/h)	$A_{\text{mol}} = 1.889 \times 10^5$	$R = 317.847$
Potencia de Bomba de Servicio (HP)	$BHP_{\text{mar}} = 1.541 \times 10^3$	-----
Potencia de Bomba de GNL (HP)	$BHP = 3.771 \times 10^3$	$BHP = 3.771 \times 10^3$
Servicios adicionales	-----	Solución de NaOH (control de pH)
Equipos adicionales	-----	Sopladores

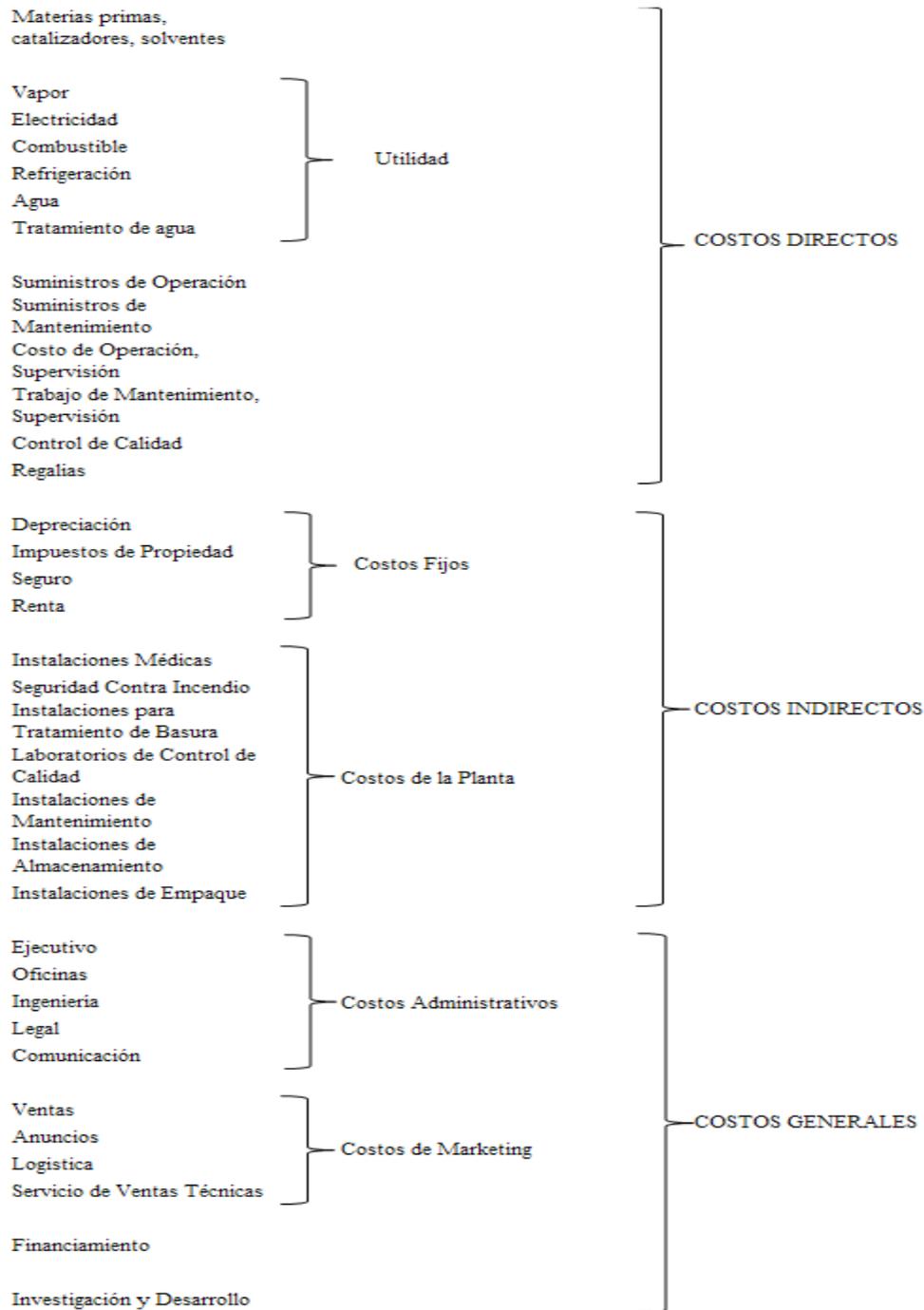
# EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS TECNOLOGÍAS

## “EVALUACIÓN ECONOMICA DE LAS TECNOLOGÍAS”

En esta evaluación económica, los puntos finos a determinar, como parámetros de comparación, se dará a partir de los costos de capital, de producción y de esto el retorno sobre la inversión será un parámetro para poder medirlas. Los costos de producción junto con los costos de capital, son los factores fundamentales que determinan la viabilidad financiera de un proyecto. Los costos de producción se dividen en tres principales ramas, los costos directos e indirectos. Los costos directos (o costos variables) son aquellos que dependen directamente de la producción, mientras que los costos indirectos (costos fijos) se mantienen constantes independientemente de la cantidad producida. Por otro lado, existen los costos generales los cuales incluyen los el costo de marketing, administración, desarrollo y financiamiento, estos costos no se toman en cuenta ya que la evaluación es únicamente de la tecnología en su operación. Los costos de capital a su vez, requieren de los costos fijos y el costo de capital depreciable. El costo de capital depreciable se refiere al capital necesario para el equipo, su instalación, alguna modificación en el proceso y las instalaciones necesarias para la operación; los costos fijos engloban el costo de capital depreciable e incluye los costos referentes al lugar donde se va a instalar la planta (precio del terreno, reparación del mismo, e tc.). De forma más

esquemática, la siguiente figura muestra la división de los diferentes costos de manera general en una planta de proceso:

Figura 4.1<sup>1</sup>. Componentes del total de costos de producción



<sup>1</sup> SILLA, Harry, "Chemical Process Engineering: Design and Economics", USA, Marcel Dekker Inc., 2003, p. 46.

La forma de calcular los diferentes costos se engloba en la siguiente tabla:

Tabla 4.1<sup>2</sup>. Procedimiento de cálculo de los costos de producción

<b>Costos Directos</b>	
Materias Primas	Canitdad x Costo
Catalizadores y solventes	Cantidad x Costo
<b>Servicios</b>	
Electricidad	Consumo x Costo
Combustible	Consumo x Costo
Vapor	Consumo x Costo
Agua	Consumo x Costo
Regrigerador	Consumo x Costo
Costo de Operación	L x Costo
Costo de Supervisión	0.20 x Costo de Operación
Costo Control de Calidad	0.20 x Costo de Operación
Trabajo de Mantenimiento	0.027 x Costo Fijo <sup>a</sup>
Material de Mantenimiento	0.018 x Costo Fijo
Suministros de Operación	0.0075 x Costo Fijo
<b>Costos Indirectos</b>	
<b>Costos Fijos</b>	
Depreciación <sup>b</sup>	$(1-f_s) \times (\text{Costo Capital Depreciable}) / (\text{Vida de la Planta})$
Impuesto de Propiedad	0.02 x Costo Fijo
Seguro	0.01 x Costo Fijo
<b>Costos Generales</b>	
Administrativo	0.045 x Costo de la Producción
Marketing	0.135 x Costo de la Producción
Financiamiento (intereses)	$i \times (\text{Costos Fijos} + \text{Capital de Trabajo}^c)$
Desarrollo e Investigación	0.0575 x Costo de la Producción
<b>Costo de la Producción</b>	Suma de todo lo mencionado

a. Costo Fijo = Costo Capital Depreciable + Costo del Terreno + Costo Mejora del Terreno

b. Factor de depreciación, fracción del Capital Depreciable

c. Capital de Trabajo = 0.20 x (Costo Fijo)

<sup>2</sup> *Ibdem* 1 p. 47

A manera de desglosar los diferentes costos que se deben tener en cuenta en el diseño de una planta de proceso, esto se va a escalar únicamente para los vaporizadores estudiados, por eso mucho de los puntos mencionados en la Figura 4.1, o en la Tabla 4.1, serán irrelevantes o no serán aplicables en la comparación de los mismos.

Teniendo como base los elementos en la Tabla 4.1 para el cálculo de costo de producción se mencionan algunos factores esenciales tales como el costo de operación (el cual depende del *trabajo*) y los *costos fijos* que dependen del costo del equipo y este a su vez del tamaño del mismo así como de las condiciones de trabajo y materiales, por eso se hará énfasis en estos factores de manera independiente.

## **I. COSTOS FIJOS**

Los costos fijos se calculan a partir de costo de capital depreciable, el costo del terreno y del costo de mejora del terreno. El costo del terreno varía entre el 1% y 2% del capital depreciable por lo que se toma el promedio de 1.5%. La mejora del terreno (el cual no es un elemento depreciable), incluye despejar el terreno, la construcción de caminos,

jardines, estacionamientos, vías ferroviarias (si se necesitan), etc. y el costo depende del proceso, que en el caso de un vaporizador, se trata de un proceso fluido, entonces el costo de esta mejora es del 2.11%.

El capital depreciable se obtiene puede obtener mediante métodos de cálculo a partir de factores que van corrigiendo de acuerdo al costo del equipo, usualmente en términos FAB (franco a bordo), es decir, el costo del equipo hasta que está en el buque para ser transportado a su destino final. Uno de los métodos para aproximar el costo es el método del Factor Individual el cual va corrigiendo el costo del equipo por el tamaño, índices inflacionarios, materiales, etc. y se resumen en la ecuación (4.1)<sup>3</sup>:

$$C_D = \sum_i f_{I_i} C_{p_i} \quad (4.1)$$

Donde el subíndice  $i$ , se refiere a cada equipo; el término  $f_i$  factor de instalación e global al factor de costos directos ( $f_{DC}$ ), al de costos indirectos ( $f_{IC}$ ) y los honorarios del contratista ( $f_{CF}$ ) utilizando la ecuación (4.2)<sup>4</sup>; por último  $C_p$  es el costo del equipo.

$$f_I = f_{DC} f_{IC} f_{CF} \quad (4.2)$$

---

<sup>3</sup> *Ibidem* 1 p. 66

<sup>4</sup> *Ibidem* 1 p. 67

Para el factor de costos indirectos Harry Silla (2003) utiliza 1.34 para procesos fluidos (siendo el caso de los vaporizadores) y 1.18 para los honorarios del contratista. El factor para costos directos depende del equipo al que se esté haciendo referencia que en este caso se tomara para el caso de Vaporizadores de Rejilla Abierta 1.9 y para el caso de Combustión Sumergida 1.5.

El costo del equipo a su vez depende del tamaño, de los índices inflacionarios, las condiciones de presión y temperatura de trabajo, material y diseño. En este caso como se tiene el costo del equipo donde las condiciones de trabajo, el material y el diseño son el mismo no es necesaria una corrección por estas características.

Dentro de los costos fijos es necesario también incluir el costo de las bombas que necesita cada equipo de vaporización para operar, para ambos equipos obviamente son necesarias las bombas de GNL y en el caso de los vaporizadores de Rejilla Abierta son necesarias también bombas de agua. Debido a que las bombas son equipos comunes se cuenta con mayor información para el cálculo de sus costos, Walas

[1988]<sup>5</sup>, propone una ecuación en función del flujo y del trabajo de flecha calculados en su diseño:

$$B_F = F_M * F_T * B_B \quad (4.3)$$

$$B_B = 1.55 * \exp \left\{ 8.833 - 0.6019 [\ln(Q * H^{1/2})] + 0.0519 [\ln(Q * H^{1/2})]^2 \right\} \quad (4.4)$$

$$F_T = \exp \left\{ b_1 + b_2 [\ln(Q * H^{1/2})] + b_3 [\ln(Q * H^{1/2})]^2 \right\} \quad (4.5)$$

Donde  $B_F$  es el costo total de la bomba en USD (dólares americanos), el factor  $F_T$  depende del tipo y características de la bomba de acuerdo a la Tabla 4.3 para las constantes  $b_1$ ,  $b_2$  y  $b_3$ . El factor de costo debido al material  $F_M$ , se obtiene directo de la Tabla 4.2.

Tabla 4.2 Factor de costo del material para bombas

Material	Factor de Costo $F_M$
Hierro colado	1.35
Acero Inoxidable	2.00
ISO B	3.304
ISO C	4.6
Titanio	9.7
Aleación de Niquel	2.95
Bronce	1.15

<sup>5</sup> WALAS, Stanley, "Chemical Process Equipment Selection and Design", USA, Butterworth-Heinemann Series, 1988, p. 667-668.

Tabla 4.3 Factor de características de la bomba

	TIPO		$b_1$	$b_2$	$b_3$
1 etapa	1750 rpm	VSC	51.029	-1-2217	0.0771
1 etapa	3550 rpm	HSC	0.0632	0.2744	-0.0253
1 etapa	1750 rpm	HSC	2.029	-0.2371	0.0102
2 etapas	3550 rpm	HSC	137.321	-2.6304	0.1542
multietapas	3550 rpm	HSC	96.849	-1.6164	0.0834

	TIPO		Rango de flujo (gpm)	Rango de cabeza (ft)
1 etapa	3550 rpm	VSC	50 - 900	50 - 400
1 etapa	1750 rpm	VSC	50 - 3500	50 - 200
1 etapa	3550 rpm	HSC	100 - 1500	100 - 450
1 etapa	1750 rpm	HSC	250 - 5000	50 - 500
2 etapas	3550 rpm	HSC	50 - 1100	300 - 1100
2 etapas	3550 rpm	HSC	100 - 1500	650 - 3200

Las características de la bomba de acuerdo a Jorge Quiroga<sup>6</sup> son de una etapa a 1750 rpm debido al flujo que manejan, por eso los valores de los factores  $b_1=2.0290$ ,  $b_2=-0.2371$  y  $b_3=0.0102$ .

#### Corrección del costo por tamaño

Debido a que muchas veces se cuenta con información de costos de equipos con capacidades establecidas, es necesario escalar este costo para que sea congruente con los que necesitamos y por eso una

<sup>6</sup> Quiroga López, Jorge, "Diseño y Construcción de Terminales de Regasificación", (diapositivas), España, Universidad Politécnica de Madrid, 2006, 102 diapositivas.

aproximación para calcular este costo se da en función de la relación entre las diferentes capacidades de manera fraccional:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{Q_2}{Q_1} \right)^n \quad (4.6)$$

Esta ecuación al ser graficada es una línea recta en coordenadas log-log, donde el exponente de capacidad  $n$ , representa la pendiente de la misma. Drew y Ginder (1970) encontraron que cuando no se cuenta con información de exponentes de capacidad para un equipo se utilice la regla de los siete décimos, la cual es una aproximación para equipo que no son pilotos, por eso para los vaporizadores se considerará  $n=7/10$ . Por otro lado  $C_1$  es el costo del equipo para operar con una capacidad de  $Q_1$ , y  $C_2$  es el costo del equipo en operación a la capacidad deseada  $Q_2$ . Los datos con los que se cuenta del costo de los vaporizadores son para Rejilla Abierta  $14.7 \text{ MMUSD}$  y para Combustión Sumergida  $16.8 \text{ MMUSD}$  para un flujo de  $101,556 \text{ ft}^3/\text{h}^7$ .

---

<sup>7</sup> "LNG Vaporizer Options Study" (Pre-Feed) by Foster Wheeler USA Corp. 2004.

### Corrección del costo por inflación

La forma general de calcular el costo real de un equipo se hace principalmente a través de diferentes índices que relacionan el costo con la inflación dependiendo del tiempo transcurrido.

Diferentes índices son publicados en revistas especializadas, tales como "Chemical Engineering", "Oil and Gas Journal" entre otras. Los índices más utilizados son Chemical Engineering Cost Index (CE Index) y el Nelson Refinery Cost Index. Para hacer esta corrección se utilizara el índice de la "Chemical Engineering" con la ecuación:

$$C_2 = C_1 \frac{I_2}{I_1} \quad (4.7)$$

El CE Index consta de diferentes partes, en general se divide en Equipo, Trabajo de Construcción, Edificios e Ingeniería y Supervisión, que a su vez se subdividen en diferentes componentes, esto para hacer el cálculo del costo de una planta lo más exacto posible, en nuestro caso únicamente son necesarios los índices referentes al equipo en el año en curso y el año del dato que se tiene como costo base para los cálculos.

## II. PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DEL MÉTODO DEL FACTOR INDIVIDUAL

Utilizando el método del factor individual es posible escalar el costo de un equipo dadas nuestras condiciones de trabajo. Este método es muy útil y sirve también para escalar precios de plantas enteras de proceso.

Tabla 4.4 Algoritmo del cálculo del Costo de Capital Depreciable por el Método del Factor Individual

---

$$C_{PB2_i} = C_{PB1_i} * \left(\frac{Q_{2_i}}{Q_{1_i}}\right)^n \quad (4.5.1)$$

$$C_{PB_i} = C_{PB2_i} * \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \quad (4.5.2)$$

$$C_{PA_i} = f_{T_i} * f_{P_i} * f_{M_i} * f_{D_i} * C_{PB_i} \quad (4.5.3)$$

$$f_{I_i} = f_{DC_i} * f_{IC} * f_{CF} \quad (4.5.4)$$

$$C_{AI} = f_{I_i} * C_{PA_i} \quad (4.5.5)$$

$$C_{BI} = f_{I_i} * C_{PB_i} \quad (4.5.6)$$

$$C_D = C_{AI} + f_{AB} * C_{BI} \quad (4.5.7)$$

---

### III. CÁLCULOS

#### Costo de Capital Depreciable

De acuerdo al algoritmo de cálculo de la Tabla 4.4 y va a ser paralelo tanto para los vaporizadores de Rejilla Abierta como para los de Combustión Sumergida con sus respectivas diferencias en algunos factores:

Tabla 4.5 Algoritmo de cálculo para obtener los Costos de Capital Depreciable para Rejilla Abierta

<b>REJILLA ABIERTA</b>	
$C_{PB1} := 14.7 \cdot 10^6 \text{ USD}$ $Q_1 := 101556 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$ $Q_2 := 33457.78 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$ $n := \frac{7}{10}$ $C_{PB2} := C_{PB1} \cdot \left( \frac{Q_2}{Q_1} \right)^n = 6.757 \times 10^6 \text{ USD}$	$C_{PB2} = 6.757 \times 10^6 \text{ USD}$
$I_{2004} := 538.9$ $I_{2008} := 632.7$ $C_{PB} := C_{PB2} \cdot \frac{I_{2008}}{I_{2004}} = 7.933 \times 10^6 \text{ USD}$	$C_{PB} = 7.933 \times 10^6 \text{ USD}$

$f_T \cdot f_P \cdot f_M \cdot f_D := 1$ $C_{PA} := C_{PB} = 7.933 \times 10^6 \text{ USD}$	$C_{PA} = 7.933 \times 10^6 \text{ USD}$
$f_{DC} := 1.9$ $f_{IC} := 1.34$ $f_{CF} := 1.18$ $f_I := f_{DC} \cdot f_{IC} \cdot f_{CF} = 3.004$	$f_I = 3.004$
$C_{AI} := f_I \cdot C_{PA} = 2.383 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_{AI} = 2.383 \times 10^7 \text{ USD}$
$C_{PA} := C_{PB}$ $C_{BI} := C_{AI} = 2.383 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_{BI} = 2.383 \times 10^7 \text{ USD}$
$f_{AB} := 0.25$ $C_D := C_{AI} + f_{AB} \cdot C_{BI} = 2.979 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_D = 2.979 \times 10^7 \text{ USD}$

Tabla 4.6 Algoritmo de cálculo para obtener los Costos de Capital Depreciable para Combustión Sumergida

<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>	
$C_{PB1} := 16.8 \cdot 10^6 \text{ USD}$ $Q_1 := 101556 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$ $Q_2 := 33457.78 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$ $n := \frac{7}{10}$	$C_{PB2} = 7.723 \times 10^6 \text{ USD}$

$C_{PB2} := C_{PB1} \cdot \left( \frac{Q_2}{Q_1} \right)^n = 7.723 \times 10^6 \text{ USD}$	
$I_{2004} := 538.9$ $I_{2008} := 632.7$ $C_{PB} := C_{PB2} \cdot \frac{I_{2008}}{I_{2004}} = 9.067 \times 10^6 \text{ USD}$	$C_{PB} = 9.067 \times 10^6 \text{ USD}$
$f_T \cdot f_P \cdot f_M \cdot f_D := 1$ $C_{PA} := C_{PB} = 9.067 \times 10^6 \text{ USD}$	$C_{PB} = 9.067 \times 10^6 \text{ USD}$
$f_{DC} := 1.5$ $f_{IC} := 1.34$ $f_{CF} := 1.18$ $f_I := f_{DC} \cdot f_{IC} \cdot f_{CF} = 2.372$	$f_I = 2.372$
$C_{AI} := f_I \cdot C_{PA} = 2.15 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_{AI} = 2.15 \times 10^7 \text{ USD}$
$C_{PA} := C_{PB}$ $C_{BI} := C_{AI} = 2.15 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_{BI} = 2.15 \times 10^7 \text{ USD}$
$f_{AB} := 0.25$ $C_D := C_{AI} + f_{AB} \cdot C_{BI} = 2.688 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_D = 2.688 \times 10^7 \text{ USD}$

El costo de las bombas de GNL para ambos equipos es el mismo, ya que las condiciones de operación son las mismas; por otro lado debido a que los vaporizadores de Rejilla Abierta utilizan también bombas de agua, el costo del capital depreciable total varía.

Para vaporizadores de Rejilla Abierta:

- Bombas de GNL

$$b_1 := 2.0290 \quad Q := 4171.285 \quad \text{gpm}$$

$$b_2 := -0.2371 \quad H := 116.962 \quad \text{ft}$$

$$b_3 := 0.0102$$

$$F_T := e^{\left[ b_1 + b_2 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H})) + b_3 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H}))^2 \right]} = 1.934 \quad F_M := 2$$

$$B_B := 1.55 \cdot e^{8.833 - 0.6019 \cdot \ln(Q \cdot \sqrt{H}) + 0.0519 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H}))^2} = 6.513 \times 10^3 \quad \text{USD}$$

$$B_F := F_M \cdot F_T \cdot B_B = 2.519 \times 10^4$$

- Bombas agua

$$b_{\text{agua1}} := 2.0290 \quad Q_{\text{agua}} := 16607.62 \quad \text{gpm}$$

$$b_{\text{agua2}} := -0.2371 \quad H_{\text{agua}} := 200.916 \quad \text{ft}$$

$$b_{\text{agua3}} := 0.0102$$

$$F_{\text{aguaT}} := e^{\left[ b_{\text{agua1}} + b_{\text{agua2}} \cdot (\ln(Q_{\text{agua}} \cdot \sqrt{H_{\text{agua}}})) + b_{\text{agua3}} \cdot (\ln(Q_{\text{agua}} \cdot \sqrt{H_{\text{agua}}}))^2 \right]} = 1.929$$

$$B_{\text{aguaB}} := 1.55 \cdot e^{8.833 - 0.6019 \cdot \ln(Q_{\text{agua}} \cdot \sqrt{H_{\text{agua}}}) + 0.0519 \cdot (\ln(Q_{\text{agua}} \cdot \sqrt{H_{\text{agua}}}))^2}$$

$$B_{\text{aguaB}} = 1.744 \times 10^4$$

$$F_{\text{aguaM}} := 2$$

$$B_{\text{aguaF}} := F_{\text{aguaM}} \cdot F_{\text{aguaT}} \cdot B_{\text{aguaB}} = 6.728 \times 10^4 \text{ USD}$$

Para los vaporizadores de Combustión Sumergida:

- Bombas GNL

$$b_1 := 2.0290 \quad Q := 4171.285 \text{ gpm}$$

$$b_2 := -0.2371 \quad H := 116.962 \text{ ft}$$

$$b_3 := 0.0102$$

$$F_T := e^{\left[ b_1 + b_2 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H})) + b_3 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H}))^2 \right]} = 1.934$$

$$B_B := 1.55 \cdot e^{8.833 - 0.6019 \cdot \ln(Q \cdot \sqrt{H}) + 0.0519 \cdot (\ln(Q \cdot \sqrt{H}))^2} = 6.513 \times 10^3$$

$$F_M := 2$$

$$B_F := F_M \cdot F_T \cdot B_B = 2.519 \times 10^4 \text{ USD}$$

Costo total del capital depreciable de ambas tecnologías:

Tabla 4.7 Costo total del capital depreciable de ambas tecnologías de vaporización

COSTO TOTAL DEL CAPITAL DEPRECIABLE	
Rejilla Abierta	$C_{DT} := C_D + B_F + B_{\text{aguaF}} = 2.989 \times 10^7 \text{ USD}$
Combustión Sumergida	$C_{DT} := C_D + B_F = 2.691 \times 10^7 \text{ USD}$

### Costos Fijos

Los costos fijos que dependen del costo del capital depreciable, costo del terreno y el costo de la preparación del mismo se calculan de acuerdo a la Tabla 4.1

Tabla 4.8 Costos fijos de ambas tecnologías de vaporización

<b>REJILLA ABIERTA</b>	
$f_L := 0.015$ $f_{LD} := 0.0211$ $C_F := C_D + f_L \cdot C_D + f_{LD} \cdot C_D = 3.087 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_F = 30.868 \text{ MMUSD}$
<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>	
$f_L := 0.015$ $f_{LD} := 0.0211$ $C_F := C_D + f_L \cdot C_D + f_{LD} \cdot C_D = 2.785 \times 10^7 \text{ USD}$	$C_F = 27.851 \text{ MMUSD}$

### Costo de Servicios

De acuerdo con la Tabla 4.1, los servicios se resumen en electricidad, combustible, vapor ( que en este caso no es necesario), agua y refrigeración. En el caso del equipo de Combustión Sumergida por su forma de operación, es necesario añadir el servicio de cloración del agua (para el ajuste del pH de la misma, como se describió en el capítulo III).

Ajuste de pH, servicio de NaOH<sup>8</sup>:

$$\text{Costo\_unit} := 1200 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$

$$\text{SCV}_{\text{equipos}} := 7 \quad \text{equipos}$$

$$\rho_{\text{NaOH}} := 2130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Consumo} := 0.5 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{equipo}}$$

$$\text{Costo} := \frac{\text{Costo\_unit} \cdot \text{Consumo} \cdot \text{SCV}_{\text{equipos}}}{\rho_{\text{NaOH}}} = 1.972 \frac{\text{USD}}{\text{h}} \quad \text{Base anual:}$$

$$\boxed{360 \text{day} = 8.64 \times 10^3 \cdot \text{hr}}$$

$$\text{Costo}_{\text{NaOH}} := \text{Costo} \cdot 8640 = 1.704 \times 10^4 \quad \text{USD}$$

Para la **energía eléctrica**, se desglosará por los equipos que la consumen para cada uno de los vaporizadores estudiados.

- Bombas GNL (ambos equipos):

$$\text{BHP} := 3.771 \cdot 10^3 \quad \text{HP}$$

$$\boxed{1 \text{hp} = 0.746 \cdot \text{kW}}$$

$$\text{HP}_{\text{GNL2}} := \text{BHP} \cdot 0.746 = 2.813 \times 10^3 \quad \text{kW}$$

---

<sup>8</sup> *Ibdem* 7 p. 15.

Suponiendo la generación de energía eléctrica a través de una turbina de gas con una eficiencia del 33%:

$$1\text{kW} = 3.412 \times 10^3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$P_{\text{GNL}} := \frac{\text{HP}_{\text{GNL2}} \cdot 3.412 \cdot 10^3}{33\%} = 2.909 \times 10^7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$P_{\text{GNL2}} := \frac{P_{\text{GNL}}}{1 \cdot 10^6} = 29.086 \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr}}$$

Con base en el precio unitario del MMBTU a un año:

$$6.07 \frac{\text{USD}}{\text{MMBTU}}$$

$$C_{\text{bomberoGNL1}} := P_{\text{GNL2}} \cdot 6.07 \cdot 8640 = 1.525 \times 10^6 \text{ USD}$$

$$C_{\text{bomberoGNL}} := \frac{C_{\text{bomberoGNL1}}}{1 \cdot 10^6} = 1.525 \text{ MMUSD}$$

- Bombas de agua para el vaporizador de Rejilla Abierta:

$$\text{BHP}_{\text{mar}} := 1.541 \cdot 10^3 \text{ HP}$$

$$\text{BHP}_{\text{mar2}} := \text{BHP}_{\text{mar}} \cdot 0.746 = 1.15 \times 10^3 \text{ kW}$$

De la misma manera que para las bombas de GNL, se supone la generación de energía eléctrica a través de una turbina de gas con una

eficiencia del 33%. También utilizando el precio unitario del MMBTU (6.07 USD/MMBTU), se calcula el costo anual del consumo de las bombas de agua:

$$P_{\text{agua}} := \frac{\text{BHP}_{\text{mar}} \cdot 3.412 \cdot 10^3}{33\% \cdot 1 \cdot 10^6} = 11.886 \quad \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr}}$$

$$C_{\text{bombeo}_{\text{agua}}} := \frac{P_{\text{agua}} \cdot 6.07 \cdot 8640}{1 \cdot 10^6} = 0.623 \quad \text{MMUSD}$$

- Sopladores de los vaporizadores de Combustión Sumergida:

Para el escape del CO<sub>2</sub>, resultado de la combustión de GNL para la vaporización del mismo, son necesarios unos sopladores cuyas características son<sup>9</sup>:

$$P_{\text{soplador}} := 300 \quad \frac{\text{kW}}{\text{equipo}}$$

$$\text{SCV}_{\text{equipos}} := 7 \text{ equipos}$$

$$P_{\text{sopladores}} := P_{\text{soplador}} \cdot \text{SCV}_{\text{equipos}} = 2.1 \times 10^3 \text{ kW}$$

---

<sup>9</sup> *Ibidem* 7 p. 14.

Como se ha está utilizando para la generación de la energía eléctrica, una turbina de gas también se utilizara para dar energía a estos equipos, con las mismas condiciones de operación que para los demás equipos:

$$P_{\text{sopladores2}} := \frac{P_{\text{sopladores}} \cdot 3.412 \cdot 10^3}{33\% \cdot 1 \cdot 10^6} = 21.713 \quad \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr}}$$

$$C_{\text{sopladores}} := \frac{P_{\text{sopladores2}} \cdot 6.07 \cdot 8640}{1 \cdot 10^6} = 1.139 \quad \text{MMUSD}$$

En el caso del **combustible consumido**, únicamente aplica a los vaporizadores de Combustión Sumergida por su forma de operación. Costo del combustible utilizado (utilizando una turbina con 33% de eficiencia y 6.07 USD/MMBTU):

$$R := 2.561 \cdot 10^8 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{hr}}$$

$$2.561 \cdot 10^{10} \frac{\text{J}}{\text{hr}} = 2.427 \times 10^7 \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$R_{\text{BTU}} := \frac{2.427 \cdot 10^7}{1 \cdot 10^6} = 24.27 \quad \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr}}$$

$$C_{\text{fuel}} := \frac{R_{\text{BTU}} \cdot 6.07 \cdot 8640}{1 \cdot 10^6} = 1.273 \text{ MMUSD}$$

Así como en su operación el combustible es necesario para los vaporizadores de Combustión Sumergida, el **agua** para los vaporizadores de Rejilla Abierta es necesaria:

$$A_{\text{agua}} := 3.772 \cdot 10^6 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$\rho_{\text{mar}} := 1025 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{\text{agua1}} := \frac{A_{\text{agua}}}{\rho_{\text{agua}}} = 3.772 \times 10^3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Siendo agua de mar lo que se utiliza para calentar el GNL en los equipos de combustión sumergida, no se considerará que exista alguna tarifa para el uso de la misma, más allá de lo que implique desecharla en las condiciones tales que cumplan con la respectiva norma federal.

### Costo de Operación

Teniendo como base para el costo de las horas-hombre de un operador de una planta de proceso ( $12 \text{ USD/hr}$ ), donde únicamente se traduce a su costo anual (para ambos equipos de vaporización):

$$\text{Operador} := 12 \frac{\text{USD}}{\text{hr}} \quad \boxed{1 \text{ año} = 8640 \text{ h}}$$

$$O_L := \frac{12 \cdot 8640}{1 \cdot 10^6} = 0.104 \quad \text{MMUSD}$$

### Costo de la Supervisión de la Operación y Control de Calidad

De acuerdo a la Tabla 4.1, ambos son función del costo del trabajo de operador, el 20%, previamente calculado (para ambos equipos):

$$O_S := 0.2 \cdot O_L = 0.021 \quad \text{MMUSD}$$

$$O_{QC} := 0.2 \cdot O_L = 0.021 \quad \text{MMUSD}$$

Trabajo de Mantenimiento, Material de Mantenimiento y Suministros de Operación

El trabajo de mantenimiento, el material de mantenimiento y los suministros de operación, dependen de los costos fijos de cada una de las tecnologías de regasificación de acuerdo a la Tabla 4.1:

Tabla 4.9 Costos de Mantenimiento y Suministros para ambas tecnologías

<b>REJILLA ABIERTA</b>		
Trabajo de Mantenimiento	$M_L := 0.027 \cdot C_F = 0.833 \text{ MMUSD}$	$M_L = 0.833 \text{ MMUSD}$
Material de Mantenimiento	$M_M := 0.018 \cdot C_F = 0.556 \text{ MMUSD}$	$M_M = 0.556 \text{ MMUSD}$
Suministros de Operación	$S_O := 0.0075 \cdot C_F = 0.232 \text{ MMUSD}$	$S_O = 0.232 \text{ MMUSD}$
<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>		
Trabajo de Mantenimiento	$M_L := 0.027 \cdot C_F = 0.752 \text{ MMUSD}$	$M_L = 0.752 \text{ MMUSD}$
Material de Mantenimiento	$M_M := 0.018 \cdot C_F = 0.501 \text{ MMUSD}$	$M_M = 0.501 \text{ MMUSD}$
Suministros de Operación	$S_O := 0.0075 \cdot C_F = 0.209 \text{ MMUSD}$	$S_O = 0.209 \text{ MMUSD}$

## Costos Indirectos

Dentro de estos costos, se incluyen la depreciación del equipo, considerada del 10% anual con un tiempo de vida de 15 años. Los impuestos por la propiedad y el seguro, los cuales varía de acuerdo al equipo de vaporización:

Tabla 4.10 Costos Indirectos de ambas tecnologías

<b>REJILLA ABIERTA</b>		
Depreciación	$f_s := 10\%$ $V_{\text{planta}} := 15 \text{ años}$ $C_{DT} = 29.885 \text{ MMUSD}$ $\text{Depreciacion} := \frac{(1 - f_s) \cdot C_{DT}}{V_{\text{planta}}}$	Depreciacion = 1.793 MMUSD
Impuestos por Propiedad	$I_p := 0.02 \cdot C_F$	$I_p = 0.617 \text{ MMUSD}$
Seguro	$\text{Seguro} := 0.01 \cdot C_F$	Seguro = 0.309 MMUSD
<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>		
Depreciación	$f_s := 10\%$ $V_{\text{planta}} := 15 \text{ años}$ $C_{DT} = 26.906 \text{ MMUSD}$ $\text{Depreciacion} := \frac{(1 - f_s) \cdot C_{DT}}{V_{\text{planta}}}$	Depreciacion = 1.614 MMUSD

Impuestos por Propiedad	$I_P := 0.02 \cdot C_F$	$I_P = 0.557 \text{ MMUSD}$
Seguro	$\text{Seguro} := 0.01 \cdot C_F$	$\text{Seguro} = 0.279 \text{ MMUSD}$

Dentro de los costos indirectos, como se ilustra en la Figura 4.1, existen unos que hacen referencia a instalaciones como restaurantes o laboratorios de control de calidad, los cuales no se consideraran dentro de la comparación de las tecnologías estudiadas debido a que están fuera de foco del alcance de este trabajo. Por último con los resultados se obtiene el costo total de producción ( $C_{TOTAL}$ ) por equipo, utilizando la ecuación 4.8. Tomando como base la Tabla 4.1:

$$C_{TOTAL} = \text{Servicios}_{\text{Vaporizador}} + O_L + O_S + O_{CC} + M_L + M_M + S_O + \text{Depreciacion} + I_P + \text{Seguro} \quad (4.8)$$

Tabla 4.11 Costo anual total de la producción de ambos vaporizadores

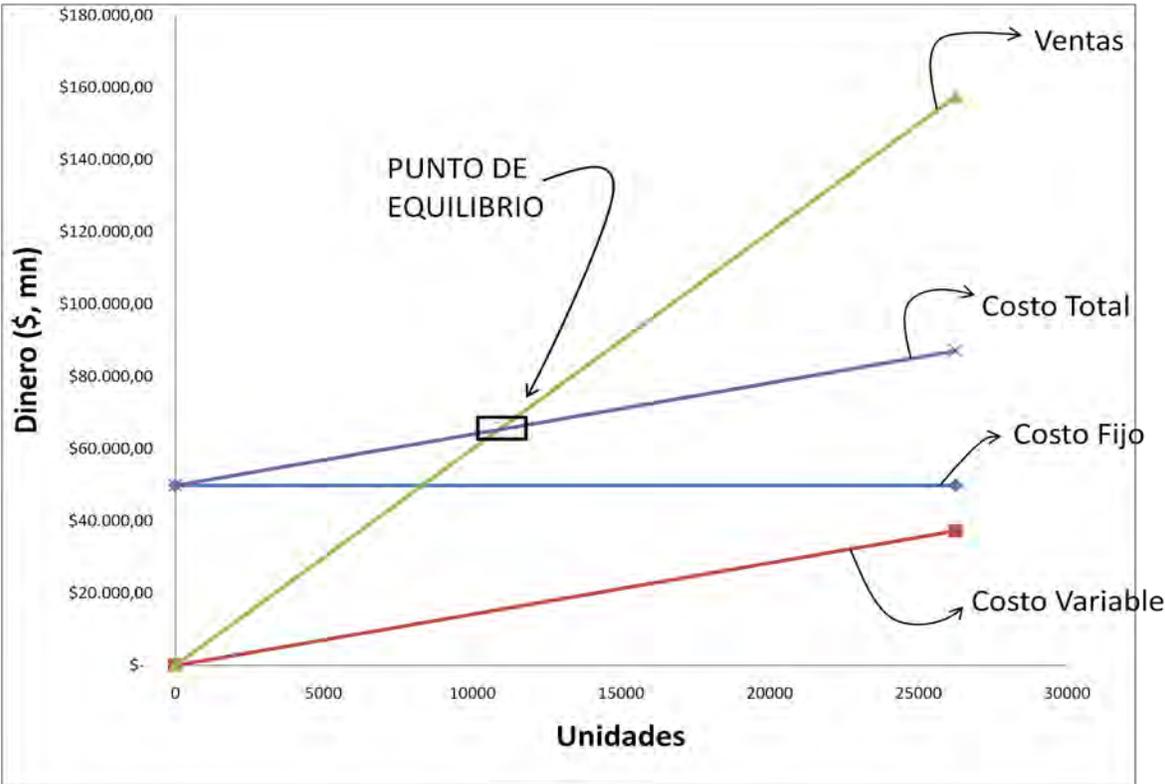
<b>COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN</b>		
	REJILLA ABIERTA (MMUSD/año)	COMBUSTIÓN SUMERGIDA (MMUSD/año)
Servicios (Servicios <sub>vaporizador</sub> )	Servicios <sub>ORV</sub> := 2.149	Servicios <sub>SCV</sub> := 3.954
Costo de Operación (O <sub>L</sub> )	O <sub>L</sub> = 0.104	O <sub>L</sub> = 0.104
Costo de Supervisión (O <sub>S</sub> )	O <sub>S</sub> = 0.021	O <sub>S</sub> = 0.021
Costo de Control de Calidad (O <sub>CC</sub> )	O <sub>CC</sub> := 0.021	O <sub>CC</sub> := 0.021
Trabajo de Mantenimiento (M <sub>L</sub> )	M <sub>L</sub> = 0.833	M <sub>L</sub> = 0.752
Material de Mantenimiento (M <sub>M</sub> )	M <sub>M</sub> = 0.556	M <sub>M</sub> = 0.501
Suministros de Operación (S <sub>O</sub> )	S <sub>O</sub> = 0.232	S <sub>O</sub> = 0.209
Depreciación (Depreciacion)	Depreciacion = 1.793	Depreciacion = 1.614
Impuesto de Propiedad (I <sub>P</sub> )	I <sub>P</sub> = 0.617	I <sub>P</sub> = 0.557
Costo del Seguro (Seguro)	Seguro = 0.309	Seguro = 0.279
<b>COSTO TOTAL</b> (C <sub>TOTAL</sub> )	<b>C<sub>TOTAL</sub> = 6.614</b>	<b>C<sub>TOTAL</sub> = 7.991</b>

#### IV. PUNTO DE EQUILIBRIO

Se define como punto de equilibrio al nivel donde dejan de existir las pérdidas y comienza a haber utilidades. El punto de equilibrio se da en función de los costos fijos (costos indirectos), los costos variables (costos directos) y las ventas. Utilizando un método gráfico se puede

determinar, esta ilustra la relación entre las ventas y los gastos de manera que indica qué volumen de ingresos cubre en forma exacta los gastos. Un volumen inferior de las ventas con respecto al punto de equilibrio ocasionarían pérdidas y uno superior traerá mayor utilidad, como se muestra en la Figura 4.2:

Figura 4.2 Gráfica generalizada para la determinación del punto de equilibrio



En el caso de los vaporizadores, lo que se vende es el total de la producción del GNL, que en términos reales es la energía que representa lo que tiene valor comercial, entonces la relación a establecer para

determinar el punto de equilibrio es en tre millones de BTU vendidos (MMBTU vendidos).

Los **costos variables** se representan mediante una recta cuya pendiente difiere entre los vaporizadores, esto debido a que no utilizan los mismos servicios, por ejemplo los servicios para los vaporizadores de Combustión Sumergida son mayores por cuestión de la trata de agua con sosa (NaOH), los costos en Suministros de Operación ( $S_o$ ) para los vaporizadores de Rejilla Abierta son mayores. Entonces, con base en la Tabla 4.1, los servicios ( $Servicios_{Svaporizador}$ ), el costo de la operación ( $O_L$ ), el costo de la supervisión ( $O_s$ ), el costo de control de calidad ( $O_{cc}$ ), el trabajo de mantenimiento ( $M_L$ ), el material de mantenimiento ( $M_M$ ) y los suministros de operación ( $S_o$ ) son los que conforman los costos variables, calculados para cada tecnología. Una manera directa para determinar el punto de equilibrio se puede obtener igualando las ventas ( $V$ ) con los costos totales ( $CT$ ):

$$CT = V \quad (4.9)$$

$$CT = Precio * Cantidad_{PE} \quad (4.10)$$

$$Cantidad_{PE} = \frac{CT}{Precio} \quad (4.11)$$

Utilizando la Ecuación 4.11 para cada uno de los vaporizadores:

$$\text{Precio} := 6.07 \cdot 10^{-6} \frac{\text{MMUSD}}{\text{MMBTU}} \quad \text{CT}_{\text{ORV}} := 6.614 \quad \text{MMUSD}$$

$$\text{CT}_{\text{SCV}} := 7.991 \quad \text{MMUSD}$$

$$\text{Cantidad}_{\text{ORV}} := \frac{\text{CT}_{\text{ORV}}}{\text{Precio}}$$

$$\text{Cantidad}_{\text{SCV}} = 1.316 \times 10^6 \quad \text{MMBTU}$$

$$\text{Cantidad}_{\text{ORV}} = 1.09 \times 10^6 \quad \text{MMBTU}$$

La pendiente de la recta de los costos variables (CV), a la que se le puede definir como los costos variables unitarios (cv) se calcula mediante el cociente de los costos variables (CV) de cada vaporizador y la cantidad de MMBTU que se necesita vender para llegar al punto de equilibrio:

$$\text{CV}_{\text{ORV}} := 3.916 \quad \text{MMUSD}$$

$$\text{CV}_{\text{SCV}} := 5.562 \quad \text{MMUSD}$$

$$\text{cv}_{\text{ORV}} := \frac{\text{CV}_{\text{ORV}}}{\text{Cantidad}_{\text{ORV}}}$$

$$\text{cv}_{\text{SCV}} := \frac{\text{CV}_{\text{SCV}}}{\text{Cantidad}_{\text{SCV}}}$$

$$\text{cv}_{\text{ORV}} = 3.594 \times 10^{-6} \frac{\text{MMUSD}}{\text{MMBTU}}$$

$$\text{cv}_{\text{SCV}} = 4.225 \times 10^{-6} \frac{\text{MMUSD}}{\text{MMBTU}}$$

Por otro lado la curva de las **ventas** (V) depende únicamente del precio (como pendiente de la misma). Los costos que no dependen de la producción son los **costos fijos** (CF), los cuales incluyen la depreciación (Depreciación), los impuestos sobre la propiedad ( $I_p$ ) y el costo del seguro (Seguro). Los **costos totales** (CT) se calculan en función de los costos variables (CV) y los costos fijos (CF). Gráficamente el punto de equilibrio se determina con las curvas de los costos totales (CT) y de las ventas (V):

Figura 4.3 Punto de equilibrio para los vaporizadores de Rejilla Abierta

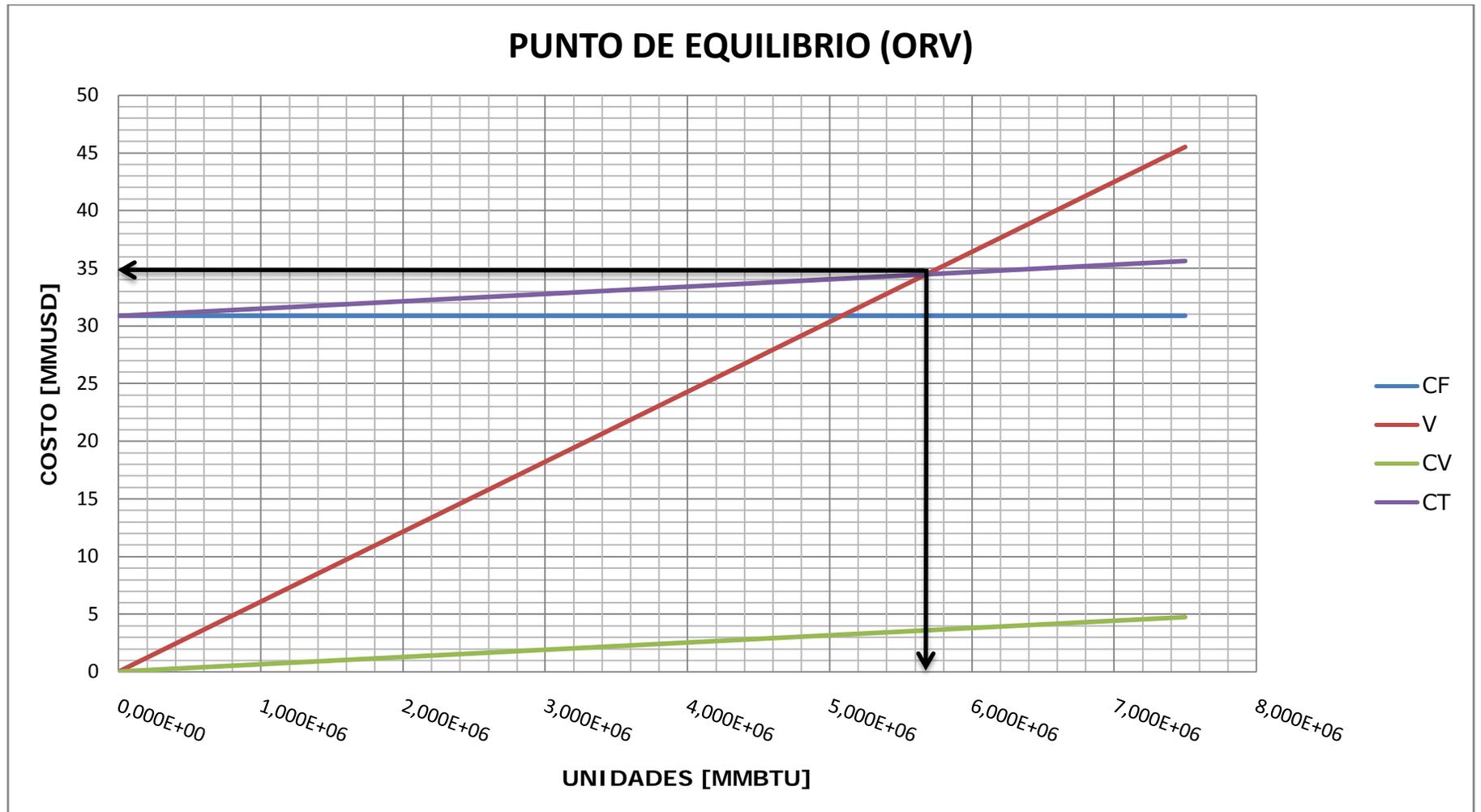
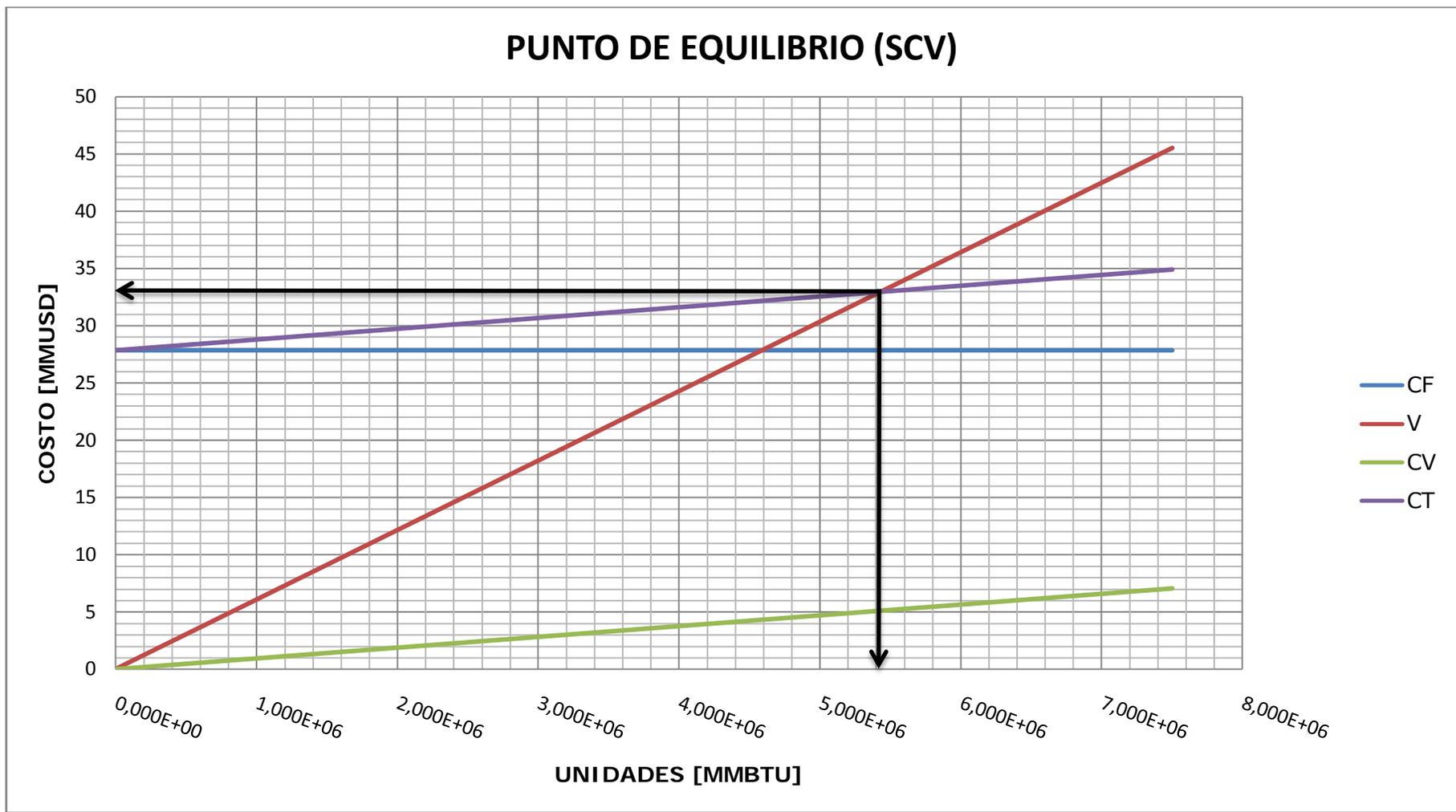


Figura 4.4 Punto de equilibrio para los vaporizadores de Combustión Sumergida



# ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

## “ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES”

Para realizar una comparación real entre las diferentes tecnologías son necesarios aspectos en común que se relacionen entre ellos, y como en principio el aspecto económico que las dirige se traduce en una herramienta para poder tomar una decisión sobre que tecnología conviene más dados los aspectos generales tomados en cuenta.

Un enfoque práctico para poder realizar este análisis es a través del Punto de Equilibrio para cada una de las tecnologías estudiadas.

Como se muestra en la Figura 4.3, el punto de equilibrio se alcanza al producir  $5.64 \times 10^6$  MMBTU, es decir, al llegar a los 34.2 MMUSD aproximadamente. Teniendo un flujo energético aproximado de 21,250 MMBTU/h, el punto de equilibrio se alcanzaría en únicamente 265.4 h de producción.

$$PC = 805,732.78 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}} * \frac{1 \text{ BTU}}{1.055 \text{ kJ}} * \frac{1 \text{ MMBTU}}{10^6 \text{ BTU}} = 0.85 \frac{\text{MMBTU}}{\text{kgmol}}$$

$$\text{Flujo Energético} = 25,000 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} * 0.85 \frac{\text{MMBTU}}{\text{kgmol}} = 21,250 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}}$$

$$t_{ORV} = 5.64 \times 10^6 \text{ MMBTU} \div 21,250 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}} = 265.4 \text{ h}$$

Para los vaporizadores de Combustión Sumergida (Figura 4.4) el punto de equilibrio se alcanza a los  $5.4 \times 10^6$  MMBTU producidos, que representan alrededor de 33 MMUSD. En este caso debido a que se tiene una recirculación del 1.271% del total, se tiene un flujo energético de 20,979.7 MMBTU/h, que con la cantidad necesaria de MMBTU para alcanzar el punto de equilibrio, el tiempo estimado de recuperación es de 257.4 h.

$$\text{Flujo Energético} = 25,000 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}} * (1 - 0.01271) * 0.85 \frac{\text{MMBTU}}{\text{kgmol}}$$

$$\text{Flujo Energético} = 20,979.7 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}}$$

$$t_{SCV} = 5.4 \times 10^6 \text{ MMBTU} \div 20,979.7 \frac{\text{MMBTU}}{\text{h}} = 257.4 \text{ h}$$

De acuerdo con esto es muy claro que no es mucha la diferencia entre el tiempo para recuperar el capital invertido para ambas tecnologías de regasificación, por un lado para los vaporizadores de Rejilla Abierta son necesarias 266h de operación para llegar al punto de equilibrio, mientras que para los vaporizadores de Combustión Sumergida 258h, las cuales no marcan punto determinante para establecer una diferencia

sustancial entre ellas. Lo que determina esto son los costos fijos que comparados con los costos de producción son significativamente mayores y la diferencia de estos entre ambas tecnologías es también poca.

Tomando en cuenta otro aspecto de igual importancia tanto en la operación como en los costos de vaporización de cada equipo, son los servicios que utilizan, por un lado los servicios para los vaporizadores de Rejilla Abierta necesitan únicamente una bomba para llevar el agua de mar a través del equipo para calentar el I G NL, aunque grandes cantidades de agua se necesitan para esto ( $3.78 \times 10^6$  kg/h) esto no implica un costo mayor que los que representan los servicios para los vaporizadores de Combustión Sumergida, el cual necesita agua con un tratamiento especial (como ya se mencionó en el capítulo III) lo que se puede ver en los costos de los servicios, los cuales son mayores que en los vaporizadores de Rejilla Abierta. Por otro lado en cuestión de operación, los vaporizadores de Rejilla Abierta por su forma presentan menos problemas, de acuerdo con esto, un sistema de bombeo que hace escurrir el agua es mejor que la operación de un vaporizador de Combustión Sumergida donde se necesita un monitoreo constante del baño de agua para evitar que se formen incrustaciones en las tuberías internas y así disminuir el rendimiento del equipo, esto no quiere decir que no existan problemas con los vaporizadores de Rejilla Abierta, estos

presentan incrustaciones en las tuberías del GNL debido a que se llega a congelar el agua cuando exista alguna variación en el flujo, que es muy sencillo de remover por medio mecánicos.

La operación de cualquier equipo conlleva un riesgo, así también los vaporizadores lotienen, en comparación los vaporizadores de Combustión Sumergida y los vaporizadores de Rejilla Abierta se consideran los diferentes aspectos con los que se trata el GNL, por un lado en los equipos de Combustión Sumergida se tiene un riesgo mayor ya que al ser un flujo inflamable (que representa un riesgo inherente para ambos equipos) el medio de calentamiento es la combustión de parte del gas natural, todo dentro del mismo equipo a diferencia del vaporizador de Rejilla Abierta el cual su operación no aporta riesgos aparte de los que el fluido de proceso representa.

Por último, otro aspecto que se debe considerar es la cantidad de proveedores de ambos equipos y la cantidad de información que se tiene de otras plantas Regasificadoras, teniendo en cuenta que en un 70% de las plantas se utiliza la tecnología de Rejilla Abierta y en un 20% la de Combustión Sumergida, el restante 10% lo ocupan diferentes tecnologías o patentes de equipos de vaporización, esto implica un mayor estudio en la técnica de vaporización utilizada en la tecnología de

Rejilla Abierta. Los principales proveedores<sup>1</sup> de la tecnología de Rejilla Abierta son *Sumimoto Precision Products* y *Kobelco*, mientras que para tecnología de Combustión Sumergida son *T-Thermal*, *Kaldair* y *Sumimoto Precision Products*.

El que ambas tecnologías sean las de mayor uso a nivel mundial refleja su efectividad y un equilibrio en la relación costo-beneficio. Por medio de diferentes aspectos de estas tecnologías fueron medidas para poder establecer un criterio de selección óptimo para una posible instalación en las costas del Golfo de México. Como ya se estableció que económicamente no es significativa la diferencia (siendo muy estrictos los vaporizadores de Combustión Sumergida una mejor opción debido al punto de equilibrio), la operación es un criterio clave para determinar que la tecnología que más conviene es la de Rejilla Abierta, esto es porque siendo el agua de mar el fluido de servicio que se utiliza el establecer una planta Regasificadora en la costa es una ventaja estratégica estableciéndose cerca de un lugar donde se cuenta con los servicios necesario para operar sin necesidad de invertir mucho en el transporte de los mismos. Claro es, que para una selección definitiva se necesita hacer una evaluación más profunda de las tecnologías y así poder tomar la mejor decisión.

---

<sup>1</sup> Rosado Cruz, Mayra Jazmín, “Evaluación de las Tecnologías Disponibles para Regasificación de Gas Natural Licuado (GNL)”, México 2009, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, UNAM, Facultad de Química.

De manera representativa, se puede resumir estos dos equipos de vaporización a partir de lo ya descrito, de acuerdo con las siguientes características:

- **Aspectos Técnicos**, donde se toma en cuenta los servicios que utilizan, equipos adicionales, eficiencia de los mismos.
- **Impacto Ambiental**, hace referencia a posibles emisiones de los equipos, así como del tratamiento de los desechos (cuando sea el caso).
- **Operación y Mantenimiento**, como su nombre lo dice, se toma en cuenta lo que implica tanto la operación como el mantenimiento, la dificultad de la operación, así como la frecuencia y el tipo de mantenimiento.
- **Seguridad**, los riesgos que implica la operación del equipo tanto para los trabajadores como para la planta.
- **Costos**, de manera más general que en la evaluación pero teniendo como base los resultados de la misma.
- **Disponibilidad del Equipo**, esto en relación a los proveedores, que a su vez tiene que ver con el uso de los equipos.
- **Tamaño**, esto porque es un tema que se debe tener en cuenta sobre todo cuando no se tiene mucho espacio disponible para la construcción de una planta.

La calificación de esta comparación cualitativa se dará con respecto a la siguiente escala:

Tabla 6.1 Valores de la Evaluación Cualitativa

<b>EVALUACIÓN</b>	<b>CALIFICACIÓN</b>
<b>Excelente</b>	<b>5</b>
<b>Bueno</b>	<b>4</b>
<b>Regular</b>	<b>3</b>
<b>Malo</b>	<b>2</b>
<b>Pésimo</b>	<b>1</b>

Tabla 6.2 Comparación Cualitativa de las Tecnologías

	<b>REJILLA ABIERTA</b>	<b>COMBUSTIÓN SUMERGIDA</b>
<b>Aspectos Técnicos</b>	<b>5</b>	<b>4</b>
<b>Impacto Ambiental</b>	<b>4</b>	<b>3</b>
<b>Operación y Mantenimiento</b>	<b>5</b>	<b>4</b>
<b>Seguridad</b>	<b>5</b>	<b>3</b>
<b>Costos</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Disponibilidad del Equipo</b>	<b>5</b>	<b>4</b>
<b>Tamaño</b>	<b>5</b>	<b>4</b>
<b>TOTAL</b>	<b>32</b>	<b>26</b>

# APÉNDICES

## "APENDICES"

### I. APÉNDICE A

#### PROPIEDADES DEL GNL Y GN

Cálculo de la densidad del GNL<sup>1</sup> a una temperatura de 115 K:

$$B1 := 2.9214$$

$$B2 := 0.28976$$

$$B3 := 190.56$$

$$B4 := 0.28881$$

$$\rho := \frac{B1}{B2 \left[ 1 + \left( 1 - \frac{T1}{B3} \right)^{B4} \right]} = 26.384 \quad \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Para el cálculo de la capacidad calorífica (Cp) se tomaron datos experimentales, y se aproximó a la temperatura de operación con una regresión lineal<sup>2</sup>:

$$T_{\text{uno}} := 102.3 \text{ K} \quad T_{\text{dos}} := 140.5 \text{ K}$$

$$C_{p_{\text{uno}}} := 54.8 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \quad C_{p_{\text{dos}}} := 59.8 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

Cálculo de la capacidad calorífica (Cp) a partir de la ecuación de regresión lineal, a una temperatura de 115 K:

---

<sup>1</sup> PERRY, Robert, et. al. "Perry's Chemical Engineers Handbook", 7a edición, McGraw Hill, 1999, p. 2-98, tabla 2-30

<sup>2</sup> REID Robert, PRAUSNITZ John M., "The Properties of Gases & Liquids", 4a edición, McGraw Hill, 1987, p. 142, table 5-12.

$$C_p := \left( \frac{C_{p_{\text{dos}}} - C_{p_{\text{uno}}}}{T_{\text{dos}} - T_{\text{uno}}} \right) (T_1 - T_{\text{uno}}) + C_{p_{\text{uno}}} = 55.958 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

De la misma manera, se puede calcular el calor específico para el GN, a la temperatura de saturación:

$$T_{\text{sat}} := -72.9 + 273.15 = 200.25 \quad \text{K}$$

$$C_{p_{\text{GN}}} := \left( \frac{C_{p_{\text{dos}}} - C_{p_{\text{uno}}}}{T_{\text{dos}} - T_{\text{uno}}} \right) (T_{\text{sat}} - T_{\text{uno}}) + C_{p_{\text{uno}}} = 67.621 \quad \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

La viscosidad del GNL se calculó<sup>3</sup>, a una temperatura de 115 K:

$$D_1 := -2.687 \cdot 10$$

$$D_2 := 1.15 \cdot 10^3$$

$$D_3 := 1.871 \cdot 10^{-1}$$

$$D_4 := -5.211 \cdot 10^{-4}$$

$$\mu := e^{D_1 + \frac{D_2}{T_1} + D_3 \cdot T_1 + D_4 \cdot T_1^2} = 0.115 \quad \text{cP}$$

Análisis dimensional de la longitud equivalente para la caída de presión en los vaporizadores de rejilla abierta:

$$L = P * \frac{1}{\rho} * \frac{g_c}{g} [=] \frac{\vec{lb}}{in^2} * \frac{144 in^2}{ft^2} * \frac{ft^3}{lb} * \frac{\frac{lb * ft}{\vec{lb} * s^2}}{\frac{ft}{s^2}} [=] ft$$

Análisis de la diferencia de velocidades (en el balance para la presión de succión de las bombas de agua) con diámetro y flujo igual:

<sup>3</sup> *Ibdem* 2, pp. 442, 455, tabla 9-8

$$V_1 = \frac{Q}{A_1} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} d_1^2} \Rightarrow d_1^2 = \frac{\pi V_1}{4 Q}$$

$$V_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} d_2^2} \Rightarrow d_2^2 = \frac{\pi V_2}{4 Q}$$

Si  $d_1 = d_2$ :

$$\frac{\pi V_1}{4 Q} = \frac{\pi V_2}{4 Q} \Rightarrow V_1 = V_2$$

El poder calorífico se calculó:

$$PC = \sum X_i * PM_i * PCN_i$$

Donde:

PC: poder calorífico total [KJ/Kg mol]

PCN<sub>i</sub>: poder calorífico del compuesto [KJ/Kg mol]

PM<sub>i</sub>: peso molecular del compuesto *i*

X<sub>i</sub>: fracción mol del compuesto *i*

Los resultados son:

COMPONENTE	FRACCIÓN	PM	X*PM	PCN [KJ/kg]	PCN [KJ/kgmol]
Metano	99,31%	16	15,89	5,003E+04	794.956,69
Etano	0,28%	30	0,084	4,749E+04	3.989,16
Propano	0,20%	44	0,088	4,636E+04	4.079,68
n-Butano	0,05%	58	0,029	4,605E+04	1.335,45
i-Butano	0,04%	58	0,0232	4,517E+04	1.047,94
n-Pentanos	0,01%	72	0,0072	4,498E+04	323,86
i-Pentanos	0,01%	72	0,0072	----	----
Nitrógeno	0,10%	28	0,028	----	----
PM <sub>total</sub>			16,16	PC <sub>total</sub> =	805.732,78

## II. APENDICE B

Cálculo del número de equipos necesarios de acuerdo a los requerimientos técnicos:

$$F_{\text{GNL}} := 101556 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{GNL}} := \frac{26.384 \cdot 16.02}{1000 \cdot 35.31} = 0.012 \frac{\text{ton}}{\text{ft}^3}$$

- Análisis dimensional de la densidad del GNL

$$\rho_{\text{GNL}} = \frac{\frac{\text{kmol} \cdot \text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{kmol}}}{\frac{\text{kg} \cdot \text{ft}^3}{\text{ton} \cdot \text{m}^3}} [=] \frac{\text{ton}}{\text{ft}^3}$$

Entonces:

$$\text{Capacidad} := F_{\text{GNL}} \cdot \rho_{\text{GNL}} = 1.216 \times 10^3 \frac{\text{ton}}{\text{h}}$$

$$\text{ORV}_{\text{eq}} := 220 \frac{\text{ton}}{\text{h} \cdot \text{equipo}}$$

$$\text{SCV}_{\text{eq}} := 190 \frac{\text{ton}}{\text{h} \cdot \text{equipo}}$$

$$\text{ORV} := \frac{\text{Capacidad}}{\text{ORV}_{\text{eq}}} = 5.526 \text{ equipos}$$

$$\text{SCV} := \frac{\text{Capacidad}}{\text{SCV}_{\text{eq}}} = 6.398 \text{ equipos}$$

# BIBLIOGRAFÍA

## "BIBLIOGRAFÍA"

- "LNG Vaporizer Options Study" (Pre Feed) by Foster Wheeler USA Corp. 2004

[http://www.regulations.gov/search/search\\_results.jsp?css=0&&Ntk=All&Ntx=mode+matchall&Ne=2+8+11+8053+8054+8098+8074+8066+8084+8055&N=0&Ntt=lng%20vaporizer%20option%20study&sid=12043AB4D9CB](http://www.regulations.gov/search/search_results.jsp?css=0&&Ntk=All&Ntx=mode+matchall&Ne=2+8+11+8053+8054+8098+8074+8066+8084+8055&N=0&Ntt=lng%20vaporizer%20option%20study&sid=12043AB4D9CB)

- M. J . R oseta, B . C . P rice, L . H immelberger, " *Optimize energy consumption for LNG vaporization*", Hydricarbon Processing, Enero 2006
- Valiente B alderas, An tonio, " *Problemas de Flujo de Fluidos*" Limusa, México 2006.
- Perry, Robert, et. al., " *Perry's Chemical Engineers Handbook*", 7a ed., McGraw Hill, 1999.
- Reid, R obert, P rausnitz, J ohn M ., " *The Properties of Gases and Liquids*", 4a ed., Mc Graw Hill, 1987.
- Branan, Carl, " *Rules of Thumb for Chemical Engineers*", 3 a e d., Gulf Professional Publusing, 2002
- Olujie, Z arko, " *Compute Friction Factors Fast for Flow in Pipes*", Chemical Engineering, Diciembre 1981.

- Quiroga Lopez, Jorge, "*Diseño y Construcción de Terminales de Regasificación*", España, 2006, 102 diapositivas.

[http://www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/pquiroga/disenos\\_const\\_terminales\\_regas.pdf](http://www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/pquiroga/disenos_const_terminales_regas.pdf)

- Rosado Cruz, Mayra Jazmín, "*Evaluación de las Tecnologías Disponibles para Regasificación de Gas Natural Licuado (GNL)*", México 2009, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, UNAM, Facultad de Química.
- Silla, Henry, "*Chemical Process Engineering Design and Economics*", Marcel Dekker Inc., USA, 2003.
- Crane Co., "*Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías*", McGraw Hill, México.
- Walas, Stanley M., "*Chemical Process Equipment Selection and Design*", Butterworth-Heinemann, USA, 1988.
- Towler, Gavin, et al., "*Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant Process Design*", Butterworth-Heinemann, USA, 2008.
- Kern, Donald Q., "*Procesos de Transferencia de Calor*", CECSA, México, 1999.
- Peters, Max, et al., "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 4a ed., McGraw Hill, USA, 1991.
- Prospectiva del Mercado de Gas Natural 2004-2013

[http://www.sener.gob.mx/webSener/res/PE\\_y\\_DT/pub/gas\\_nat\\_2004.pdf](http://www.sener.gob.mx/webSener/res/PE_y_DT/pub/gas_nat_2004.pdf)

- LNG Import Terminals – Recent Developments

[http://www.cheresources.com/lng\\_terminals.pdf](http://www.cheresources.com/lng_terminals.pdf)

- Introduction to LNG: An Overview on Liquefied Natural Gas (LNG), Its Properties, Organization of the LNG Industry and Safety Considerations

[http://www.beg.utexas.edu/energyecon/lng/documents/CEE\\_INTRODUCTION\\_TO\\_LNG\\_FINAL.pdf](http://www.beg.utexas.edu/energyecon/lng/documents/CEE_INTRODUCTION_TO_LNG_FINAL.pdf)

- Terminal de GNL Baja California. Resumen Técnico. Permiso Núm. G/139/ALM/2003

<http://www.cre.gob.mx/registro/permisos/gas/Anexos/139alm03/anex2.pdf>

- NOM-013-SECRE-2004. Requisitos de seguridad para el diseño, construcción, operación y mantenimiento de plantas de almacenamiento de gas natural licuado que incluyen sistemas, equipos e instalaciones de recepción, conducción, vaporización y entrega de dicho combustible.

[http://www.sener.gob.mx/webSener/res/Acerca\\_de/nom013secre2004.pdf](http://www.sener.gob.mx/webSener/res/Acerca_de/nom013secre2004.pdf)