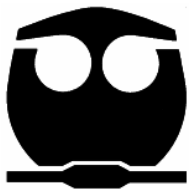


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA UNA PLANTA
REGASIFICADORA CON TECNOLOGÍA DE
COMBUSTIÓN SUMERGIDA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A
JOSÉ ROBERTO ARROYO RIVERA



MÉXICO, D.F.

2009



Universidad Nacional
Autónoma de México



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: REYNALDO SANDOVAL GONZÁLEZ

VOCAL: RAFAEL HERRERA NÁJERA

SECRETARIO: JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

1er SUPLENTE: MANUEL MIGUEL LÓPEZ RAMOS

2do SUPLENTE: BLANCA ESTELA GARCÍA ROJAS

SITIO DONDE SE DEARROLLÓ EL TEMA:
TORRE DE INGENIERÍA, UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

ASESOR DEL TEMA:

JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

SUSTENTANTE:

JOSÉ ROBERTO ARROYO RIVERA

A Dios, mi padre, mi amigo, mi fuerza, ese fresno inquebrantable que me alienta todos los días.

Este trabajo esta dedicado a mis ángeles de la guarda, que me ha enviado Dios; los cuales nunca se han apartado de mí, parte de mis genes, parte de mi sangre, parte de mi vida. Con todo mi cariño y amor, para ustedes... Mamá y Maju.

A Jesús Velásquez, mi tío, que siempre esta cuando lo necesito y a pesar de mi temperamento esta hombro con hombro conmigo.

A mi hermano, quien sin saberlo siempre me ha motivado a ser mejor.

A la UNAM y en particular a la profesora Berenice Zepeda y al Ing. Ortiz, por sus sabios consejos, su valiosa ayuda y su amistad incondicional. Gracias.

A todos los que han estado presentes en mi vida y que me han ayudado a ser lo que el día de hoy soy.

“Lo que el hombre realmente necesita no es vivir sin tensiones, sino esforzarse y luchar por una meta que le merezca la pena”.

Victor Frankl

ÍNDICE

RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN	2
1.0 PANORAMA GENERAL DEL GAS NATURAL LICUADO	3
1.1 Historia	3
1.2 Características	3
1.3 Panorama actual	6
1.4 Panorama en México	10
2.0 TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA REGASIFICACIÓN	11
2.1 Vaporizadores de rejilla abierta	11
2.2 Vaporizadores de aire ambiente	12
2.3 Vaporizadores de combustión sumergida	12
2.4 Vaporizador de baño de agua	13
2.5 Vaporizadores de fluido intermedio con calentador a fuego directo	14
2.6 Vaporizadores de tubos y corazas	14
3.0 TECNOLOGÍA DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA	16
3.1 Descripción	16
3.2 Ventajas	17
3.3 Desventajas	18
3.4 Comentarios	18
4.0 CADENA DE VALOR DEL GN Y ESQUEMA DE PROCESO PARA LA TECNOLOGÍA DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA	20
4.1 Descripción	20
4.2 Licuefacción	20

4.3 Transporte	21
4.4 Regasificación	22
4.5 Esquema del proceso	26
4.6 Descripción de las corrientes principales de proceso	27
5.0 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	29
6.0 DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE EQUIPO	39
6.1 Tanques de almacenamiento	39
6.2 Bombas primarias	40
6.3 Bombas secundarias	40
6.4 Compresores (vapores)	41
6.5 Compresores (Distribución)	42
6.6 Vaporizadores de combustión sumergida	43
6.7 Bomba para transporte de agua dulce	44
6.8 Tanque de almacenamiento NaOH	44
6.9 Tanque agitado	45
7.0 ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO	46
8.0 ESTIMACIÓN DE COSTOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA	48
8.1 Estimación de costos	48
8.1.1 Tanques de almacenamiento	48
8.1.2 Bombas primarias	48
8.1.3 Bombas secundarias	49
8.1.4 Condensador de GN	49
8.1.5 Compresores de GN (Boil-Off)	49
8.1.6 Compresores de GN (Distribución)	49
8.1.7 Vaporizadores de combustión sumergida	50

8.1.8	Bombas para transporte de agua dulce	50
8.1.9	Tanque de almacenamiento NaOH	50
8.1.10	Tanque agitado	50
8.1.11	Costo total de los equipos	51
8.1.12	Terminal marina	51
8.1.13	Costo de planta	52
8.2	Evaluación económica	52
8.2.1	Estado pro forma	52
8.2.2	Tasa de descuento	55
8.2.3	Valor Presente Neto (VPN)	55
8.2.4	Tasa Interna de Retorno (TIR)	55
8.2.5	Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)	55
9.0	ANÁLISIS DE RESULTADOS	56
10.0	CONCLUSIONES	63
11.0	APÉNDICES	64
12.0	BIBLIOGRAFÍA	89

RESUMEN

Dentro de la presente tesis se realiza un análisis técnico y económico para evaluar una planta regasificadora de Gas Natural Licuado (GNL) a base de vaporizadores que aplican la tecnología de combustión sumergida. Este trabajo se realiza con la finalidad de obtener los consumos energéticos originados durante el proceso; tomando como base que la planta se ubicará en las costas de Mérida (Yucatán) y poseerá una capacidad de 500 MMPCSD (Millones de pies cúbicos estándar diarios). Los resultados obtenidos a partir de los criterios de factibilidad económica del proyecto, permiten garantizar que la aplicación de esta tecnología es rentable y atractiva.

INTRODUCCIÓN

La energía es de suma importancia debido a su contribución en el desarrollo social y económico a nivel mundial, por ser un elemento esencial en la calidad de vida y en su contribución en las actividades productivas. Se requiere almacenar los recursos energéticos con el fin de controlar mejor su producción, transporte y distribución, para garantizar así el abastecimiento de los consumidores.

En la actualidad debido a los altos costos y disminución de las reservas mundiales de petróleo, es necesario considerar fuentes alternas de energía, las cuales deben ofrecer beneficios ecológicos y económicos con respecto a éste combustible. Así, hoy en día y gracias a los adelantos tecnológicos, el gas natural se licua y almacena para ser transportado de una región a otra y posteriormente se regasifica para su comercialización. Por lo tanto el gas natural al ser una energía limpia y poco contaminante en comparación con otros combustibles por unidad de energía producida y su bajo impacto ambiental, cumple con los requisitos para ser considerado una excelente fuente alterna de energía. Además de que ofrece beneficios como ser un energético práctico, cómodo, económico y seguro que ofrece grandes posibilidades en su utilización.

El objetivo de esta tesis es el realizar la ingeniería conceptual necesaria para evaluar técnica y económicamente, el proyecto de una planta regasificadora, usando como tecnología vaporizadores de combustión sumergida; por lo que esta tesis forma parte de de un trabajo integral de mayor alcance, en donde otros estudiantes lleven a cabo la ingeniería conceptual de las otras tecnologías disponibles en el proceso, y una vez obtenidos los resultados compararlos para seleccionar la mejor.

1.0 PANORAMA GENERAL DEL GAS NATURAL LICUADO

1.1 Historia

La licuefacción del gas natural (GN) surge en el siglo XIX durante los experimentos de Michael Faraday con la licuefacción de diferentes tipos de gases. En Munich, en 1873, el ingeniero alemán Karl Von Linde construyó la primera máquina de refrigeración a compresión y fue hasta el año de 1912, cuando se construyó la primer planta de gas natural licuado (GNL) en el Oeste de Virginia, que inició a operar en 1917. En 1944, ocurrió el primer accidente serio en Cleveland, Ohio, originado por ignorancia sobre el almacenamiento de los líquidos criogénicos y por violar los reglamentos de aquel tiempo, dicho accidente detuvo el desarrollo de este sector por más de 10 años.

En Enero de 1959, “El Pionero Metano (The Methane Pioneer)”, un buque reconstruido en la segunda guerra mundial, cargando cinco tanques prismáticos de aluminio de 7000 barriles de capacidad con soportes de madera, se convirtió en el primer buque tanque al llevar una carga de GNL de Louisiana al Reino Unido; motivo que despertó el interés de los inversionistas al demostrarse que era posible transportar el preciado energético de forma segura a través de los mares. El Consejo Británico de Gas procedió a implementar un proyecto comercial para importar GNL de Venezuela a su isla de Canvey, pero, antes de que los tratos comerciales pudieran ser terminados, fueron descubiertos grandes yacimientos en Argelia, que poseía una mejor distancia estratégica para el transporte con Venezuela; desde entonces y hasta la fecha Argelia se ha convertido en uno de los principales exportadores de GNL a nivel mundial. Con estos hechos, se inició un crecimiento mundial del sector, bajo la construcción de nuevas plantas de licuefacción y terminales de importación y para el año 2003 existían a nivel mundial 17 terminales de exportación de GNL, 40 terminales de importación (Regasificación) y 136 embarcaciones de GNL.

1.2 CARACTERISTICAS

El gas natural proviene de yacimientos debajo de la superficie de la Tierra. Algunas veces, sube a la superficie naturalmente y es producido como gas no-asociado, otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado), y en algunos casos es producido constantemente por descomposición, como en los vertederos de basura.

El GN está compuesto principalmente por metano, pero por su variación en la composición se le suele clasificar de acuerdo a su lugar de origen; como ejemplos se tiene:

- Mezcla rica o KENAI.
- Mezcla estándar o GORGON.
- Mezcla pobre o AUSTRALIA.

Sus composiciones son las siguientes:

Tabla 1
Composición de tipos de GN

Compuesto	Composición			
	KENAI	GORGON	AUSTRALIA	MÉXICO
Metano	0.9931	0.9242	0.8645	0.9265
Etano	0.0028	0.0501	0.0897	0.0313
Propano	0.0020	0.0160	0.0357	0.0051
n-Butano	0.0005	0.0035	0.0053	0.0015
i-Butano	0.0004	0.0023	0.0043	0.0014
n-Pentano	0.0001	0.0000	0.0000	0.0059
i-Pentano	0.0001	0.0005	0.0001	0.0050
Nitrógeno	0.0010	0.0035	0.0004	0.0130
Bióxido de carbono	0.0000	0.0000	0.0000	0.0103

Fuente: Eurogas

El GNL posee las siguientes propiedades:

Tabla 2
Propiedades del GNL

Propiedades	Características
Temperatura	Entre -155 °C a -162°C @ 1 atm
Densidad	Entre 428 kg/m ³ a 471 kg/m ³
Temperatura de flama	1470 °C a 1900°C
Inodoro e incoloro	El GNL tiene la apariencia de agua hirviendo. A temperatura y presión atmosférica el volumen específico de su fase gaseosa es aproximadamente 600 veces la de su fase líquida.
Toxicidad	No es tóxico.
Disipación de vapores	Al ser calentado a una temperatura de -170°C es más ligero que el aire y se disipa si no se encuentra en lugares confinados.
Factor de expansión	1 a 600

La transformación del GN al estado líquido implica una reducción de volumen en una relación de 600 a 1 aproximadamente, lo que representa una ventaja logística y económica para su transporte y almacenamiento.

Mundialmente el mercado del gas se clasifica en doméstico, colectivo e industrial. El primero comprende el uso de gas en la cocina, calefacción y producción de agua caliente. El mercado comercial, aplica en su uso para calefacción y producción de agua caliente en establecimientos públicos. Finalmente el mercado industrial comprende desde los sopletes utilizados en talleres e industrias químicas, hasta las instalaciones de rasurado de picos “peakshaving⁽¹⁾”. Las compañías generadoras de electricidad suelen usar el gas natural para reducir los picos de demanda del mercado, cuando el gas que circula en los gasoductos no es suficiente.

Aunque el GNL ha sido manejado con mucha seguridad por muchos años, la industria no ha estado libre de otros incidentes, pero ha mantenido un record de seguridad excelente durante los últimos 40 años. Sólo se tienen registrados 4 accidentes graves en plantas relacionadas con el GNL, estos fueron:

- 20 de Octubre de 1944. La planta de GNL en Cleveland, Ohio tuvo un fallo en un tanque de almacenamiento, durante la explosión murieron 128 personas. El accidente fue originado por un mal diseño en el tanque, ya que violando la normatividad aplicable en aquella época se construyó el equipo con una cantidad menor de acero a la requerida, lo anterior con la intención de ahorrar el preciado metal en el periodo de la Segunda Guerra Mundial.
- Febrero de 1973. Staten Island, New York. Durante el mantenimiento del interior de un tanque de almacenamiento vacío, se desató un incendio. La presión aumentó generando que la cúpula cediera y cayera dentro del tanque, matando a 37 obreros.
- 1979, Lusby, Maryland, la instalación de GNL de Cove Point se generó una explosión provocada por el contacto entre una fuga de vapor de gas y los conductos eléctricos. El resultado fue un trabajador muerto.
- 19 de Enero del 2004. Skikda, Algeria. Se produjo una explosión en la planta de licuefacción de GNL de Sonatrach. Hubo 27 muertos, 80 heridos, tres de los seis trenes de GNL destruidos, la producción del año 2004 se redujo en un 76%.

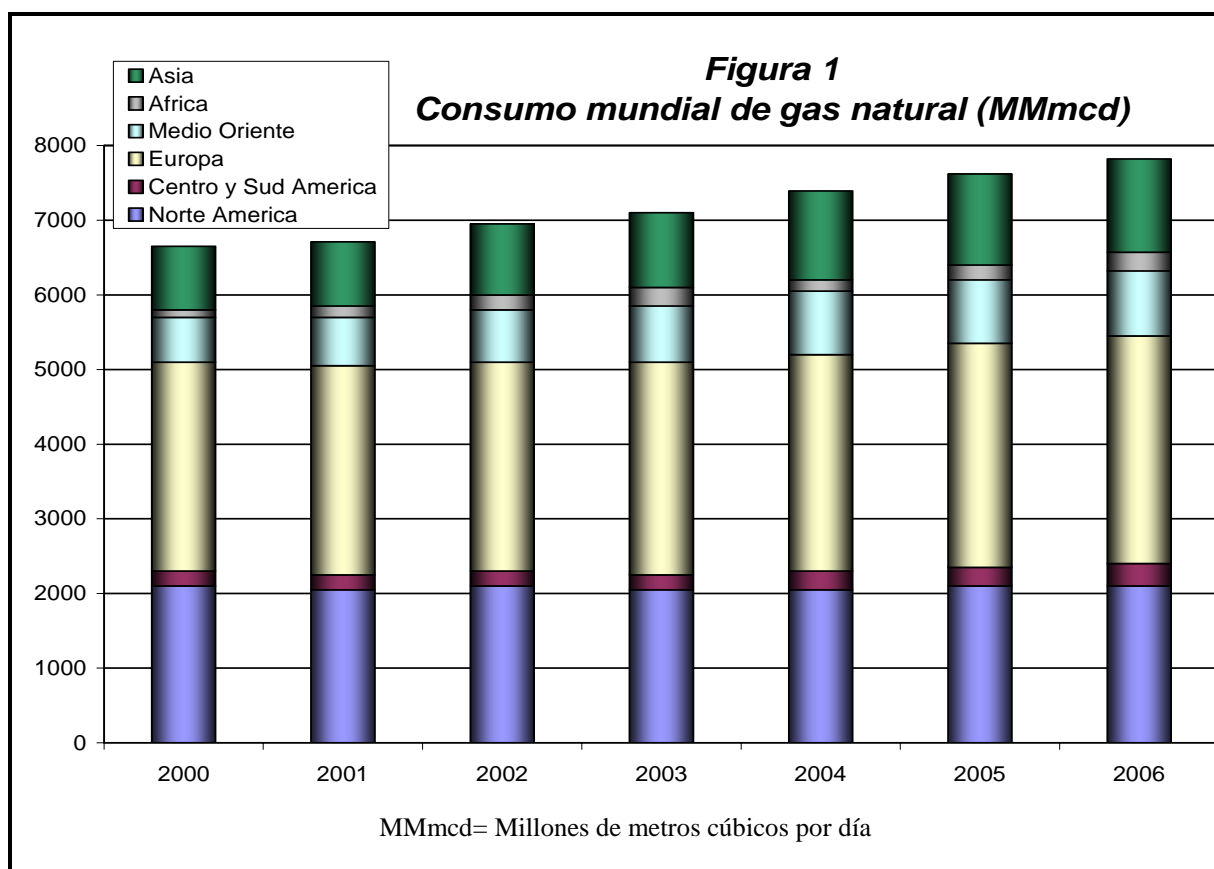
⁽¹⁾ Son instalaciones construidas para licuar y almacenar el gas natural durante los meses calurosos para su posterior regasificación y transporte a través de gasoductos durante el invierno.

El gas natural se quema sólo dentro de un angosto margen de mezcla gas-aire entre el 5% y el 15%. Si la concentración del combustible es menor al 5%, no podrá quemarse porque no hay suficiente combustible. Si la concentración excede el 15%, tampoco se quemará, debido a que la cantidad de oxígeno no será suficiente, y por lo tanto, el riesgo de que el GNL explote es mínimo; sólo ocurrirá cuando los siguientes eventos se den de manera simultánea: los vapores están dentro del margen de inflamabilidad, los vapores se encuentran en un espacio confinado y está presente una fuente de ignición.

Por los motivos anteriores, el GNL se ha convertido en una opción competitiva para ofrecer el combustible a cada vez más países, sobre todo a los que representan los grandes mercados de consumo y que carecen de autoabastecimiento en su mercado interno, o que buscan diversificación de suministros.

1.3 Panorama actual

Como consecuencia de ser utilizado como energético en la producción de electricidad y sus aplicaciones a nivel industrial y residencial, el consumo mundial del GN entre el año 2000 al 2006 ha aumentado de la forma siguiente:



Fuente: Enegas

Para el año 2007, el panorama general del gas natural a nivel mundial fue el siguiente:

Tabla 3
Panorama Gas Natural⁽²⁾

País	Producción (m³)	Consumo (m³)	Reservas (m³)	Exportaciones (m³)	Importaciones (m³)
Rusia	656,200,000,000	610,000,000,000	47,570,000,000,000	182,000,000,000	37,500,000,000
Estados Unidos	490,800,000,000	604,000,000,000	5,551,000,000,000	19,800,000,000	117,900,000,000
Canadá	178,200,000,000	92,760,000,000	1,537,000,000,000	101,900,000,000	9,403,000,000
Irán	101,000,000,000	98,190,000,000	26,370,000,000,000	4,330,000,000	5,800,000,000
Argelia	84,400,000,000	21,800,000,000	4,359,000,000,000	62,600,000,000	0
Reino Unido	84,160,000,000	91,160,000,000	509,200,000,000	8,843,000,000	15,840,000,000
Noruega	83,440,000,000	5,342,000,000	2,288,000,000,000	78,100,000,000	0
Indonesia	74,000,000,000	37,500,000,000	2,630,000,000,000	29,600,000,000	0
Arabia Saudita	68,320,000,000	68,320,000,000	6,568,000,000,000	0	0
Malasia	60,900,000,000	31,840,000,000	2,037,000,000,000	29,060,000,000	0
China	58,600,000,000	55,600,000,000	2,450,000,000,000	2,874,000,000	976,000,000
Qatar	43,930,000,000	17,930,000,000	25,790,000,000,000	25,990,000,000	0
Argentina	43,760,000,000	38,790,000,000	512,400,000,000	6,646,000,000	1,669,000,000
México	41,370,000,000	47,500,000,000	434,100,000,000	282,900,000	9,717,000,000
Egipto	40,760,000,000	32,810,000,000	1,589,000,000,000	7,951,000,000	0
Australia	38,620,000,000	25,720,000,000	750,600,000,000	12,900,000,000	0
Pakistán	29,540,000,000	29,540,000,000	764,600,000,000	0	0
India	28,680,000,000	34,470,000,000	1,056,000,000,000	0	5,793,000,000
Venezuela	27,530,000,000	27,530,000,000	4,112,000,000,000	0	0
Tailandia	22,730,000,000	31,230,000,000	400,700,000,000	0	8,497,000,000
Nigeria	21,480,000,000	9,936,000,000	5,015,000,000,000	11,550,000,000	0
Ucrania	20,850,000,000	73,940,000,000	1,075,000,000,000	4,000,000,000	57,090,000,000
Alemania	19,900,000,000	96,840,000,000	246,500,000,000	9,420,000,000	86,990,000,000
Omán	18,980,000,000	8,795,000,000	795,200,000,000	10,190,000,000	0
Kazajistán	16,690,000,000	8,400,000,000	1,765,000,000,000	10,200,000,000	3,900,000,000
Bangladesh	13,430,000,000	13,430,000,000	135,800,000,000	0	0
Bolivia	12,740,000,000	1,486,000,000	651,800,000,000	10,580,000,000	0
Rumania	12,240,000,000	17,090,000,000	96,410,000,000	0	4,851,000,000

⁽²⁾ Fuente: <http://www.indexmundi.com>

Continuación de Tabla 3:

País	Producción	Consumo	Reservas	Exportaciones	Importaciones
	(m ³)	(m ³)	(m ³)	(m ³)	(m ³)
Kuwait	11,800,000,000	11,800,000,000	1,521,000,000,000	0	0
Italia	11,490,000,000	82,640,000,000	217,300,000,000	379,800,000	70,450,000,000
Libia	10,840,000,000	5,591,000,000	1,430,000,000,000	5,246,000,000	0
Dinamarca	9,870,000,000	4,775,000,000	75,660,000,000	5,350,000,000	0
Brasil	9,370,000,000	17,850,000,000	312,700,000,000	0	8,478,000,000
Vietnam	6,860,000,000	6,860,000,000	184,700,000,000	0	0
Colombia	6,397,000,000	6,397,000,000	109,700,000,000	0	0
Polonia	5,828,000,000	15,580,000,000	158,100,000,000	42,200,000	10,010,000,000
Japón	4,850,000,000	83,670,000,000	38,020,000,000	0	77,600,000,000
Iraq	3,500,000,000	980,000,000	3,170,000,000,000	0	0
Hungría	2,904,000,000	14,370,000,000	32,860,000,000	0	11,510,000,000
Filipinas	2,781,000,000	2,781,000,000	107,500,000,000	0	0
Túnez	2,398,000,000	4,124,000,000	74,680,000,000	0	1,726,000,000
Sudáfrica	2,110,000,000	2,110,000,000	27,160,000	0	0
Chile	1,957,000,000	8,191,000,000	93,970,000,000	0	6,234,000,000
Corea del Sur	1,660,000,000	34,200,000,000	0	2,450	35,860,000,000
Austria	1,570,000,000	9,217,000,000	14,390,000,000	936,100,000	9,063,000,000
Perú	1,515,000,000	1,515,000,000	236,900,000,000	0	0
Croacia	1,477,000,000	2,580,000,000	27,160,000,000	0	1,103,000,000
Francia	1,400,000,000	47,260,000,000	341,000,000,000	863,200,000	47,020,000,000
Costa de Marfil	1,247,000,000	1,247,000,000	27,160,000,000	0	0
Cuba	1,058,000,000	1,058,000,000	67,890,000,000	0	0
Turquía	860,300,000	26,250,000,000	8,147,000,000	0	25,480,000,000
Israel	709,700,000	709,700,000	37,340,000,000	0	0
Irlanda	546,700,000	3,895,000,000	9,505,000,000	0	3,348,000,000
Taiwán	462,900,000	10,280,000,000	13,550,000,000	0	10,160,000,000
Ecuador	249,400,000	249,400,000	9,369,000,000	0	0
Mozambique	191,800,000	191,800,000	122,200,000,000	0	0
República Checa	165,000,000	9,076,000,000	3,802,000,000	81,520,000	8,976,000,000

Continuación de Tabla 3:

País	Producción	Consumo	Reservas	Exportaciones	Importaciones
	(m ³)	(m ³)	(m ³)	(m ³)	(m ³)
España	151,500,000	30,580,000,000	2,444,000,000	0	31,760,000,000
Congo	115,100,000	115,100,000	86,900,000,000	0	0
Marruecos	47,950,000	47,950,000	1,629,000,000	0	0
Afganistán	19,180,000	19,180,000	47,530,000,000	0	0

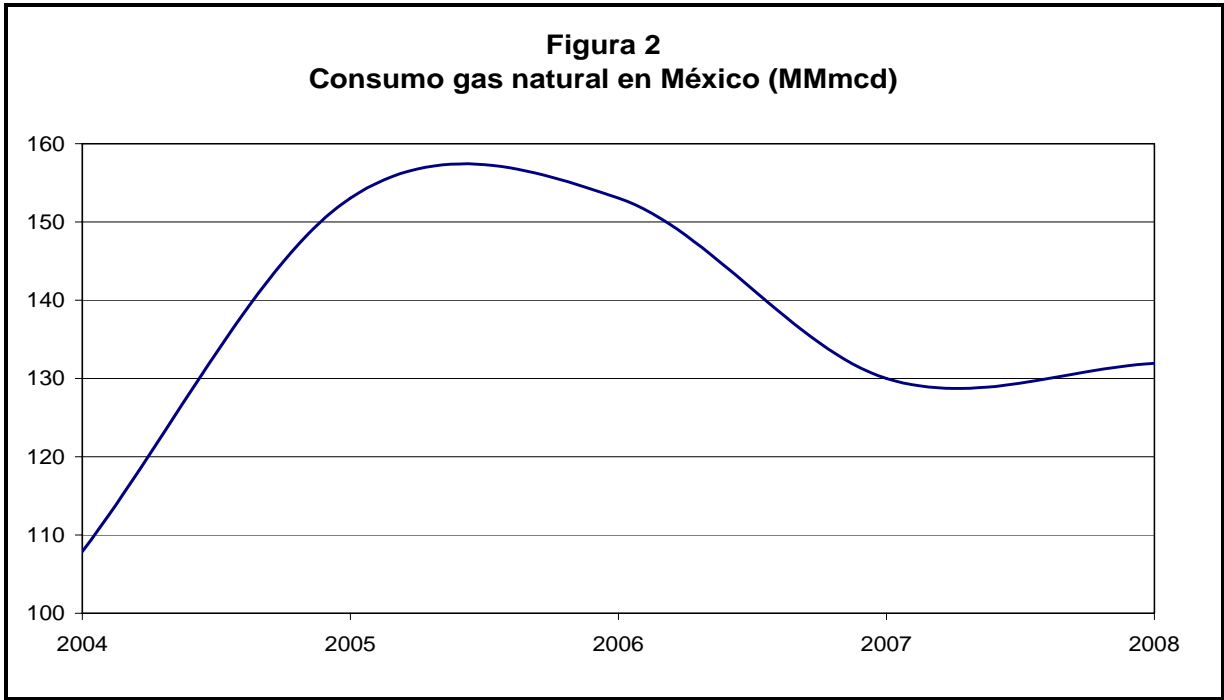
A partir de la tabla anterior se observa que para el año 2007, los principales productores de gas natural fueron Rusia ($6.56 \times 10^{11} \text{ m}^3$), Estados Unidos ($4.91 \times 10^{11} \text{ m}^3$), Canadá ($1.78 \times 10^{11} \text{ m}^3$) e Irán ($1.01 \times 10^{11} \text{ m}^3$). El consumo mundial para dicho año fue de $2.68 \times 10^{12} \text{ m}^3$, y los más grandes consumidores fueron Rusia, Estados Unidos, Canadá e Irán con $6.10 \times 10^{11} \text{ m}^3$, $6.04 \times 10^{11} \text{ m}^3$, $9.27 \times 10^{10} \text{ m}^3$ y $9.82 \times 10^{10} \text{ m}^3$ respectivamente.

Las exportaciones de gas natural son lideradas por Rusia ($1.82 \times 10^{11} \text{ m}^3$), Canadá ($1.02 \times 10^{11} \text{ m}^3$), Noruega ($7.81 \times 10^{10} \text{ m}^3$) y Argelia ($6.26 \times 10^{10} \text{ m}^3$), mientras que los importadores más destacados son Estados Unidos ($1.18 \times 10^{11} \text{ m}^3$), Alemania ($8.70 \times 10^{10} \text{ m}^3$), Japón ($7.76 \times 10^{10} \text{ m}^3$) e Italia ($7.04 \times 10^{10} \text{ m}^3$).

El gas natural tiene reservas limitadas, para el año 2007 se estimaron en $1.56 \times 10^{14} \text{ m}^3$. Los países que aseguran tener mayores reservas comprobadas del energético son: Rusia ($4.75 \times 10^{13} \text{ m}^3$), Irán ($2.64 \times 10^{13} \text{ m}^3$), Qatar ($2.58 \times 10^{13} \text{ m}^3$) y Arabia Saudita ($6.6 \times 10^{12} \text{ m}^3$). El concepto de reservas probadas, no es homogéneo en todo el mundo; ya que, lo que un país considera como reserva probada, no puede compararse exactamente como las reservas probadas de otro, puesto que existe una diferencia en los parámetros con los que se evalúa, tales como: composición, valores energéticos, entre otros.

1.4 Panorama en México

En el caso particular de México el consumo en los últimos cinco años ha sido el siguiente:



Fuente: Enegas

Hasta el año 2006 el consumo de gas natural presentó un aumento constante en el mercado mexicano, pero al año siguiente se tuvo un declive originado, probablemente, por los problemas económicos a nivel mundial.

De acuerdo a los resultados de la Tabla 3, la producción nacional anual fue de 41,370 MMmc y el consumo de 47,500 MMmc. Para el año 2008 el consumo se estimó en 132 MMmcd (lo que indica un consumo anual de 48,180 MMmc), por lo que es de esperarse que la importación de este energético continúe.

2.0 TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA REGASIFICACIÓN

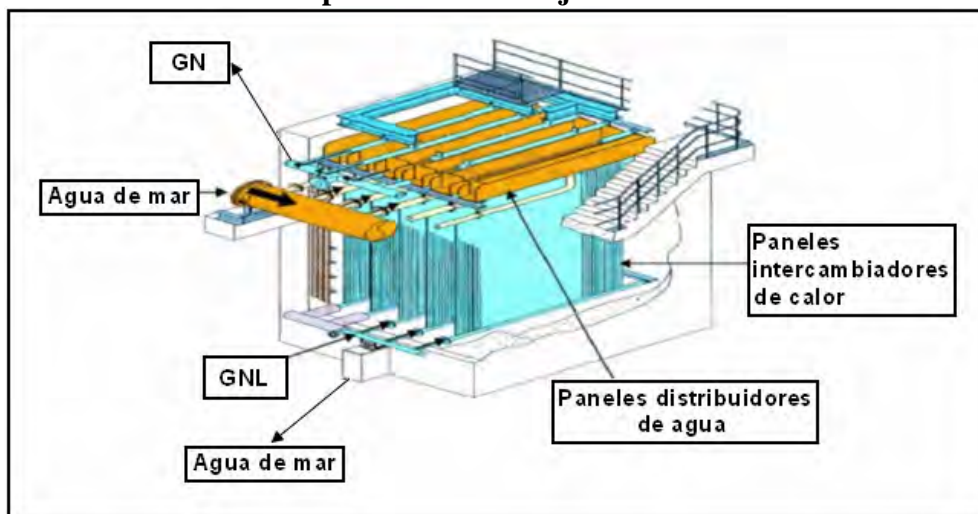
Existe una amplia gama de tecnologías aplicables para llevar a cabo el proceso de regasificación, cada una tiene sus ventajas y desventajas, ya sean tecnológicas, operacionales o económicas. Aunque el tema de estudio de este trabajo es la tecnología de combustión sumergida, vale la pena el mencionar el principio de operación de las principales tecnologías aplicables para el proceso; entre éstas destacan:

2.1 Vaporizadores de rejilla abierta:

Esta tecnología utiliza agua de mar, como fuente de calor, para vaporizar al GNL. El agua de mar previamente se lleva a un sistema de tratamiento para retirar las sales presentes en ella, lo anterior tiene la finalidad de evitar corrosiones en el sistema de tuberías. El equipo esta conformado por paneles conductores de calor contruidos a base de una aleación de aluminio.

El GNL entra al vaporizador por la parte inferior de los paneles intercambiadores de calor a través de un sistema de distribución y fluye hacia la parte superior por el interior de los tubos; al salir del equipo se encuentra en estado gaseoso y es enviado a las líneas de distribución para su consumo. Haciendo uso de bombas elevadoras, el agua de mar se lleva a la parte superior de los paneles y con un sistema de distribución se hace fluir el agua por fuera de los paneles a contracorriente con el GNL. Una vez que el proceso finaliza el agua es devuelta al mar con una temperatura no menor a 8°C con respecto temperatura a la que ingreso al sistema. Durante el proceso se hace uso de volúmenes elevados de agua de mar. El vaporizador de esta tecnología se puede observar en la figura 3.

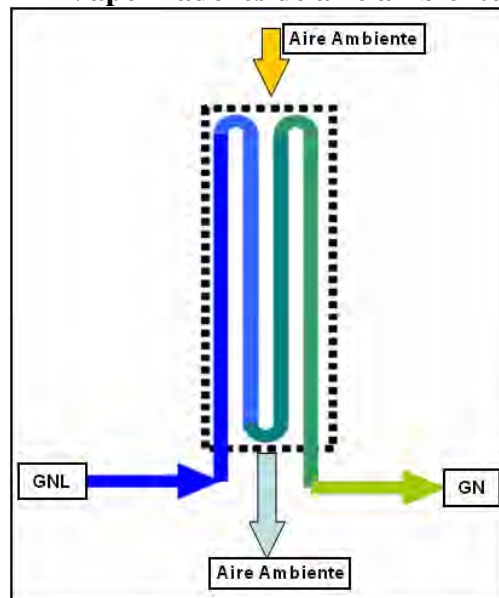
Figura 3
Vaporizadores de rejilla abierta



2.2 Vaporizadores de aire ambiente:

La vaporización del GNL se lleva a cabo mediante transferencia de calor entre el aire ambiente y el GNL a través de intercambiadores de calor. El flujo del GNL se distribuye en una serie de tubos dentro del equipo para aumentar la superficie de contacto. El aire al ser enfriado se dirige hacia la parte inferior de los vaporizadores; debido a lo anterior el agua proveniente del aire se congela y se incrusta en los vaporizadores reduciendo la eficiencia de la transferencia en el proceso. El esquema del proceso se observa en la figura 4.

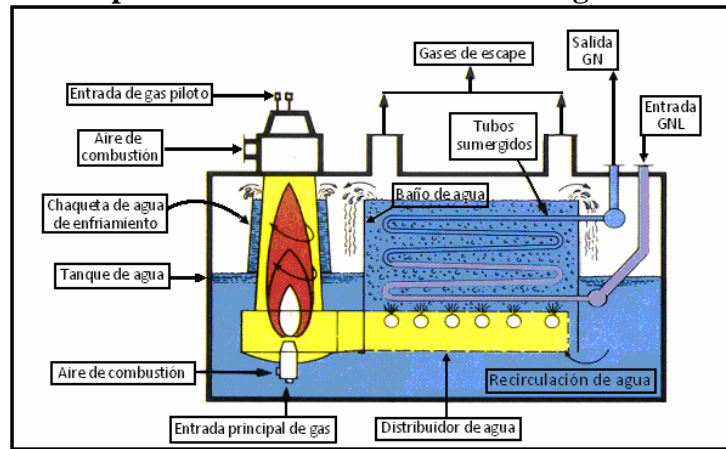
Figura 4
Vaporizadores de aire ambiente



2.3 Vaporizadores de combustión sumergida:

Esta tecnología requiere agua y gases de combustión como medios de transferencia de calor para llevar a cabo el proceso de vaporización del gas natural licuado que fluye dentro de tubos de acero inoxidable dentro de una presa en el equipo. Se hará un estudio más detallado sobre este equipo en el siguiente capítulo.

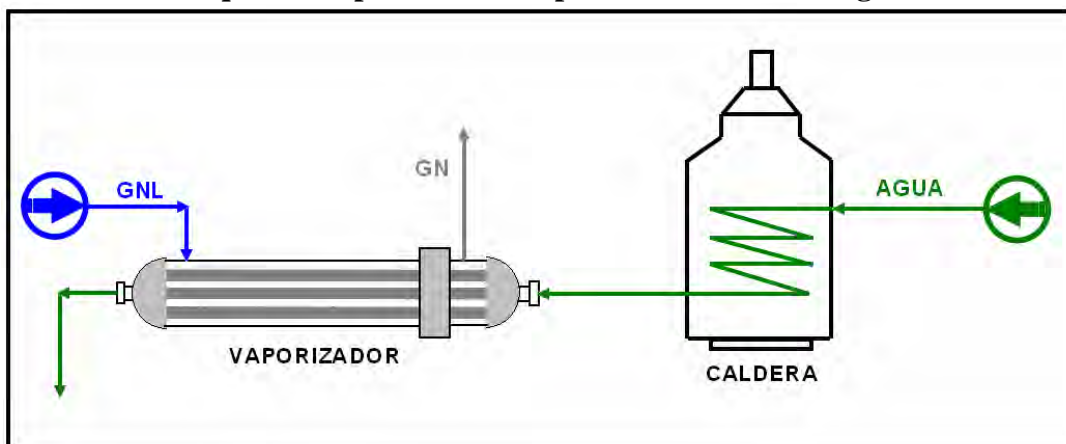
Figura 5
Vaporizadores de combustión sumergida



2.4 Vaporizadores de baño de agua:

En esta tecnología el fluido de transferencia de calor suele ser agua dulce, aunque también se puede usar agua de mar previamente tratada, la cual se precalienta en una caldera y posteriormente se envía a la coraza de los intercambiadores de tubos y coraza, en donde, se lleva a cabo la regasificación. Una vez concluido el proceso, el agua se lleva a tanques de almacenamiento para su uso posterior. Como desventaja de esta tecnología se tienen elevadas pérdidas de calor durante el proceso de transferencia.

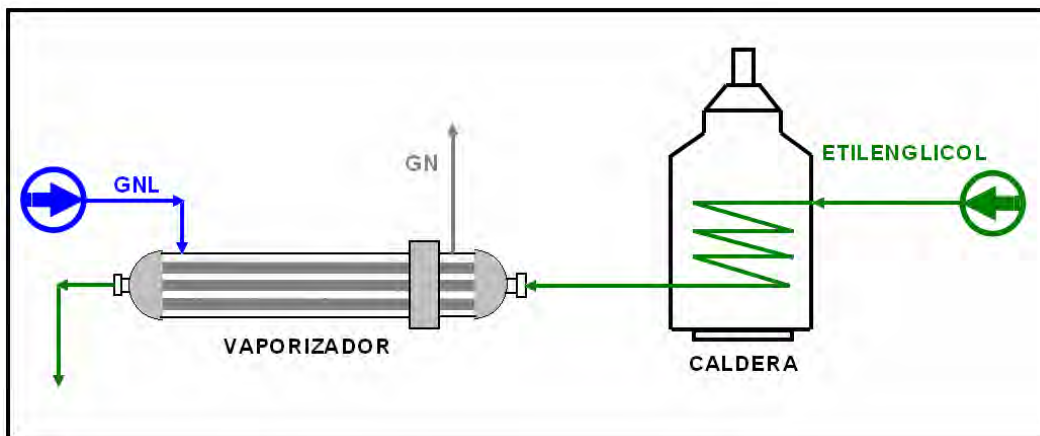
Figura 6
Esquema de proceso con vaporizadores baño de agua



2.5 Vaporizadores de fluido intermedio con calentador a fuego directo:

La operación de esta tecnología es muy parecida a la de los vaporizadores de baño de agua, sólo que en este caso el fluido de transferencia de calor es una mezcla de agua-etilenglicol. El fluido de transferencia es calentado en una caldera para posteriormente circular en la coraza de los intercambiadores y llevar a cabo el proceso de regasificación. Una vez terminado el proceso se almacena en tanques. El esquema del proceso se observa en la figura 7.

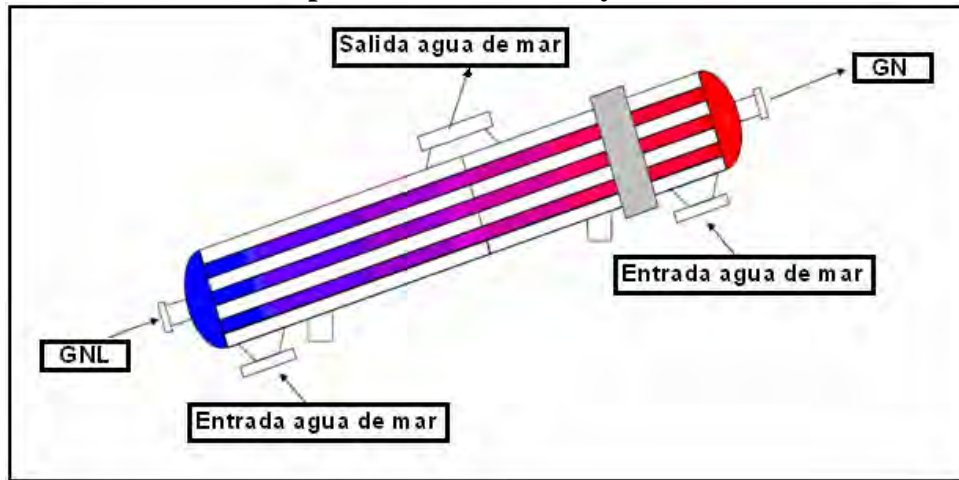
Figura 7
Esquema de proceso vaporizadores de fluido intermedio con calentador a fuego directo



2.6 Vaporizadores de tubos y corazas:

En esta tecnología el proceso de regasificación se lleva a cabo en intercambiadores de calor de tubos y coraza, en los que se usa agua de mar como fuente de calentamiento que circula a través de la coraza, se alimenta en los extremos del equipo y sale por la parte media, mientras que el GNL se transporta dentro de los tubos. Cabe mencionar que durante la operación se requieren flujos estables de GNL y agua de mar, ya que de lo contrario se puede formar hielo. La representación de los vaporizadores se muestra en la figura 8.

Figura 8
Vaporizadores de tubos y coraza

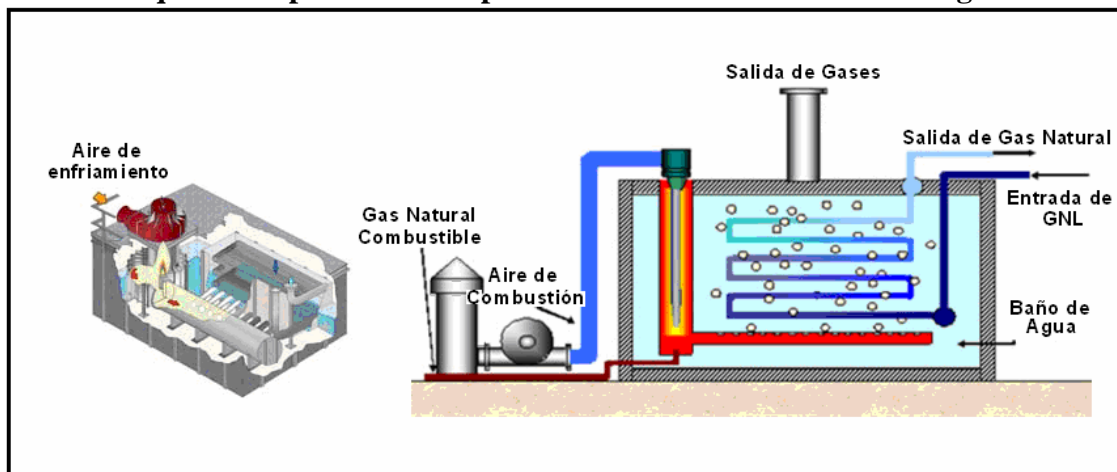


3.0 TECNOLOGÍA DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA

3.1 Descripción

Los vaporizadores de combustión sumergida están a la vanguardia dentro de las tecnologías de baja emisión de contaminantes. El primer vaporizador de combustión sumergida fue creado en 1965 y debido a las ventajas en su diseño ha permanecido vigente hasta nuestros días. Actualmente se han instalado más de 280 vaporizadores alrededor del mundo principalmente en las plantas regasificadoras, plantas peak shaving y como vaporizadores de emergencia. El esquema de proceso se muestra en la siguiente figura:

Figura 9
Esquema de proceso en Vaporizadores de Combustión Sumergida



El vaporizador de combustión sumergida cuenta con un solo quemador y es un calentador a fuego indirecto. Los quemadores para combustión sumergida pueden ser de dos tipos:

- De premezcla total: En el que la totalidad del aire alimentado al quemador se premezcla con el gas, para formar una mezcla homogénea, la cual ofrece un excelente rendimiento y reducidas emisiones de contaminantes.
- De aire total y gas separados: Consiste en tener una alimentación separada para aire y otra para gas, que permite tener una llama larga favorable para obtener una buena homogeneidad de temperatura a lo largo del tubo.

La mayor parte del aire entra en la voluta de la parte superior (aire de enfriamiento) y el remanente es suministrado en la región alrededor del inyector del gas combustible (aire de combustión). La energía para operar el equipo es obtenida por medio del mismo gas natural vaporizado y se consume alrededor del 1.4% del gas combustible procesado.

Con este arreglo el fuego del quemador asciende a la sección central entre las dos volutas, en donde los gases de combustión son mezclados con el aire de enfriamiento. El aire de enfriamiento entra en la voluta superior de forma tangencial, generando un flujo turbulento que permite diluir los productos de combustión, subsecuentemente los gases se envían a una cámara de repartición, en donde, son descargados en el líquido a una cierta profundidad, existiendo en estos orificios una presión igual a la altura del agua que deben vencer los productos de combustión, por lo que es necesario que el flujo de gas y aire para combustión lleguen al quemador a una presión superior a la equivalente a la columna de agua.

El sistema consiste en sacar los productos de la combustión directamente en el líquido; formándose una mezcla de dos fases que le permite ascender en el equipo y por diferencia de densidad retornar al sistema. Los quemadores están diseñados de manera que los productos de la combustión calienten el agua que contiene a los tubos sumergidos por los cuales pasa el GNL para ser vaporizado. Este sistema mejora la transmisión de calor entre la fuente de calor y el líquido y, por lo tanto, su rendimiento térmico. Permite que:

- a) Debido al contacto íntimo y dividido de los productos de combustión y el líquido, permite que aquellos salgan a la superficie a la temperatura cercana a la del baño.
- b) Existe un intercambio de materia entre los productos de combustión y el líquido: los gases de combustión arrastran parte del agua y éste disuelve a los componentes solubles de los productos de combustión. Por lo tanto la transferencia de calor va acompañada de transferencia de masa.

3.2 Ventajas

1. Los vaporizadores de combustión sumergida no son sensibles al clima y pueden estar situados en cualquier lugar, lo que le convierte en una tecnología apta para operar en las terminales fijas y flotantes (mar adentro).
2. El tamaño de los equipos es menor al ocupado en otras tecnologías, como en el caso de los vaporizadores de rejilla abierta.
3. Por transferencia de masa presente en la mezcla de los gases de combustión con el aire de enfriamiento y el agua contenida en la presa, se reduce la emisión de gases contaminantes al medio ambiente.
4. Es una tecnología segura y que ha sido usada en plantas regasificadoras, instalaciones rasurado de picos “peak shaving” y como vaporizadores de emergencia.
5. La mezcla de los gases y el agua contenida en el baño de agua permite que las pérdidas de calor sean mínimas y evita la formación de hielo en la presa.

3.3 Desventajas

1. Durante la operación de los vaporizadores alrededor del 1.4% del total del GN procesado es utilizado como combustible.
2. Como consecuencia de que el proceso de transferencia de calor sea acompañado por el de transferencia de masa, se pierde parte del agua contenida en la presa del equipo.
3. Durante el contacto de los gases de combustión con el baño de agua, ésta se torna ácida y debe seguir un tratamiento con sustancias alcalinas (sosa diluida, bicarbonato de sodio, etc.) antes de su eliminación o posterior uso en la Terminal.

3.4 Comentarios

Como se comentó en la introducción se ha seleccionado la tecnología de combustión sumergida en el estudio de esta tesis con la finalidad de generar uno de los puntos de referencia, para posteriormente evaluar a las tecnologías disponibles y seleccionar la mejor; además de las ventajas ambientales y tecnológicas mencionadas en este capítulo, esta tecnología permite la optimización de su proceso; ya que se pueden transformar las corrientes de desecho en corrientes de servicio; como ejemplo se tiene el caso del agua enfriada durante la vaporización, la cual puede ser utilizada como medio de enfriamiento en otros servicios dentro de la planta; y a su vez instalando un sistema de precalentamiento, la mezcla gaseosa puede ceder su calor al aire de combustión requerido en los vaporizadores.

Durante el análisis realizado se determinaron las siguientes variables que restringen el diseño de los vaporizadores de combustión sumergida:

- El aumento del exceso de aire desde diez a veinte por ciento con respecto al requerido para la combustión, minimiza el consumo de agua dentro de la presa y decrece la temperatura de salida de los gases de combustión.
- Conforme el flujo de aire de enfriamiento en el proceso aumenta, la cantidad de agua requerida en el baño de agua es mayor, debido a que la temperatura de entrada al baño de agua disminuye al momento de mezclarse los gases de combustión con el aire de enfriamiento.
- Durante la operación del vaporizador se debe alimentar de manera continua la cantidad de agua que equilibre las pérdidas originadas por la transferencia de masa con los gases de combustión.
- El tramo de tubería en el que se lleva a cabo la vaporización, debe tener la longitud suficiente para elevar la temperatura del GNL desde $-73.9\text{ }^{\circ}\text{C}$

(-101.0°F) a -51.7 °C (-61.1°F), intervalo en el cual, se puede presentar la vaporización del fluido, dependiendo de la clase de gas que se este procesando.

- El mecanismo dominante dentro del vaporizador que garantiza que el agua a una temperatura promedio de 24 °C (75.2 °F) pueda ser retirada a una temperatura de 16 °C (60.8 °F).

Las observaciones anteriores permiten comprender los principios de operación de ésta tecnología, los algoritmos de cálculo se exponen en el Apéndice B⁽³⁾; debido a la complejidad de las variables para garantizar las condiciones de proceso se reserva su estudio como tema específico para una tesis posterior.

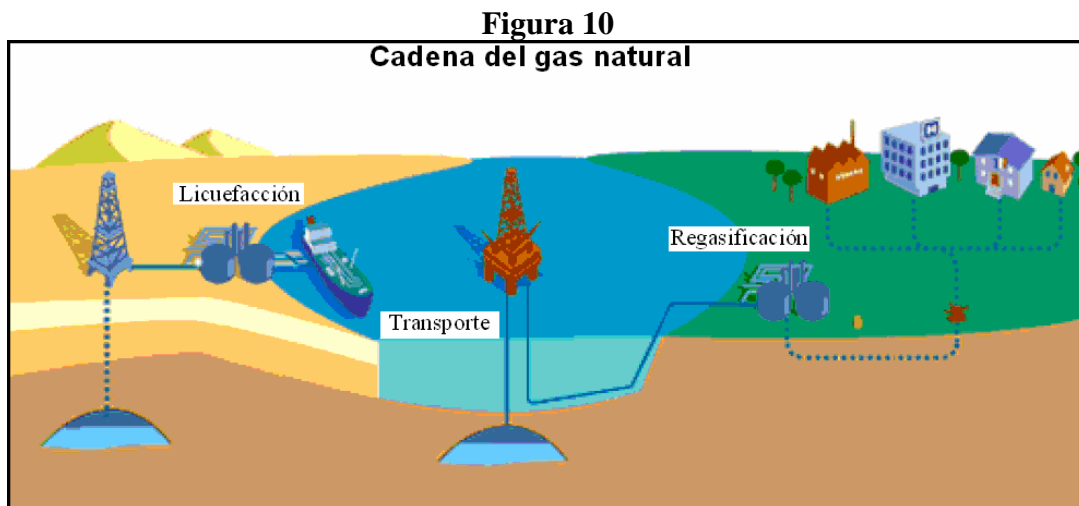
⁽³⁾ Requerimientos para la operación en el vaporizador de combustión sumergida.

4.0 CADENA DE VALOR DEL GN Y ESQUEMA DE PROCESO PARA LA TECNOLOGÍA DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA

4.1 Descripción

Las etapas más importantes de la cadena de valor del GN son las siguientes:

- Licuefacción
- Transporte
- Regasificación



4.2 Licuefacción

Las plantas de licuefacción están situadas en la costa y relativamente cerca de los yacimientos de gas natural. El gas llega desde los yacimientos hasta la planta a través de gasoductos. Una vez allí, el gas natural pasa a una planta de tratamiento para eliminar las impurezas que pueden afectar al proceso de licuefacción (anhídrido sulfuroso, anhídrido carbónico, agua, mercurio, etc.). Posteriormente se realiza el proceso de licuefacción, o llamado criogénico, sometiendo el gas natural a varios ciclos de compresión, condensación y evaporación, con la ayuda de varios líquidos refrigerantes, que hacen descender la temperatura del gas a $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Figura 11
Planta de Licuefacción



4.3 Transporte

El Gas Natural Licuado (GNL) es transportado en estado líquido a -160°C en buques especiales (metaneros), su capacidad habitual es de $140,000\text{ m}^3$. Llegan a medir hasta 275 metros de longitud, con alrededor de 45 metros de ancho y 10 metros de casco sumergido, se identifican rápidamente por sus dos categorías:

1. Buques tipo membrana: Sus tanques están protegidos por una delicada pared denominada membrana, que se separa de la estructura del buque por una capa de aislamiento, esta membrana constituye una barrera primaria que se complementa con otra, secundaria, capaz de retener al GNL en caso de accidente. Existen dos tipos de membranas, las construidas con una barrera primaria de acero inoxidable y las construidas a base de acero invar. (30% Niquel). Como características, los tanques siempre deben operar en presiones positivas para evitar su colapso, debido a su estructura resulta complicado encontrar posibles fugas en los tanques, lo que dificulta su mantenimiento.
2. Buques tipo esfera: Como su nombre lo indica los tanques de estos buques son esféricos, construidos normalmente en aluminio; el aislamiento suele formarse con PVC, poliuretano y fibra de vidrio. Aunque genera una cantidad similar de vapores “boil-off” a la tecnología de membrana, es de fácil acceso para el mantenimiento. En la figura 12 se presenta un buque tipo esfera.

Han sido concebidos especialmente para operar con las bajas temperaturas del GNL, están equipados con detectores de gas y alarmas de seguridad que monitorean en forma continua para detectar filtraciones o derrames. Otra característica es que la navegación de los barcos al aproximarse a los muelles es guiada por satélite en su atraque, sin

depender de condiciones de visibilidad; debido a su alta tecnología el valor aproximado de un buque es de 160 millones de dólares.

Figura 12
Buque tanque



Actualmente se han diseñado buques de mayor capacidad de carga como los tipos Q-flex y los Q-max.

Q-Flex: Son buques con una longitud de 315 m, 50 m de ancho y 12 m de casco sumergido; diseñados para tener una capacidad de carga de aproximadamente 217,500 m³, distribuida en 5 tanques. En cada viaje puede transportar un 50 % más de carga que los buques convencionales. Este incremento de la capacidad de carga supone una reducción en los costes de transporte en un 40% por unidad de gas natural licuado, según sus armadores.

Q-Max: Son gaseros diseñados para tener una capacidad de carga de hasta 267,000 m³, en 5 tanques, tienen una longitud de 345 m, 55 m de ancho y 12 m de casco sumergido. Este tipo de buque puede cargar un 80% más de GNL que los convencionales.

Hasta la fecha no se ha reportado algún incidente en un barco metanero que haya ocasionado pérdida de GNL.

4.4 Regasificación

El proceso consiste en la recepción de GNL que es transportado en los buques metaneros desde los países con grandes yacimientos de éste energético hasta el muelle donde se encuentra la terminal de regasificación. Los metaneros transfieren el GNL a la planta de regasificación mediante 3 brazos de descarga, un cuarto brazo tiene la función de retornar parte del vapor para evitar problemas de presión en el buque. Los brazos de descarga son la forma más segura de descargar combustibles e incorporan válvulas de

seguridad que hacen prácticamente inexistentes los posibles vertidos de GNL en caso de emergencia. El tiempo de descarga de un barco es de 10 a 12 horas aproximadamente.

Figura 13
Planta Regasificadora



Las bombas sumergidas dentro de los tanques de los buques impulsan con la presión requerida el GNL desde el barco hasta el tanque de almacenamiento a través de los brazos de descarga y de una tubería criogénica (que soporta las bajas temperaturas).

El almacenamiento de gas natural licuado dentro de la planta regasificadora se lleva a cabo a $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$, a una presión cercana a la atmosférica y sin presencia de oxígeno en tanques de contención total (figura 14). Estos tanques están formados realmente por dos tanques, uno dentro de otro. El tanque interior es de una aleación de acero y tiene un espesor de varios centímetros. Está rodeado de material aislante (perlita) y del tanque exterior, de hormigón. En el caso de que el tanque interno sufriera una fuga el tanque exterior de hormigón retendría el GNL y los vapores almacenados, razón por la que se les considera como instalaciones extremadamente seguras. Los tanques de almacenamiento también suelen ser subterráneos, éstos se entierran completamente bajo la tierra y tienen capas de concreto. Este diseño no sólo minimiza los riesgos, sino que permite embellecer el paisaje para mejorar los aspectos estéticos del área.

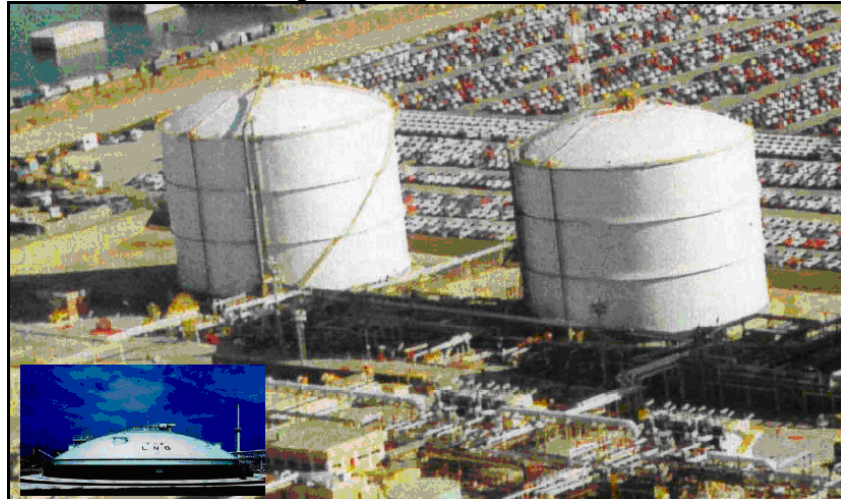
Los tanques pueden llenarse por el fondo o por la parte superior. Se elige el punto de llenado superior o inferior para evitar el efecto de mezcla brusca “roll-over⁽⁴⁾”. Las funciones que debe cumplir un tanque de almacenamiento son:

⁽⁴⁾ Efecto originado por la diferencia de densidades entre la carga entrante y el GNL contenido en el tanque. Si la carga entrante presenta una densidad mayor que la del tanque se llena por la parte superior. Si la densidad de la carga entrante es menor a la del GNL contenido en el tanque, se elige llenar por la sección inferior. De este modo, el líquido más denso bajará y el más liviano subirá y finalmente tenderá a homogeneizarse la densidad del GNL en el tanque. Si no se respetara este procedimiento de carga, podrían generarse dos capas con densidades muy distintas que finalmente darían lugar a una mezcla brusca (roll-over) con la producción de una gran cantidad de vapores. Esta situación es peligrosa, y por lo tanto, totalmente indeseable.

- Retención del líquido
- Estanqueidad del gas
- Aislamiento térmico
- Seguridad del entorno

La presión del tanque de GNL se controla principalmente extrayendo el gas evaporado con los compresores de vapor.

Figura 14
Tanques de almacenamiento



Los tanques de Contención total tienen un importante aislamiento térmico. No obstante una fracción del calor exterior penetra en el tanque y convierte parte del gas natural licuado en vapor, que se extrae del tanque y se envía por medio de los compresores al buque tanque y el remanente al condensador de gas natural.

El líquido contenido en los tanques de almacenamiento es impulsado mediante bombas primarias que se encuentran sumergidas dentro de los tanques de contención total a dos líneas, una que va al condensador y otra directamente a los vaporizadores. En general se instalan cuatro bombas por tanque.

El condensador es el equipo en el que se mezcla los vapores con el GNL impulsado por las bombas primarias; mediante esta mezcla se condensan los vapores. De esta forma se logra aprovechar todo el gas natural almacenado. A la salida del condensador, se obtiene GNL con una presión de 9 atm, valor inferior a la exigida por la red de gas natural. Debido a que es más eficiente incrementar la presión en fase líquida que en fase gaseosa, el GNL es aspirado por las bombas secundarias, que le otorgan la presión necesaria para atravesar el sistema de regasificación y alcanzar la red con la presión requerida.

El gas natural licuado a -155°C se hace pasar por los vaporizadores de combustión sumergida saliendo de éstos en estado gaseoso y a $5-10^{\circ}\text{C}$. El vaporizador de combustión sumergida hace pasar tuberías de GNL por una piscina con agua que es calentada por medio de los gases de combustión derivados de un sistema de combustión alimentado con Gas Natural de la planta. El intercambio de temperatura vaporiza el

GNL, enviando el Gas Natural a la presión y temperatura adecuadas hacia los gasoductos de transporte.

Antes de llevar a distribución, en la estación de regulación y medida, por medio de contadores de turbina, se mide la cantidad de gas puesto en la red y se le añade un componente para que las fugas sean detectables por el olfato humano. Una vez odorizado el gas se transporta mediante gasoductos hasta los centros de consumo.

Figura 15
Estación de regulación y medida



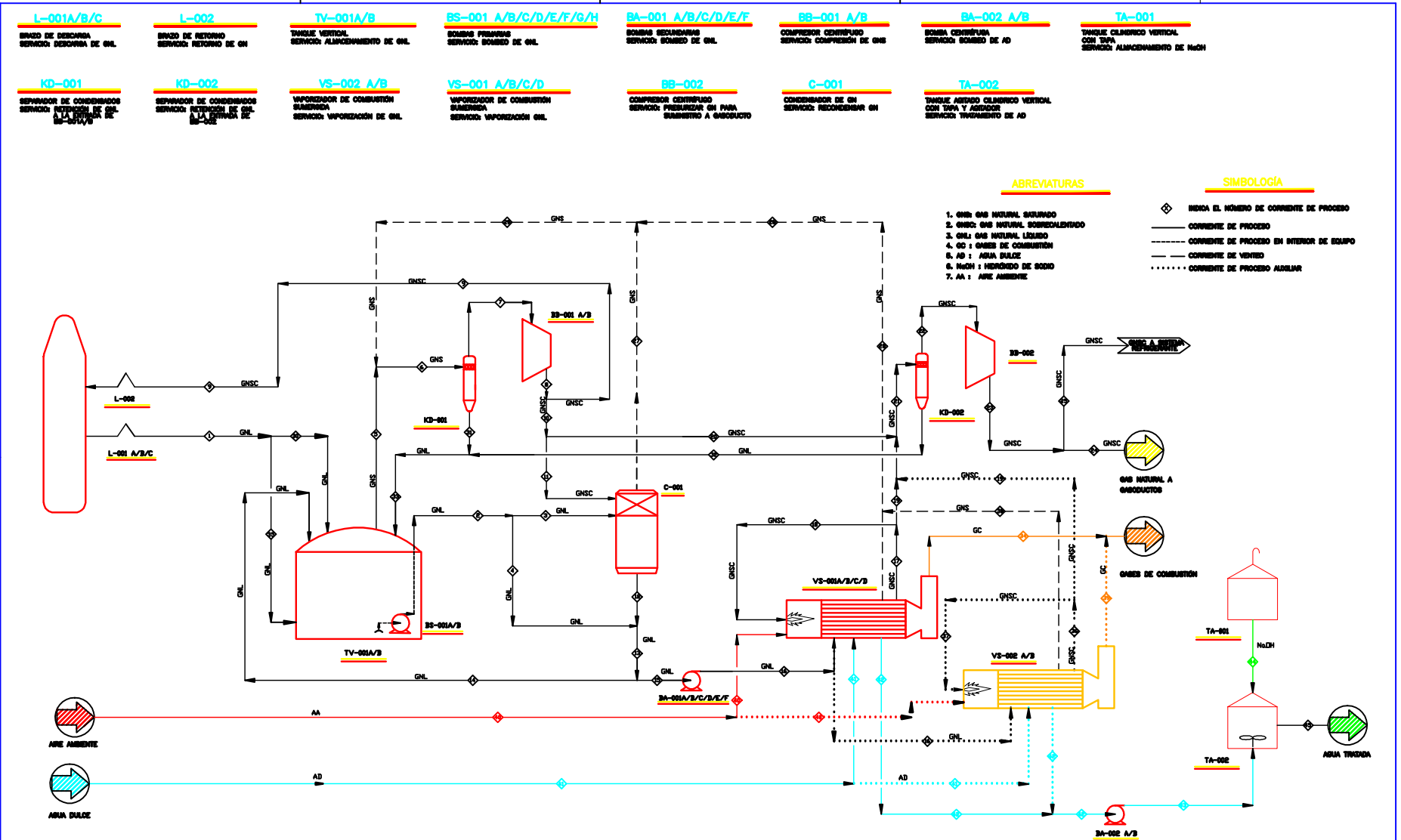
Con base a lo anterior se comprende que las plantas regasificadoras son el último eslabón de la cadena de valor del GNL y sus principales beneficios son:

- Abaratamiento de costos energéticos.
- Amplitud de espacios de almacenaje de GN.
- Bajos riesgos por explosión.
- Contaminación nula en caso de derrame en buques metaneros.

4.5 Esquema de proceso

A continuación se presenta el esquema de proceso para la Terminal de gas natural licuado, el cual se generó a partir de las siguientes bases:

- a) Por facilidad en la recepción y distribución del energético, además de las ventajas climáticas, la ubicación de la planta será en las costas de Mérida (Yucatán).
- b) La capacidad de almacenamiento de la planta es de 300,000 m³ y una capacidad de vaporización de 500 MMPCSD (Millones de pies cúbicos estándar diarios); dichas capacidades fueron establecidas tomando en consideración el promedio en las capacidades en terminales ya existentes.



ESQUEMA 1: PROCESO PARA UNA TERMINAL DE GAS NATURAL LICUADO (GNL) CON CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE 300,000 m³ Y UNA CAPACIDAD DE VAPORIZACIÓN DE 500 MMPCSD.

4.6 Descripción de las corrientes principales de proceso

Caso: Descarga de buque tanque, mezcla GNL tipo Australia

El buque metanero descarga a través de la corriente <1> 5'689,196 kg/h (12'542,512 lb/h) de GNL a -161.8 °C (-259.3 °F) y 12 atm (176.4 psia), hasta llegar a los tanques de almacenamiento en donde se contiene el combustible a la misma temperatura y 1.3 atm (19.1 psia).

Al establecerse el equilibrio 36,446 kg/h (80,350 lb/h) de GNL se vaporizan y se transportan por la corriente <5>, a una temperatura de -161.8 °C (-259.3°F) y 0.9 atm (12.8 psia), hacia el compresor de vapores (boil-off); durante la descarga del buque, haciendo uso de la corriente <9>, es necesario retornar 23,731 kg/h (52,318 lb/h) de GN a -140 °C (-220 °F) y 1.3 atm (19.1 psia), los 12,715 kg/h (28,032 lb/h) remanentes, son enviados por la corriente <11> al condensador de GN a una temperatura de -60.9 °C (-77.62 °F) y presión de 9 atm (132.26 psia).

En el condensador y por medio de 92,411 kg/h (203,731 lb/h) de GNL provenientes de la corriente <3>, a una temperatura de -161,8 °C y 9 atm, se lleva a su fase líquida el contenido de la corriente <11>.

Al pasar por el sistema de bombas secundarias se transportan por la corriente <16> 472,875 kg/h (1'042,510 lb/h) de GNL, a -154.9 °C (-246.8°F) y 80.72 atm (1186.3 psia), para vaporizarse y salir por la corriente <17> a 5°C (41 °F) y 78 atm (1,146.3 psia). Con dichas condiciones se puede enviar a gasoductos o bien, en caso de requerirse, por medio de un sistema de compresores aumentar la presión a 80 atm (1,175.7 psia) y 7 °C⁽⁵⁾ (44.6 °F) como se considera en la corriente <24>.

Caso: Sin descarga de buque tanque, mezcla GNL tipo Australia

A diferencia del caso anterior, la totalidad de la corriente <5> de boil-off, 74 kg/h (163.3 lb/h) de GN, a -161.8 °C (-259.2 °F) y 0.9 atm (12.86 psia), es alimentada al condensador de GN por la corriente <11> a -50.8 °C (-59.4 °F) y 9 atm (132.26 psia), que es llevada a su fase líquida por 583.3 kg/h (1,286 lb/h) de GNL provenientes de la corriente <3> a -161.8 °C (-259.3 °F) y 9 atm (132.3 psia).

⁽⁵⁾ Por cuestiones de seguridad el GN debe ser transportado en un rango de temperaturas entre los 5 °C y los 15°C.

El GNL al pasar el sistema de bombas secundarias, entra por la corriente <16> a razón de 479,968 kg/h (1'058,147 lb/h), -161.8 °C (-259.2°F) y 80.72 atm (1186.3 psia), para ser vaporizado y salir por la corriente <17> a 5°C (41 °F) y 78 atm (1,146.3 psia); Al igual que en el caso con descarga con las condiciones anteriores se puede enviar a gasoductos, o bien por medio de un sistema de compresores aumentar la presión a 80 atm (1,175.7 psia) y 7 °C (44.6 °F) como se considera en la corriente <24>.

5.0 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

A continuación se presentan los balances de materia y energía para la mezcla tipo Australia, para el caso de descarga de gas natural licuado por medio de un buque tanque y el caso sin descarga. Los resultados obtenidos para las mezcla tipo Kenai y Gorgón se anexan en el apéndice G. Con la finalidad de contar con una buena calidad para apreciar los valores expuestos, se ha decidido seccionar las tablas.

Consideraciones básicas:

- Capacidad de la planta de 500 MMPCSD
- Las corrientes de proceso se determinaron por medio del simulador HYSYS v3.2.
- En base a las condiciones de operación de los tanques de almacenamiento y haciendo uso del simulador, se estableció la relación V/F para determinar el flujo de vapor de gas natural (Boil-Off).
- La presión a la descarga del compresor de GN (BB-001) se fijó en 9 atm, lo anterior para garantizar el retorno de GN al buque tanque en los casos de descarga; además se consideró que la corriente de retorno de gas natural al buque tanque debe ser de 12,000 m³/h en la condición de presión del buque (1.3 atm).
- Los cálculos del condensador de gas natural (C-001) se realizaron considerando al equipo como un intercambiador de calor.
- Los flujos de gases de combustión generados en los vaporizadores (VS-001 y VS-002), se obtuvieron siguiendo los criterios establecidos en el API 560 WORKSHEET FOR LHV AND CO₂, H₂O FORMED.
- Las consideraciones para evaluar la carga térmica en los vaporizadores se expone en el apéndice B.
- El flujo de agua dulce se calculó a partir del predimensionamiento del vaporizador; se consideró un volumen efectivo en la presa de 72 m³ (alto: 2.2m, largo: 6.6m y ancho: 5.5m) y un tiempo de residencia de 10 min⁽⁶⁾.
- Se consideró un coeficiente de solubilidad del CO₂ en agua a 16°C y 1 atm de 0.1118 m³ CO₂/m³ H₂O.⁽⁷⁾

⁽⁶⁾ Peters, M & Timmerhaus, L. PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS. MCGRAW-HILL. 2nd Edition. USA, 1968. page 462.

- El tratamiento de neutralización para el agua proveniente del vaporizador, se lleva a cabo con una solución de NaOH al 30% vol.
- La presión a la descarga del compresor de GN (BB-002) se fijó en 80 atm, como presión para la distribución de GN a ductos.

⁽⁷⁾ Felder, R. & Rousseau, R. PRINCIPIOS ELEMENTALES DE LOS PROCESOS QUÍMICOS. 3ª Ed. Limusa Wiley. México, 2004., pág. 291.

TABLA 4
BME para mezcla pobre "Australia". Caso: Con descarga

		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Metano	%	0.86450	0.86294	0.86294	0.86294	0.98985	0.98985	0.98985	0.98985	0.98985
Etano	%	0.08970	0.09082	0.09082	0.09082	0.00016	0.00016	0.00016	0.00016	0.00016
Propano	%	0.03570	0.03615	0.03615	0.03615	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00530	0.00537	0.00537	0.00537	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00430	0.00435	0.00435	0.00435	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00040	0.00028	0.00028	0.00028	0.00999	0.00999	0.00999	0.00999	0.00999
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	303,958.23	24,828.07	4,928.87	19,899.21	2,254.65	2,254.65	2,254.65	2,254.65	1,468.07
Flujo Volumétrico	m3/hr	12,000.00	979.39	194.43	784.96	23,006.76	23,006.76	23,006.76	4,355.68	12,000.00
	(ft3/hr)	(423,776.04)	(34,560.75)	(6,861.00)	(27,699.76)	(811,862.40)	(811,862.40)	(811,862.40)	(153,703.18)	(423,456.00)
Flujo Másico	kg/hr	5,689,195.58	465,500.32	92,411.06	373,089.27	36,446.41	36,446.41	36,446.41	36,445.77	23,730.87
	(lb/hr)	(12,542,511.86)	(1,026,251.11)	(203,731.22)	(822,519.90)	(80,350.47)	(80,350.47)	(80,350.47)	(80,349.05)	(52,317.54)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-60.90	-140.00
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(77.62)	-(220.00)
Presión	atm	(12.00-1.30)	9.00	9.00	9.00	0.87	0.87	0.87	9.00	(9.00-1.30)
	(psia)	(176.35-19.10)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(12.79)	(12.79)	(12.79)	(132.26)	(132.26-19.10)
Peso Molecular	kg/kgmol	18.7170	18.7490	18.7490	18.7490	16.1650	16.1650	16.1650	16.1647	16.1647
Densidad Molar	kgmol/m3	25.3299	25.3505	25.3505	25.3505	0.0980	0.0980	0.0980	0.5176	0.1223
Densidad Másica	kg/m3	474.0979	475.2956	475.2956	475.2956	1.5842	1.5842	1.5842	8.3674	1.9776
Densidad Másica	(lb/ft3)	(29.60)	(29.67)	(29.67)	(29.67)	(0.10)	(0.10)	(0.10)	(0.52)	(0.12)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-93,768.64	-93,812.82	-93,812.82	-93,812.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,009.80	-5,003.63	-5,003.63	-5,003.63	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	-(2,153.83)	-(2,151.18)	-(2,151.18)	-(2,151.18)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	-80,526.84	-80,526.84	-80,526.84	-77,402.32	-79,815.99
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,981.55	-4,981.55	-4,981.55	-4,788.35	-4,937.66
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,141.68)	-(2,141.68)	-(2,141.68)	-(2,058.62)	-(2,122.82)

		10	11	12	13	15	16	17	18
Metano	%	0.98985	0.98985	0.88040	0.86683	0.86683	0.86683	0.86683	0.86683
Etano	%	0.00016	0.00016	0.07834	0.08803	0.08803	0.08803	0.08803	0.08803
Propano	%	0.00000	0.00000	0.03117	0.03504	0.03504	0.03504	0.03504	0.03504
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00463	0.00520	0.00520	0.00520	0.00520	0.00520
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00375	0.00422	0.00422	0.00422	0.00422	0.00422
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.00999	0.00999	0.00162	0.00058	0.00058	0.00058	0.00058	0.00058
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	786.58	786.58	5,715.45	25,614.66	25,614.66	25,614.66	25,614.66	614.65
Flujo Volumétrico	m3/hr	1,519.57	1,519.57	248.53	1,029.69	1,029.69	1,015.48	5,448.66	130.75
	(ft3/hr)	(53,622.69)	(53,622.69)	(8,769.99)	(36,335.80)	(36,335.80)	(35,834.30)	(192,272.47)	(4,613.81)
Flujo Másico	kg/hr	12,714.90	12,714.90	105,125.97	478,217.16	478,217.16	478,217.16	478,217.16	11,475.40
	(lb/hr)	(28,031.51)	(28,031.51)	(231,762.76)	(1,054,286.90)	(1,054,286.90)	(1,054,286.90)	(1,054,286.90)	(25,298.90)
Temperatura	°C	-60.90	-60.90	-131.20	-154.97	-154.97	-154.97	5.00	5.00
	(°F)	-(77.62)	-(77.62)	-(204.16)	-(246.95)	-(246.95)	-(246.95)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1647	16.1647	18.3933	18.6697	18.6697	18.6697	18.6697	18.6697
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5176	0.5176	22.9974	24.8760	24.8760	25.2242	4.7011	4.7011
Densidad Másica	kg/m3	8.3674	8.3674	422.9977	464.4271	464.4271	470.9267	87.7678	87.7678
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.52)	(0.52)	(26.41)	(28.99)	(28.99)	(29.40)	(5.48)	(5.48)
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-91,337.60	-93,272.24	-93,272.24	-93,101.19	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-4,965.81	-4,995.92	-4,995.92	-4,986.76	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(2,134.92)	-(2,147.86)	-(2,147.86)	-(2,143.92)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-77,402.32	-77,402.32	0.00	0.00	0.00	0.00	-80,358.29	-80,358.29
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,788.35	-4,788.35	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,304.22	-4,304.22
	(BTU/lb)	-(2,058.62)	-(2,058.62)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(1,850.48)	-(1,850.48)

		19	21	22	23	24
Metano	%	0.86683	0.86683	0.86683	0.86683	0.86683
Etano	%	0.08803	0.08803	0.08803	0.08803	0.08803
Propano	%	0.03504	0.03504	0.03504	0.03504	0.03504
n-Butano	%	0.00520	0.00520	0.00520	0.00520	0.00520
i-Butano	%	0.00422	0.00422	0.00422	0.00422	0.00422
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.00058	0.00058	0.00058	0.00058	0.00058
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,317.92	5,317.92	5,317.92	5,238.12	5,238.12
	(ft3/hr)	(187,658.66)	(187,658.66)	(187,658.66)	(184,842.65)	(184,842.65)
Flujo Másico	kg/hr	466,741.75	466,741.75	466,741.75	466,741.75	466,741.75
	(lb/hr)	(1,028,988.00)	(1,028,988.00)	(1,028,988.00)	(1,028,988.00)	(1,028,988.00)
Temperatura	°C	5.00	5.00	5.00	7.01	7.01
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(41.00)	(44.61)	(44.61)
Presión	atm	78.00	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	18.6697	18.6697	18.6697	18.6697	18.6697
Densidad Molar	kgmol/m3	4.7011	4.7011	4.7011	4.7727	4.7727
Densidad Másica	kg/m3	87.7678	87.7678	87.7678	89.1049	89.1049
Densidad Másica	(lb/ft3)	(5.48)	(5.48)	(5.48)	(5.56)	(5.56)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-80,358.29	-80,358.29	-80,358.29	-80,300.64	-80,300.64
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,304.22	-4,304.22	-4,304.22	-4,301.13	-4,301.13
	(BTU/lb)	-(1,850.48)	-(1,850.48)	-(1,850.48)	-(1,849.15)	-(1,849.15)

		34	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,843.62	15,894.63	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	388,646.22	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,714,547.81)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	560,292.70	457,046.67	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,810.24
	(lb/hr)	(1,235,232.26)	(1,007,614.03)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,438.17)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0011
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	(BTU/lb)	*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

* Valores por determinar hasta que las condiciones de presión y temperatura de los gases de combustión sean establecidas.

Tabla 5
BME para mezcla pobre “Australia”. Caso: Sin descarga

		2	3	4	5	6	7	8	10
Metano	%	0.86450	0.86450	0.86450	0.98570	0.98570	0.98570	0.98570	0.98570
Etano	%	0.08970	0.08970	0.08970	0.00016	0.00016	0.00016	0.00016	0.00016
Propano	%	0.03570	0.03570	0.03570	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00530	0.00530	0.00530	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00430	0.00430	0.00430	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00040	0.00040	0.00040	0.01414	0.01414	0.01414	0.01414	0.01414
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,639.38	31.16	25,608.22	4.57	4.57	4.57	4.57	4.57
Flujo Volumétrico	m3/hr	1,010.82	1.23	1,009.60	46.34	46.34	46.34	8.81	8.81
	(ft3/hr)	(35,669.98)	(43.35)	(35,626.63)	(1,635.41)	(1,635.42)	(1,635.42)	(310.85)	(310.85)
Flujo Másico	kg/hr	479,893.13	583.25	479,309.88	74.07	74.07	74.07	74.07	74.07
	(lb/hr)	(1,057,981.79)	(1,285.85)	(1,056,695.94)	(163.30)	(163.30)	(163.30)	(163.30)	(163.30)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-50.80	-50.80
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(59.44)	-(59.44)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00	0.88	0.88	0.88	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(12.86)	(12.86)	(12.86)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	18.7170	18.7170	18.7170	16.2144	16.2144	16.2144	16.2144	16.2144
Densidad Molar	kgmol/m3	25.3648	25.3648	25.3648	0.0986	0.0986	0.0986	0.5186	0.5186
Densidad Másica	kg/m3	474.7541	474.7541	474.7541	1.5983	1.5983	1.5983	8.4088	8.4088
Densidad Másica	(lb/ft3)	(29.64)	(29.64)	(29.64)	(0.10)	(0.10)	(0.10)	(0.52)	(0.52)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-93,749.75	-93,749.75	-93,749.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,008.79	-5,008.79	-5,008.79	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	-(2,153.40)	-(2,153.40)	-(2,153.40)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	-80,212.69	-80,212.69	-80,212.69	-76,729.94	-76,729.94
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	-4,947.00	-4,947.00	-4,947.00	-4,732.21	-4,732.21
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,126.83)	-(2,126.83)	-(2,126.83)	-(2,034.49)	-(2,034.49)

		11	12	13	15	16	17	18	19
Metano	%	0.98570	0.87999	0.86452	0.86452	0.86452	0.86452	0.86452	0.86452
Etano	%	0.00016	0.07825	0.08969	0.08969	0.08969	0.08969	0.08969	0.08969
Propano	%	0.00000	0.03114	0.03569	0.03569	0.03569	0.03569	0.03569	0.03569
n-Butano	%	0.00000	0.00462	0.00530	0.00530	0.00530	0.00530	0.00530	0.00530
i-Butano	%	0.00000	0.00375	0.00430	0.00430	0.00430	0.00430	0.00430	0.00430
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.01414	0.00216	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	4.57	35.73	25,643.95	25,643.95	25,643.95	25,643.95	643.95	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	8.81	1.55	1,011.11	1,011.11	998.96	5,440.53	136.62	5,303.92
	(ft3/hr)	(310.85)	(54.85)	(35,680.21)	(35,680.21)	(35,251.21)	(191,985.56)	(4,821.00)	(187,164.56)
Flujo Másico	kg/hr	74.07	657.33	479,967.85	479,967.85	479,967.85	479,967.85	12,052.59	467,915.26
	(lb/hr)	(163.30)	(1,449.16)	(1,058,146.51)	(1,058,146.51)	(1,058,146.51)	(1,058,146.51)	(26,571.37)	(1,031,575.13)
Temperatura	°C	-50.80	-131.10	-161.76	-161.76	-161.76	5.00	5.00	5.00
	(°F)	(-59.44)	(-203.98)	(-259.16)	(-259.16)	(-259.16)	(41.00)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.2144	18.3972	18.7166	18.7166	18.7166	18.7166	18.7166	18.7166
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5186	22.9874	25.3621	25.3621	25.6707	4.7135	4.7135	4.7135
Densidad Másica	kg/m3	8.4088	422.9055	474.6919	474.6919	480.4688	88.2207	88.2207	88.2207
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.52)	(26.40)	(29.63)	(29.63)	(29.99)	(5.51)	(5.51)	(5.51)
Fracción Vapor		1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	-91,284.17	-93,746.81	-93,746.81	-93,567.39	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	-4,961.84	-5,008.75	-5,008.75	-4,999.16	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(-2,133.21)	(-2,153.38)	(-2,153.38)	(-2,149.26)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-76,729.94	0.00	0.00	0.00	0.00	-80,433.61	-80,433.61	-80,433.61
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,732.21	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,297.45	-4,297.45	-4,297.45
	(BTU/lb)	(-2,034.49)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(-1,847.57)	(-1,847.57)	(-1,847.57)

		21	22	23	24
Metano	%	0.86452	0.86452	0.86452	0.86452
Etano	%	0.08969	0.08969	0.08969	0.08969
Propano	%	0.03569	0.03569	0.03569	0.03569
n-Butano	%	0.00530	0.00530	0.00530	0.00530
i-Butano	%	0.00430	0.00430	0.00430	0.00430
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,303.92	5,303.92	5,224.52	5,224.52
	(ft3/hr)	(187,164.56)	(187,164.56)	(184,362.96)	(184,362.96)
Flujo Másico	kg/hr	467,915.26	467,915.26	467,915.26	467,915.26
	(lb/hr)	(1,031,575.13)	(1,031,575.13)	(1,031,575.13)	(1,031,575.13)
Temperatura	°C	5.00	5.00	7.00	7.00
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(44.60)	(44.60)
Presión	atm	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	18.7166	18.7166	18.7166	18.7166
Densidad Molar	kgmol/m3	4.7135	4.7135	4.7851	4.7851
Densidad Másica	kg/m3	88.2207	88.2207	89.5613	89.5613
Densidad Másica	(lb/ft3)	(5.51)	(5.51)	(5.59)	(5.59)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-80,433.61	-80,433.61	-80,375.90	-80,375.90
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,297.45	-4,297.45	-4,294.36	-4,294.36
	(BTU/lb)	-(1,847.57)	-(1,847.57)	-(1,846.25)	-(1,846.25)

		39	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,866.45	15,912.91	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	389,093.21	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,730,321.30)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	560,937.34	457,572.33	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,810.24
	(lb/hr)	(1,236,653.44)	(1,008,772.91)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,438.17)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0011
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
Entalpía Másica Líquido	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
		*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	(BTU/lb)	*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000
		*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

6.0 DIMENSIONAMIENTO PREELIMINAR DE EQUIPO

A partir de los balances de materia y energía y al ser definida la lista de equipo, es posible determinar una serie de especificaciones que garanticen la operación del equipo, bajo las condiciones requeridas en el proceso. En las siguientes líneas se presentan los requerimientos para los principales equipos:

6.1 Tanques de almacenamiento:

Los criterios considerados para el predimensionamiento de los tanques de almacenamiento fueron los siguientes:

- Se tomaron como referencia equipos instalados en terminales ya existentes⁽⁸⁾, en donde se utilizan tanques de almacenamiento del tipo contención total; de acuerdo a la norma “UNE 1473 A” se consideran los más seguros para este tipo de plantas.
- Para determinar la altura del tanque se utilizó la siguiente relación: $h=0.74V^{1/3}$; y el diámetro se ajustó a la condición del volumen requerido para el almacenamiento en la Terminal.
- Normatividad consultada durante la evaluación:
 API 620 Design and Construction of Large Welded Low-Pressure Storage Tanks.
 Norma Oficial Mexicana NOM-005-SECRE-1997, Gas Natural Licuado-estaciones de servicio.
 NFPA 59 A Standard for the Production, Storage and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG).
 ASTM A 553/A 553M-95 (Reapproved 2000) Standar Specification for Pressure Vessel Plates, Alloy Steel, Quenched and Tempered 8 and 9 Percent Nickel.

Tabla 6

Tanques de almacenamiento	
Especificaciones	
Clave :	TA-001
Tipo :	Contención total
Volumen :	150,000m ³ (5,300,000 ft ³)
Altura interna :	39.6 m (129.7 ft)
Altura sin tapa :	42.4 m (139.1 ft)
Altura con tapa :	52.7 m (173 ft)
Diámetro interno :	71.4 m (234.1 ft)
Diámetro externo :	75.0 m (246 ft)
Espesor del concreto :	0.80 m (2.62 ft)
Espesor de perlita :	0.80 m (2.62 ft)

El diagrama muestra un tanque exterior de almacenamiento de concreto con una estructura de arco. Dentro del tanque exterior hay un tanque interno de almacenamiento de Ni al 9%. El tanque exterior tiene un espesor de concreto de 0.80 m y un espesor de perlita de 0.80 m. El tanque interno tiene un diámetro interno de 71.4 m y un diámetro externo de 75.0 m. La altura interna del tanque exterior es de 39.6 m, la altura sin tapa es de 42.4 m y la altura con tapa es de 52.7 m. El volumen del tanque exterior es de 150,000 m³ (5,300,000 ft³).

⁽⁸⁾ Fuentes: Terminal “El Musel”, España y Quintero, Chile <http://www.enegas.com>, <http://www.gnlquintero.com>

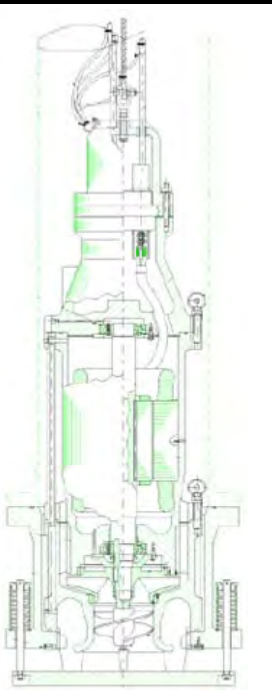
6.2 Bombas primarias:

Para el caso de las bombas primarias se consideró que:

- Al no contar con tuberías de salida por la parte inferior de los tanques de almacenamiento, las bombas tipo sumergible son de gran utilidad, ya que pueden sacarse del tanque sin interrumpir el proceso.
- Como medidas de protección se consideró una eficiencia en las bombas del 70% y un flujo 10% mayor al requerido de acuerdo a los balances de materia y energía.

Tabla 7

Bombas primarias	
Especificaciones	
Clave :	BP-001
Tipo :	Sumergible
Flujo total :	4,700 GPM
Potencia al freno total :	1,180 BHP
Presión en la succión :	1.3 atm (19.1 lb/in ²)
Presión de descarga :	9 atm (132.3 lb/in ²)



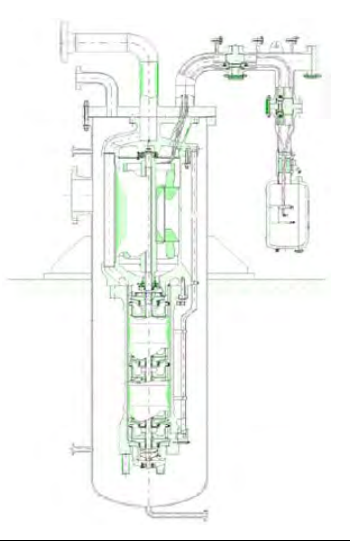
6.3 Bombas secundarias:

Para las bombas secundarias las especificaciones se generaron a partir de:

- De acuerdo a los equipos instalados en las terminales ya existentes, se recomienda que las bombas secundarias empleadas sean del tipo centrífugas, ya que permiten subir la presión hasta un valor algo superior al de emisión de la Terminal.
- Como medidas de protección se consideró una eficiencia en las bombas del 70% y un flujo 10% mayor al requerido de acuerdo a los balances de materia y energía.

Tabla 8

Bombas secundarias	
Especificaciones	
Clave :	BS-001
Tipo :	Centrifuga
Flujo total :	4,870 GPM
Potencia al freno total :	880 BHP
Presión en la succión :	9 atm (132,2 lb/in ²)
Presión de descarga :	80.7 atm (1,186 lb/in ²)



6. 4 Compresores (vapores):

Dentro de las consideraciones realizadas en el predimensionamiento de los compresores de vapor se tiene que:

- Deben ser del tipo centrifugo, ya que tomando como referencia los equipos instalados en plantas existentes, se les considera los más adecuados para operar en el rango de flujos dentro de los casos estudiados en el proceso.
- Para determinar la potencia del equipo se consideró la siguiente relación:

$$hp = 3.03 \times 10^{-5} P_1 W_1 \ln(P_2/P_1)$$

En donde:


P_1, P_2 = Presión de entrada y descarga, respectivamente; lb/ft²

W_1 = Flujo volumétrico en la condición de entrada; ft³/h

- Se consideró una eficiencia del 70% en el equipo.

Tabla 9

Compresores (vapores)	
Especificaciones	
Clave :	BB-001
Tipo :	Centrifugo
Potencia total :	2,772 BHP
Presión en la succión:	0.9 atm (12.8 lb/in ²)
Presión de descarga :	9 atm (132.3 lb/in ²)



6.5 Compresores (Distribución):

Los criterios para los compresores de distribución de GN, son los mismos que los considerados para los compresores del vapor de GN.

Tabla 10

Compresores (Distribución)	
Especificaciones	
Clave :	BB-002
Tipo :	Centrifugo
Potencia total :	615 BHP
Presión en la succión :	78 atm (1,146.3 lb/in ²)
Presión de descarga :	80 atm (1,175.7 lb/in ²)

6.6 Vaporizadores de combustión sumergida:

Con la información recolectada y generada se determinó lo siguiente:

- Por medio de los balances de materia y energía se obtuvo la capacidad total en BTU/h que requieren los vaporizadores para llevar a cabo el proceso; como medida de protección se aumentó 5% a éste valor.
- Considerando que la mayoría de las plantas tienen una capacidad de 500 MMBTU y que la fotografía mostrada en la tabla 11, corresponde a una de dichas plantas; se determinaron las dimensiones del equipo.

Tabla 11

Vaporizadores de Combustión Sumergida	
Especificaciones	
Clave :	VS-001,VS-002
Capacidad total :	320,000,000 BTU/h
Largo :	9.9 m (32.5 ft)
Ancho :	6.5 m (21.4 ft)
Altura (sin chimenea) :	3.2 m (10.5 ft)
Altura de chimenea :	5.3 m (17.4 ft)



6.7 Bomba para transporte de agua dulce:

Para el caso de las BA-002 se consideró:

- Como medidas de protección se consideró una eficiencia en las bombas del 70% y un flujo 10% mayor al requerido de acuerdo a los balances de materia y energía.

Tabla 12

Bomba para transporte de agua dulce	
Especificaciones	
Clave :	BA-002
Tipo :	Centrífuga
Flujo total :	8,710 GPM
Potencia al freno total :	740 BHP
Presión en la succión :	1 atm (14.7 lb/in ²)
Presión de descarga :	2 atm (29.4 lb/in ²)

6.8 Tanque de almacenamiento NaOH

Las especificaciones de este equipo se generaron a partir de:

- A partir del flujo volumétrico de la solución de NaOH al 30% vol., se consideró una capacidad de almacenamiento de 4 días.
- Se consideró una relación del diámetro-altura de: $h=2D$.

Tabla 13

Tanque de almacenamiento NaOH	
Especificaciones	
Clave :	TA-001
Material :	Acero inoxidable
Volumen :	173.7m ³ (6,134 ft ³)
Altura :	9.6 m (31.5 ft)
Diámetro :	4.8 m (15.8 ft)
Espesor del acero :	0.0127 m (0.042 ft)

6.9 Tanque agitado

Los criterios considerados para este equipo fueron:

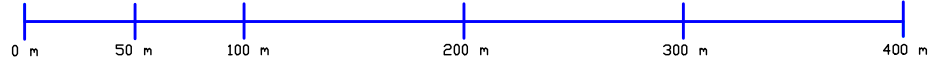
- A partir de el flujo volumétrico de la corriente 45, se consideró una capacidad para 2 días.
- Para determinar la altura del tanque se utilizó la siguiente relación: $h=0.74V^{1/3}$; y el diámetro se ajustó a la condición del volumen requerido.

Tabla 14
Tanque agitado

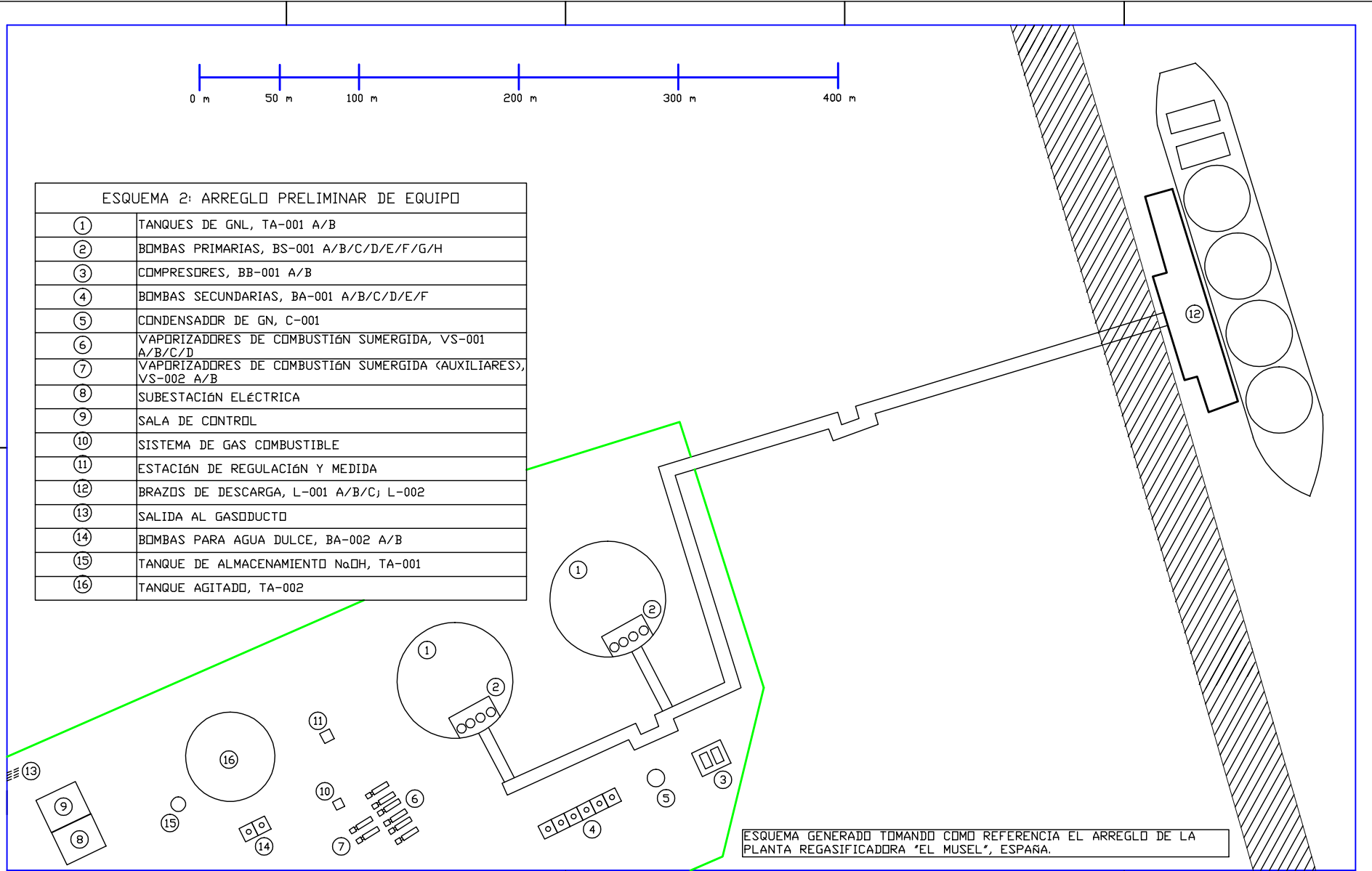
Tanque agitado	
Especificaciones	
Clave :	TA-002
Material :	Acero inoxidable
Volumen :	83,583 m ³ (2,951,709 ft ³)
Altura :	32.3 m (106 ft)
Diámetro :	57.4 m (188.3 ft)
Espesor del acero :	0.0127 m (0.042 ft)

7.0 ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO

A continuación se propone la distribución general de los equipos dentro de la planta regasificadora. El arreglo fue considerado tomando como referencia la distribución existente dentro de la planta de “El Musel” en España; la cual posee una capacidad de almacenamiento igual a la que se evalúa en la presente tesis:



ESQUEMA 2: ARREGLO PRELIMINAR DE EQUIPO	
①	TANQUES DE GNL, TA-001 A/B
②	BOMBAS PRIMARIAS, BS-001 A/B/C/D/E/F/G/H
③	COMPRESORES, BB-001 A/B
④	BOMBAS SECUNDARIAS, BA-001 A/B/C/D/E/F
⑤	CONDENSADOR DE GN, C-001
⑥	VAPORIZADORES DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA, VS-001 A/B/C/D
⑦	VAPORIZADORES DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA (AUXILIARES), VS-002 A/B
⑧	SUBESTACIÓN ELÉCTRICA
⑨	SALA DE CONTROL
⑩	SISTEMA DE GAS COMBUSTIBLE
⑪	ESTACIÓN DE REGULACIÓN Y MEDIDA
⑫	BRAZOS DE DESCARGA, L-001 A/B/C; L-002
⑬	SALIDA AL GASODUCTO
⑭	BOMBAS PARA AGUA DULCE, BA-002 A/B
⑮	TANQUE DE ALMACENAMIENTO NaOH, TA-001
⑯	TANQUE AGITADO, TA-002



ESQUEMA GENERADO TOMANDO COMO REFERENCIA EL ARREGLO DE LA PLANTA REGASIFICADORA "EL MUSEL", ESPAÑA.

8.0 ESTIMACIÓN DE COSTOS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

8.1 Estimación de costos

A partir del dimensionamiento preliminar del equipo y con la finalidad de obtener el costo real de los equipos, se recomienda consultar con los proveedores. En este caso, el método empleado para estimar su valor fue el dado por el artículo de “Data and techniques for preliminary capital cost. Estimating”⁽⁹⁾, el cual consiste en asignar valores de capacidad y condiciones de operación en el equipo, al igual que el año en el que se quiere realizar la cotización.

En la siguiente sección se muestran la cantidad requerida de los equipos y su costo.

8.1.1 Tanques de almacenamiento:

Volumen total de cada tanque: 150,000 m³ (5,300,000 ft³)

Cantidad requerida: 2

Costo Unitario: 60,375,000 USD

Costo Total: 120,750,000 USD

8.1.2 Bombas primarias:

Potencia requerida total: 1,180 BHP

Presión de descarga: 80.7 atm (1,186 lb/in²)

Cantidad requerida: 8

Potencia requerida por bomba: 150 BHP

Costo Unitario: 2,587,500 USD

Costo Total: 20,700,000 USD

⁽⁹⁾ Costo originado a partir de: Capital Cost Estimating. Guthrie, K.M. Chemical Engineering. March 24th, 1969.

8.1.3 Bombas secundarias:

Potencia requerida total: 880 BHP

Presión de descarga: 9 atm (132.3 lb/in²)

Cantidad requerida: 6

Potencia requerida por bomba: 150 BHP

Costo Unitario: 3,125,000 USD

Costo Total: 18,750,000 USD

8.1.4 Condensador de GN:⁽¹⁰⁾

Cantidad requerida: 1

Costo Total: 1,265,000 USD

8.1.5 Compresores de GN (vapores):

Potencia requerida total: 2,772 BHP

Presión de descarga: 9 atm (132.3 lb/in²)

Cantidad requerida: 2

Costo Unitario: 893,000 USD

Costo Total: 1,786,000 USD

8.1.6 Compresores de GN (Distribución):

Potencia requerida total: 615 BHP

Cantidad requerida: 1

Costo Total: 590,000 USD

⁽¹⁰⁾ Costo obtenido a partir de la Tabla 1. Compromisos mínimos de inversión para la planta de Gas Natural Baja California, S. de R. L. de C.V., Condensador, <http://www.cre.gob.mx>

8.1.7 Vaporizadores de combustión sumergida:

Carga requerida total: 320,000,000 BTU/h

Cantidad requerida en operación normal: 4

Cantidad requerida operando con los vaporizadores auxiliares: 2

Carga requerida por vaporizador: 80,000,000 BTU/h

Costo Unitario: 436,900 USD

Costo Total: 2,621,400 USD

8.1.8 Bombas para transporte de agua dulce

Potencia requerida total: 740 BHP

Presión de descarga: 2 atm (29.4 lb/in²)

Cantidad requerida: 2

Potencia requerida por bomba: 370 BHP

Costo Unitario: 15,900 USD

Costo Total: 31,800 USD

8.1.9 Tanque de almacenamiento NaOH

Volumen total de cada tanque: 173.7 m³ (6,134 ft³)

Cantidad requerida: 1

Costo Total: 48,090 USD

8.1.10 Tanque agitado

Volumen total de cada tanque: 83,583m³ (2,951,709 ft³)

Cantidad requerida: 1

Costo Total: 121,054 USD

8.1.11 Costo total de los equipos:

Tabla 15
Costo total de los equipos

Equipo	Costo (USD)
Tanques de almacenamiento	120,750,000
Bombas primarias	20,700,000
Bombas secundarias	18,750,000
Compresor Centrifugos(vapores)	1,786,000
Compresor Centrifugos(Distribución)	590,000
Condensador de GN	1,265,000
Vaporizador Comb. Sum.	2,621,400
Bombas para transporte de agua dulce	31,800
Tanque de almacenamiento NaOH	48,090
Tanque agitado	121,054
TOTAL	166,663,344

8.1.12 Terminal marina:⁽¹¹⁾

Considerando conceptos como:

Brazos de descarga y retorno

Área del muelle

Longitud de tubería (4,922 ft aprox.)

Accesorios

Instalación

Ingeniería y supervisión

Costo Total: 189,721,257 USD

⁽¹¹⁾ Ver (14), Terminal marina, <http://www.cre.gob.mx>

8.1.13 Costo de planta:⁽¹²⁾⁽¹³⁾

Tabla 16
Costo de planta

Concepto	Costo (USD)	%
Terminal marina	189,721,257	
Compra de equipo	166,663,344	23.0
Instalación del equipo	60,143,728	8.3
Instrumentación (instalación)	46,375,887	6.4
tubería (instalación)	52,897,496	7.3
Instalación eléctrica	33,332,669	4.6
Edificios (Incluyendo servicios)	33,332,669	4.6
Malacates de arrastre	13,043,218	1.8
Facilidades de servicios (instalac	99,998,006	13.8
Terreno	6,521,609	0.9
Ingeniería y supervisión	66,665,338	9.2
Gastos de construcción	79,708,556	11.0
Honorarios de los contratistas	13,043,218	1.8
Contingencia	52,897,496	7.3
Total	914,344,492	100

8.2 Evaluación económica

8.2.1 Estado pro forma:

Los estados pro-forma son estados financieros proyectados, muestran los ingresos y costos esperados en un horizonte temporal. Para preparar en la forma debida los estados pro-forma, deben desarrollarse determinados presupuestos de forma preliminar. La serie de presupuestos comienza con los pronósticos de ventas y termina con el flujo de efectivo. A continuación se presentan los principales conceptos a considerar en una planta regasificadora:

Ventas en MMBTU GN/año⁽¹⁴⁾

Costo por MMBTU GNL/año y Descargas en planta⁽¹⁵⁾

Mantenimiento de los equipos⁽¹⁵⁾

Consumo energético en el proceso⁽¹⁶⁾

Consumo de GN en el proceso⁽¹⁷⁾

⁽¹²⁾ Porcentajes de costos de planta considerados bajo el criterio: Peters, M & Timmerhaus, L. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. McGRAW-Hill. 2nd Edition, 1968. page 133.

⁽¹³⁾ El concepto de Terminal marina se considera de forma independiente a los porcentajes de costo de planta debido a que no se encuentra especificado dentro de éstos.

⁽¹⁴⁾ Los criterios considerados para este concepto se muestra en el apéndice E.

⁽¹⁵⁾ Ver (6), page 134. Criterio costo de mantenimiento entre el 2% y el 6% de la inversión total.

⁽¹⁶⁾ Basado en los requerimientos energéticos de las bombas primarias, secundarias, para el transporte de agua dulce y compresores de la planta; y la tarifa para una región costera: O-M-CFE Media tensión en Mérida, Yucatán.

⁽¹⁷⁾ Calculado a partir del máximo consumo obtenido en el BME para la mezcla pobre "Australia".
Caso: Sin descarga.

Consumo de energía en oficinas ⁽¹⁸⁾
Consumo de agua y NaOH⁽¹⁹⁾
Salarios ⁽²⁰⁾
Depreciación
Impuestos (ISR y PTU)
Flujo de efectivo

A continuación se presentan el estado de resultado pro forma para un horizonte económico de diez años, periodo en el que se considera la depreciación de los equipos. Con la finalidad de ver con claridad los valores durante el periodo de diez años, se decidió seccionar la tabla de la forma siguiente:

Tabla 17

ESTADO DE RESULTADOS PRO FORMA			
CONCEPTO	Año		
	0	1	2
- Inversión Total (USD)	914,344,492		
+ Ventas MMBTU GN/año (USD)		60,919,293,400	60,919,293,400
- Costo anual MMBTU GNL/año y Descarga (USD)		56,109,875,500	56,109,875,500
- Mantenimiento anual de los equipos (USD)		54,860,670	54,860,670
- Consumo de energía en el proceso (USD)		450,545,582	450,545,582
- Consumo GN en el proceso (USD)		14,779,703	14,779,703
- Consumo de energía en oficinas (USD)		1,333,307	1,333,307
- Consumo de agua y NaOH (USD)		33,279,677	33,279,677
- Salarios (USD)		3,716,076,897	3,716,076,897
- Depreciación (USD)		29,926,940	29,926,940
Utilidad antes de impuestos (USD)		508,615,125	508,615,125
- ISR 32% (USD)		162,756,840	162,756,840
- PTU 10% (USD)		50,861,513	50,861,513
Flujo de efectivo (FEi)	-914,344,492	294,996,773	294,996,773
Vpi (FED)	-914,344,492	258,769,099	226,990,438
PRI	-914,344,492	-655,575,393	-428,584,955

ESTADO DE RESULTADOS PRO FORMA			
CONCEPTO	Año		
	3	4	5
- Inversión Total (USD)			
+ Ventas MMBTU GN/año (USD)	60,919,293,400	60,919,293,400	60,919,293,400
- Costo anual MMBTU GNL/año y Descarga (USD)	56,109,875,500	56,109,875,500	56,109,875,500
- Mantenimiento anual de los equipos (USD)	54,860,670	54,860,670	54,860,670
- Consumo de energía en el proceso (USD)	450,545,582	450,545,582	450,545,582
- Consumo GN en el proceso (USD)	14,779,703	14,779,703	14,779,703
- Consumo de energía en oficinas (USD)	1,333,307	1,333,307	1,333,307
- Consumo de agua y NaOH (USD)	33,279,677	33,279,677	33,279,677
- Salarios (USD)	3,716,076,897	3,716,076,897	3,716,076,897
- Depreciación (USD)	29,926,940	29,926,940	29,926,940
Utilidad antes de impuestos (USD)	508,615,125	508,615,125	508,615,125
- ISR 32% (USD)	162,756,840	162,756,840	162,756,840
- PTU 10% (USD)	50,861,513	50,861,513	50,861,513
Flujo de efectivo (FEi)	294,996,773	294,996,773	294,996,773
Vpi (FED)	199,114,419	174,661,771	153,212,080
PRI	-229,470,536	-54,808,765	98,403,314

(18) Ver (6), pág. 132. El consumo de energía en oficinas equivale entre el 3% y 4% del costo del edificio en la inversión total.

(19) A partir de los BME se obtuvieron los flujos volumétricos de agua requerida en la operación de los

ESTADO DE RESULTADOS PRO FORMA			
CONCEPTO	Año		
	6	7	8
- Inversión Total (USD)			
+ Ventas MMBTU GN/año (USD)	60,919,293,400	60,919,293,400	60,919,293,400
- Costo anual MMBTU GNL/año y Descarga (USD)	56,109,875,500	56,109,875,500	56,109,875,500
- Mantenimiento anual de los equipos (USD)	54,860,670	54,860,670	54,860,670
- Consumo de energía en el proceso (USD)	450,545,582	450,545,582	450,545,582
- Consumo GN en el proceso (USD)	14,779,703	14,779,703	14,779,703
- Consumo de energía en oficinas (USD)	1,333,307	1,333,307	1,333,307
- Consumo de agua y NaOH (USD)	33,279,677	33,279,677	33,279,677
- Salarios (USD)	3,716,076,897	3,716,076,897	3,716,076,897
- Depreciación (USD)	29,926,940	29,926,940	29,926,940
Utilidad antes de impuestos (USD)	508,615,125	508,615,125	508,615,125
- ISR 32% (USD)	162,756,840	162,756,840	162,756,840
- PTU 10% (USD)	50,861,513	50,861,513	50,861,513
Flujo de efectivo (FEi)	294,996,773	294,996,773	294,996,773
Vpi (FED)	134,396,561	117,891,720	103,413,790
PRI	232,799,876	350,691,596	454,105,386

ESTADO DE RESULTADOS PRO FORMA		
CONCEPTO	Año	
	9	10
- Inversión Total (USD)		
+ Ventas MMBTU GN/año (USD)	60,919,293,400	60,919,293,400
- Costo anual MMBTU GNL/año y Descarga (USD)	56,109,875,500	56,109,875,500
- Mantenimiento anual de los equipos (USD)	54,860,670	54,860,670
- Consumo de energía en el proceso (USD)	450,545,582	450,545,582
- Consumo GN en el proceso (USD)	14,779,703	14,779,703
- Consumo de energía en oficinas (USD)	1,333,307	1,333,307
- Consumo de agua y NaOH (USD)	33,279,677	33,279,677
- Salarios (USD)	3,716,076,897	3,716,076,897
- Depreciación (USD)	29,926,940	29,926,940
Utilidad antes de impuestos (USD)	508,615,125	508,615,125
- ISR 32% (USD)	162,756,840	162,756,840
- PTU 10% (USD)	50,861,513	50,861,513
Flujo de efectivo (FEi)	294,996,773	294,996,773
Vpi (FED)	90,713,851	79,573,553
PRI	544,819,237	624,392,790

vaporizadores y en la mezcla de NaOH; el costo del agua dulce se consideró de 0.0024 \$/L, CONAGUA, <http://www.cna.gob.mx>

El precio del NaOH se consideró en 115 \$/Kg, <http://www.quiminet.com>.

Cotización Dólar-Peso: 13.27 \$/USD, al 03/08/09, <http://mx.cotizacion-dolar.com>

- (20) Baasel, W. PRELIMINARY CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN. 2nd Edition. VNB. USA, 1990, page 230. los salarios de personal de planta se consideran entre el 4.1-6.1 % del total de las ventas. Se considera dentro de los salarios a los operadores de planta, ingenieros de proceso, supervisores, técnicos, secretarias, personal de mantenimiento, entre otros.

8.2.2 Tasa de descuento:

Se considera tasa de descuento a aquel interés que obtiene el inversionista por llevar a cabo el préstamo monetario. Para el caso de estudio se considera que la totalidad del financiamiento es aportado por una institución bancaria, por lo que el valor es de:

$$i = 14 \%$$

8.2.3 Valor Presente Neto (VPN):

Se le considera como un criterio para evaluar la factibilidad de un proyecto y representa la suma de la inversión inicial más los ingresos netos futuros del proyecto. En las condiciones evaluadas, el valor obtenido es de:

$$\text{VPN} = 22,428,056 \text{ USD}$$

8.2.4 Tasa Interna de Retorno (TIR):

Este criterio indica la rentabilidad promedio generada por el proyecto de inversión y es la tasa requerida para que el Valor Presente Neto sea igual a cero:

$$\text{TIR} = 30\%$$

8.2.5 Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI):

Este criterio indica el plazo en que la inversión original se recupera a partir de las utilidades futuras. De acuerdo a lo anterior la inversión se recuperará en el quinto año de operación de la planta.

9.0 ANÁLISIS DE RESULTADOS

El panorama a nivel mundial indica que el consumo de gas natural aumentará en los próximos años como resultado de sus aplicaciones en los sectores domésticos e industriales. Retomando los valores de producción y consumo en México de la tabla 3 (Panorama Gas Natural):

Año 2007	
Producción nacional :	41,370 MMmc
Consumo nacional :	47,500 MMmc

Se observa que alrededor del 13% del energético es importado para satisfacer la demanda. En el año 2008 el consumo fue de más de 48,180 MMmc y de seguir la relación obtenida para el año 2007, es de suponerse que el 13% de este valor sea importado.

De la misma fuente se determinó que las reservas mundiales de GN ascienden a 1.5×10^8 MMmc, y el consumo mundial en ese año fue de 2.68×10^{12} m³; por lo que, a partir de la tendencia observada en la figura 1 (Consumo mundial del GN), se evaluaron los años en los que se consumirían dichas reservas, con un aumento del 3% en el consumo mundial anual. Iterando en la siguiente ecuación:

$$n = \frac{\text{Reservas Comprobadas}}{\text{Consumo Mundial}(1+a)^n}$$

En donde:

a = Aumento anual en el consumo mundial, %
n= Años

Se obtuvo que:

Tomarían 27 años el acabar con las reservas comprobadas, pero si el consumo se duplicase a un 6% el tiempo de vida de las reservas se reduciría a menos de 20 años.

Los tipos de mezcla evaluados fueron:

- Mezcla rica o KENAI.
- Mezcla estándar o GORGON.
- Mezcla pobre o AUSTRALIA.

Para efecto de análisis se compararán las corrientes <2>, <9> y <11> (corriente de GN a la salida de los tanques de almacenamiento, corriente de GN alimentado al buque tanque y corriente de GN a la entrada del condensador, respectivamente) de los diferentes tipos de mezcla evaluados en el caso en el que la planta llegue a operar bajo la descarga de un buque tanque:

Tabla 18
Corrientes de GN a la salida de tanques de almacenamiento. Caso: Descarga de
buque tanque

Corriente <2> :				
		KENAI	GORGÓN	AUSTRALIA
Metano	%	0.99328	0.92421	0.86294
Etano	%	0.00284	0.05056	0.09082
Propano	%	0.00203	0.01615	0.03615
n-Butano	%	0.00051	0.00353	0.00537
i-Butano	%	0.00041	0.00232	0.00435
n-Pentano	%	0.00010	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00050	0.00010
Nitrógeno	%	0.00073	0.00273	0.00028
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	24,477.31	25,560.56	24,828.07
Flujo Volumétrico	m3/hr	926.91	987.35	979.39
	(ft3/hr)	(32,708.73)	(34,841.60)	(34,560.75)
Flujo Másico	kg/hr	396,492.35	447,618.70	465,500.32
	(lb/hr)	(874,114.78)	(986,828.94)	(1,026,251.11)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1984	17.5121	18.7490
Densidad Molar	kgmol/m3	26.4075	25.8880	25.3505
Densidad Másica	kg/m3	427.7580	453.3537	475.2956
Densidad Másica	(lb/ft3)	(26.70)	(28.30)	(29.67)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-89,691.37	-91,589.77	-93,812.82
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,537.06	-5,230.09	-5,003.63
	(BTU/lb)	-(2,380.51)	-(2,248.54)	-(2,151.18)
	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)

Tabla 19
Corrientes de GN alimentado al buque tanque. Caso: Descarga de buque tanque

Corriente <9> :				
		KENAI	GORGÓN	AUSTRALIA
Metano	%	0.98179	0.92319	0.98985
Etano	%	0.00001	0.00009	0.00016
Propano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.01821	0.07672	0.00999
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	1,467.82	1,466.17	1,468.07
Flujo Volumétrico	m3/hr	12,000.00	12,000.00	12,000.00
	(ft3/hr)	(423,456.00)	(423,456.00)	(423,456.00)
Flujo Másico	kg/hr	23,868.22	24,869.94	23,730.87
	(lb/hr)	(52,620.36)	(54,828.76)	(52,317.54)
Temperatura	°C	-140.00	-140.00	-140.00
	(°F)	-(220.00)	-(220.00)	-(220.00)
Presión	atm	(9.00-1.30)	(9.00-1.30)	(9.00-1.30)
	(psia)	(132.26-19.10)	(132.26-19.10)	(132.26-19.10)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.2610	16.9625	16.1647
Densidad Molar	kgmol/m3	0.1223	0.1222	0.1223
Densidad Másica	kg/m3	1.9890	2.0725	1.9776
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.12)	(0.13)	(0.12)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
	kJ/kgmol	-79,191.11	-74,756.61	-79,815.99
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,870.00	-4,407.17	-4,937.66
	(BTU/lb)	-(2,093.72)	-(1,894.74)	-(2,122.82)

Tabla 20
Corrientes de GN a la entrada del condensador. Caso: Descarga de buque tanque

Corriente <11> :				
		KENAI	GORGON	AUSTRALIA
Metano	%	0.98179	0.92319	0.98985
Etano	%	0.00001	0.00009	0.00016
Propano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.01821	0.07672	0.00999
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	1,075.78	51.47	786.58
Flujo Volumétrico	m3/hr	1,985.42	95.27	1,519.57
	(ft3/hr)	(70,061.62)	(3,361.93)	(53,622.69)
Flujo Másico	kg/hr	17,493.20	873.00	12,714.90
	(lb/hr)	(38,565.85)	(1,924.63)	(28,031.51)
Temperatura	°C	-59.05	-59.10	-60.90
	(°F)	-(74.29)	-(74.38)	-(77.62)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.2610	16.9625	16.1647
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5418	0.5402	0.5176
Densidad Másica	kg/m3	8.8108	9.1633	8.3674
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.55)	(0.57)	(0.52)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
	kJ/kgmol	-76,713.59	-72,294.48	-77,402.32
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,717.64	-4,262.02	-4,788.35
	(BTU/lb)	-(2,028.22)	-(1,832.34)	-(2,058.62)

En la tabla 15 se observa que el mayor flujo requerido para suministrar los 500 MMPCSD se obtiene con la mezcla tipo Australia. Las propiedades de los fluidos son similares ya que se encuentran bajo las mismas condiciones de proceso y la única variante es la composición de la mezcla.

De la tabla 16 se aprecia que el flujo másico de GN requerido para suministrar los 12,000m³ al buque tanque, es mayor para la mezcla tipo Gorgón que para la tipo Australia.

En la tabla 17 se observa que la cantidad de gas natural a procesar es mayor para la mezcla tipo Kenai que para el tipo Gorgón.

A continuación se muestran los flujos y condiciones de operación para las corrientes <2> y <11> para el caso sin descarga:

Tabla 21
Corrientes de GN a la salida de tanques de almacenamiento. Caso: Sin descarga

Corriente <2> :				
		KENAI	GORGÓN	AUSTRALIA
Metano	%	0.99310	0.92420	0.86450
Etano	%	0.00280	0.05010	0.08970
Propano	%	0.00200	0.01600	0.03570
n-Butano	%	0.00050	0.00350	0.00530
i-Butano	%	0.00040	0.00230	0.00430
n-Pentano	%	0.00010	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00050	0.00010
Nitrógeno	%	0.00100	0.00340	0.00040
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,584.68	25,610.19	25,639.38
Flujo Volumétrico	m3/hr	968.82	989.08	1,010.82
	(ft3/hr)	(34,187.60)	(34,902.64)	(35,669.98)
Flujo Másico	kg/hr	414,455.16	448,366.33	479,893.13
	(lb/hr)	(913,715.96)	(988,477.19)	(1,057,981.79)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1993	17.5073	18.7170
Densidad Molar	kgmol/m3	26.4082	25.8930	25.3648
Densidad Másica	kg/m3	427.7952	453.3167	474.7541
Densidad Másica	(lb/ft3)	(26.71)	(28.30)	(29.64)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-89,665.91	-91,515.77	-93,749.75
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,535.16	-5,227.28	-5,008.79
	(BTU/lb)	-(2,379.69)	-(2,247.33)	-(2,153.40)
	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)

Tabla 22
Corrientes de GN a la entrada del condensador. Caso:Sin descarga

Corriente <11> :				
		KENAI	GORGON	AUSTRALIA
Metano	%	0.97520	0.90636	0.98570
Etano	%	0.00001	0.00009	0.00016
Propano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.02480	0.09355	0.01414
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	4.08	4.12	4.57
Flujo Volumétrico	m3/hr	7.52	7.57	8.81
	(ft3/hr)	(265.34)	(267.19)	(310.85)
Flujo Másico	kg/hr	66.72	70.72	74.07
	(lb/hr)	(147.09)	(155.90)	(163.30)
Temperatura	°C	-59.50	-60.50	-50.80
	(°F)	-(75.10)	-(76.90)	-(59.44)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.3399	17.1640	16.2144
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5430	0.5441	0.5186
Densidad Másica	kg/m3	8.8730	9.3396	8.4088
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.55)	(0.58)	(0.52)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
	kJ/kgmol	-76,231.51	-71,071.70	-76,729.94
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,665.36	-4,140.75	-4,732.21
	(BTU/lb)	-(2,005.75)	-(1,780.20)	-(2,034.49)

Comparando las tablas 15 y 17 con la 18 y 19 se observa que los flujos de proceso son menores en los casos sin descarga.

Con el dimensionamiento preliminar de los equipos se obtuvo un costo total estimado en 166,526,744 USD y, por medio de los criterios especificados en el capítulo 8, un costo de planta de 913,750,579 USD. Cabe mencionar que al ser ingeniería conceptual, el margen de error en los datos mostrados puede variar en un $\pm 35\%$ y por medio de ingeniería básica y de detalle reducir considerablemente dicho rango.

Para determinar la rentabilidad del proyecto, se planteó el caso más crítico en el que la totalidad del financiamiento es aportado por una institución bancaria, lo que repercute en una elevada tasa de descuento (14%); se aplicaron métodos de evaluación económica, tales como Valor Presente Neto y Tasa Interna de Retorno y con ambos criterios se predice una rentabilidad aceptable del proyecto. Por medio del método de Periodo de Recuperación de la Inversión, se estima que la inversión se recuperará durante el quinto periodo de operación de la planta.

10.0 CONCLUSIONES

El GN es un recurso limitado, en el caso de seguir aumentando su consumo a nivel mundial en la forma examinada, solo se podrá garantizar su suministro por los próximos 27 años.

La información brindada por los balances de materia y energía tienen una gran trascendencia dentro del proyecto, ya que son la base que permiten la comprensión del proceso y el diseño de los equipos. Durante el análisis para los tipos de mezcla y sus casos evaluados, se observó que el flujo de proceso para suministrar los 500 MMPCSD, tiende a disminuir para las mezclas con un mayor contenido de metano. El mismo efecto se observa durante la descarga del buque tanque en el que se retorna parte del GN, en donde, al aumentar la composición de metano dentro de la mezcla procesada, el peso molecular disminuye y, por lo tanto, el flujo de GN requerido también. En base a lo anterior se puede deducir que, la composición de gas metano en los flujos de GN afectará directamente a la energía consumida en el proceso, y con ello a los costos de operación.

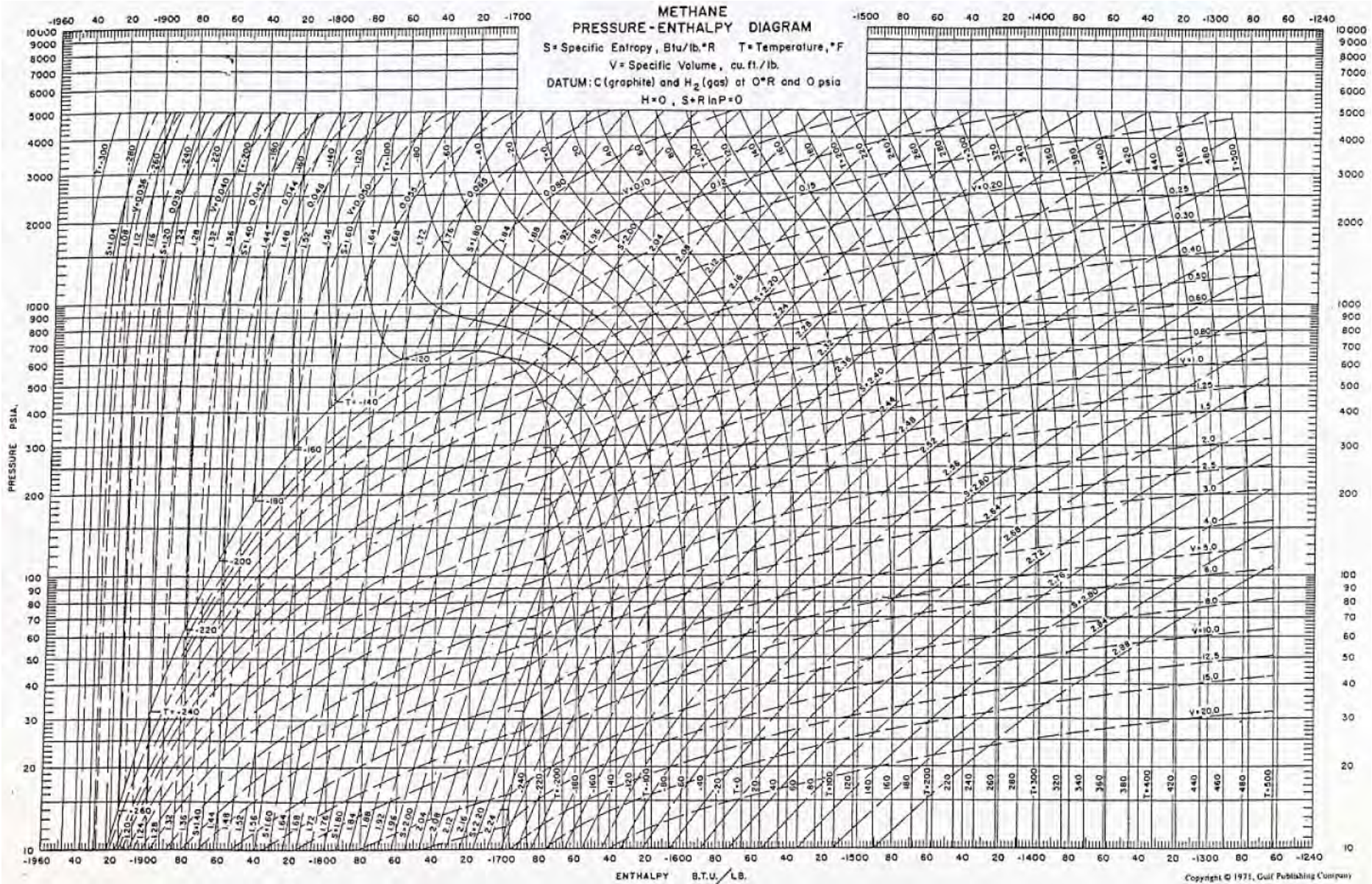
Los criterios utilizados en el estudio económico dan resultados satisfactorios, que permiten avalar la rentabilidad del proyecto.

El estudio técnico y económico generado, ayuda a comprender los beneficios de la tecnología de combustión sumergida; los cuales, le posibilitan como una tecnología atractiva para aplicarse en las futuras terminales por construir.

11.0 APÉNDICES

- Apéndice A DIAGRAMA PRESIÓN-ENTALPÍA
- Apéndice B REQUERIMIENTOS PARA LA OPERACIÓN EN EL VAPORIZADOR DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA
- Apéndice C CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL
- Apéndice D ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES
- Apéndice E COMPRA Y VENTA DE GNL
- Apéndice F EVALUACIÓN ECONÓMICA
- Apéndice G BALANCES DE MATERIA Y ENREGÍA

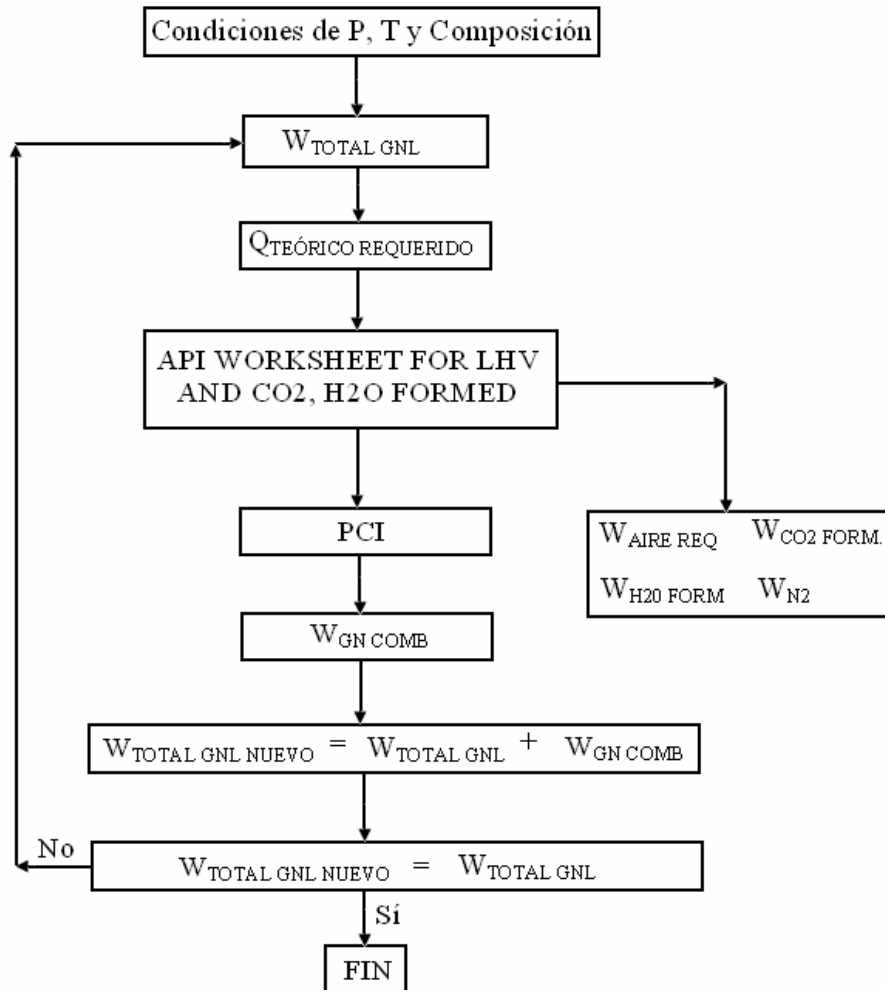
APÉNDICE A: DIAGRAMA PRESIÓN-ENTALPÍA



APÉNDICE B

REQUERIMIENTOS PARA LA OPERACIÓN EN EL VAPORIZADOR DE COMBUSTIÓN SUMERGIDA

REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS



En donde:

$W_{TOTAL\ GNL}$ = Flujo Total de GNL que entra a vaporización; lb/h

$Q_{TEÓRICO\ REQUERIDO}$ = Calor requerido para llevar al GNL a las condiciones de proceso; BTU/h

PCI = Poder Calorífico Inferior; BTU/lb

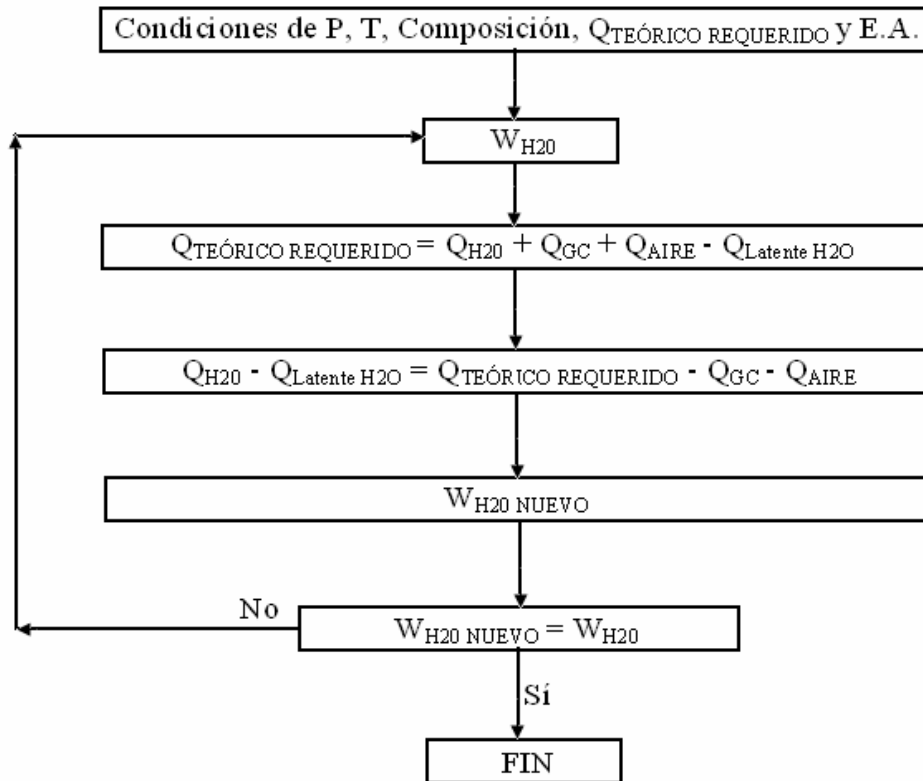
$W_{AIRE\ REQ}$ = Flujo de aire estequiométrico requerido para la combustión; lb/h

$W_{CO2\ FORM.}$, $W_{H2O\ FORM.}$ = Flujo de dióxido de carbono y agua formados durante la combustión; lb/h

W_{N2} = Flujo de nitrógeno contenido en el aire de proceso; lb/h

$W_{GN\ COMB}$ = Flujo de GN requerido para llevar a cabo la combustión; lb/h

CONSUMO DE AGUA EN EL VAPORIZADOR



En donde:

E.A. = Exceso de aire requerido para enfriamiento de los gases de combustión.

W_{H2O} = Flujo de agua en contacto directo con los tubos transportadores de GNL en el vaporizador; lb/h.

Q_{H2O} = Calor cedido por el agua en el proceso de vaporización; BTU/h

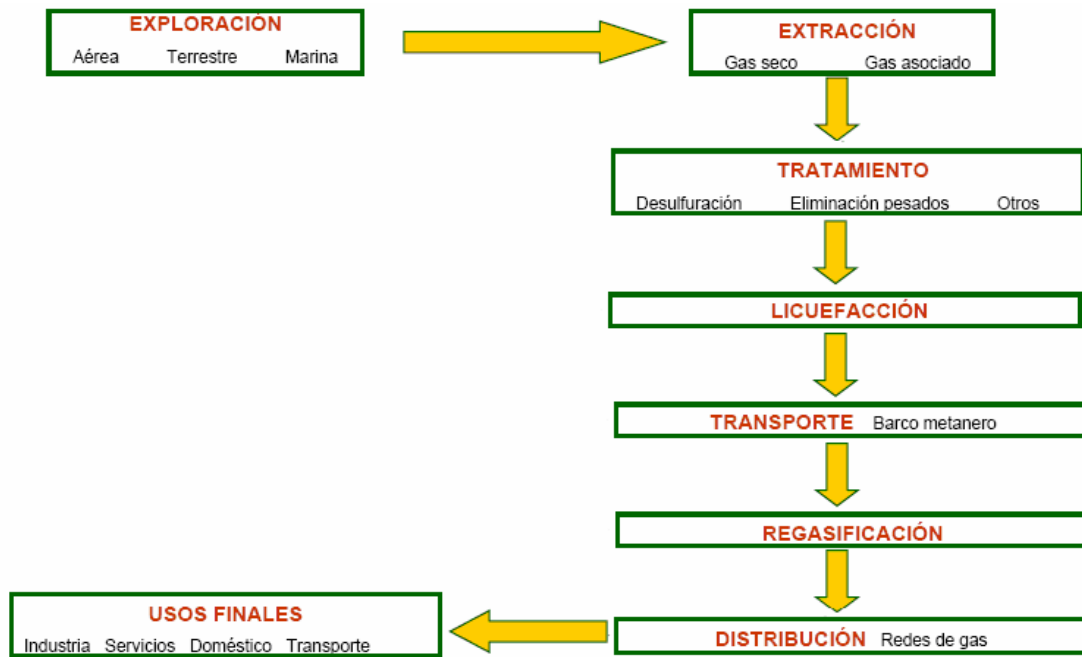
Q_{GC} = Calor cedido por los gases de combustión en el proceso de vaporización; BTU/h

Q_{AIRE} = Calor cedido por el aire de enfriamiento en el proceso de vaporización; BTU/h

$Q_{LATENTE\ H2O}$ = Calor requerido para vaporizar parte del agua contenida en el vaporizador; BTU/h

APÉNDICE C

CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL

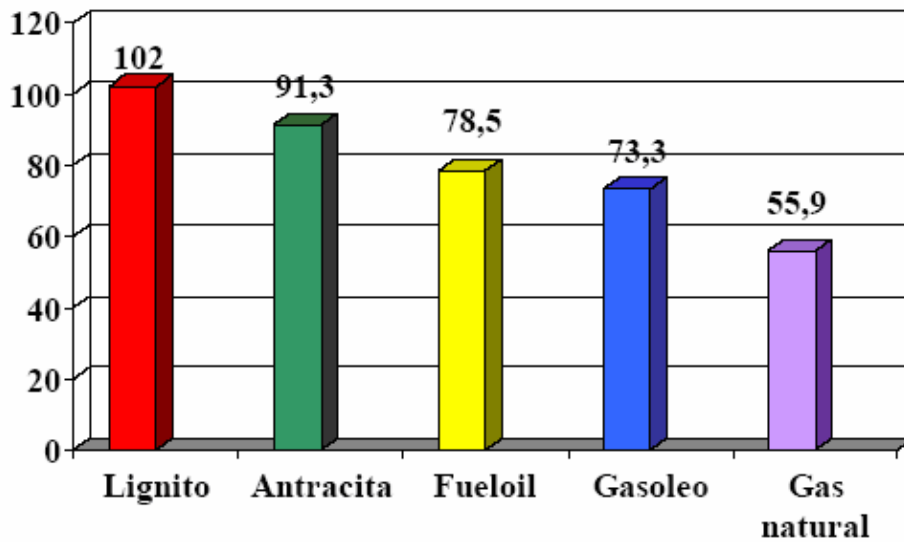


APÉNDICE D

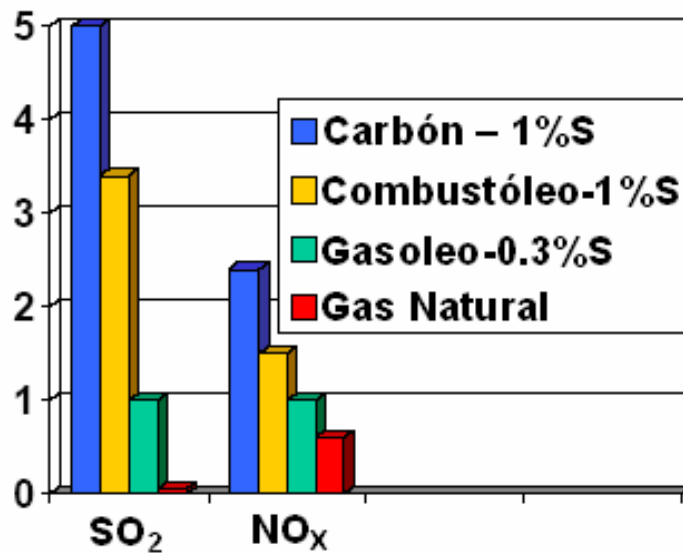
ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES⁽²¹⁾

CO₂ producido en la combustión de combustibles fósiles

Kg CO₂/GJ



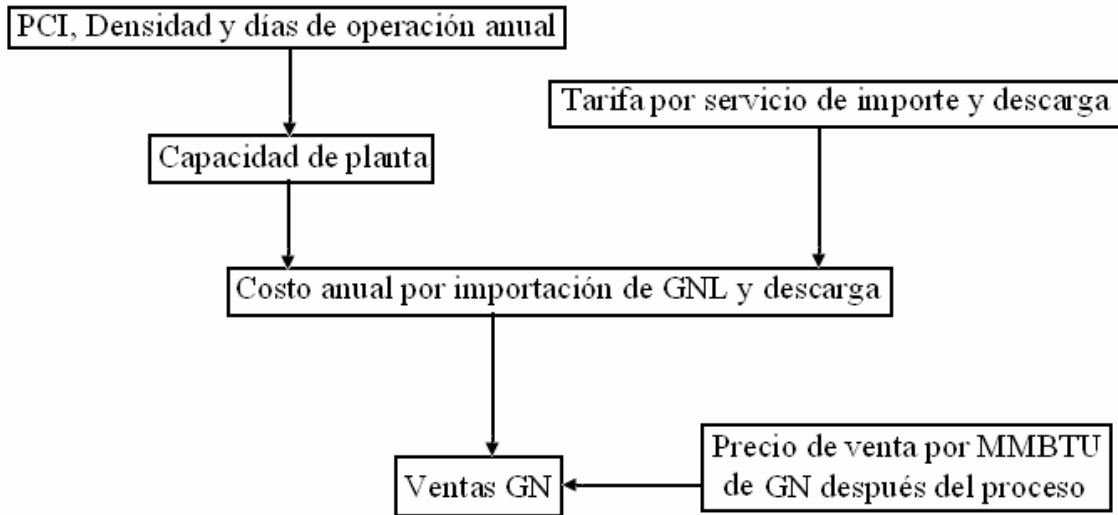
Emisiones de SO₂ y NO_x



⁽²¹⁾ Fuente: <http://www.eurogas.com>

APÉNDICE E

COMPRA Y VENTA DE GNL



En donde:

PCI = Poder Calorífico Inferior; BTU/lb

Capacidad de planta = MM BTU/año

Tarifa por servicio de importe y descarga= USD⁽²²⁾

Costo anual por importación de GNL y descarga = USD

Precio de venta por MMBTU de GN después del proceso = USD⁽²³⁾

Ventas GN = USD

⁽²²⁾ De acuerdo al estudio realizado por el mercado de GNL en Chile el valor varía entre 2.5-3.5 USD/MM BTU.

⁽²³⁾ Ver (23), el precio de venta aumenta 0.3 USD/ MM BTU al precio del GNL importado.

APÉNDICE F

EVALUACIÓN ECONÓMICA

Tasa de descuento:

Las tasas de descuento son tasas de rentabilidad. La rentabilidad en un solo periodo es el beneficio obtenido sobre la inversión inicial, es decir:

$$r = \frac{P_1 - P_0}{P_0}$$

Siendo:

P_1 = Valor de la inversión al final del periodo 1.

P_0 = Valor de la inversión en el momento 0.

Valor Presente Neto (VPN):

El Valor Presente Neto de un proyecto representa la suma presente de la inversión inicial más los ingresos netos presente y futuros del proyecto.

$$VP = \frac{C_n}{(1+i)^n}$$

$$VPN = \sum_{a=1}^n VP_a + I$$

Siendo:

VP= Valor Presente; USD.

C_n = Flujo de efectivo; USD.

i = Tasa de descuento.

n = Periodo en el que se evalúa.

I = Inversión del proyecto; USD

VPN = Valor Presente Neto; USD

De acuerdo al criterio cuando el VPN es positivo se debe adoptar el proyecto.

Tasa Interna de Retorno (TIR):

El cálculo del VPN a partir del descuento de flujos de efectivo es el procedimiento para evaluar proyectos de inversión que goza de mayor aceptación entre los directivos de las empresas. Sin embargo, la tasa interna de retorno es un criterio que indica la rentabilidad promedio generada por el proyecto de inversión y es la tasa requerida para que el Valor Presente Neto sea igual a cero, es decir:

$$0 = C_0 + \frac{C_1}{1+i} + \frac{C_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C_n}{(1+i)^n}$$

Siendo:

i = Tasa Interna de Retorno.

Como criterio se considera que el proyecto que contiene la más alta tasa de retorno, se considera la mejor.

Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI):

Este método de evaluación de proyectos indica el plazo en que la inversión original se recupera con las utilidades futuras. El principio en que se basa es que en cuanto más corto sea el plazo de recuperación y mayor la duración del proyecto, mayor será el beneficio que se obtenga. El período de recuperación se calcula sumando el flujo de efectivo generado en el periodo n con los respectivos Valores Presentes.

**APÉNDICE G
BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA**

**Tabla 23
BME para la mezcla rica “Kenai”. Caso: Con descarga**

		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Metano	%	0.99310	0.99328	0.99328	0.99328	0.98179	0.98179	0.98179	0.98179	0.98179
Etano	%	0.00280	0.00284	0.00284	0.00284	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001
Propano	%	0.00200	0.00203	0.00203	0.00203	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00050	0.00051	0.00051	0.00051	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00040	0.00041	0.00041	0.00041	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00100	0.00073	0.00073	0.00073	0.01821	0.01821	0.01821	0.01821	0.01821
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	316,324.43	24,477.31	7,368.97	17,108.34	2,543.59	2,543.59	2,543.59	2,543.59	1,467.82
Flujo Volumétrico	m3/hr	12,000.00	926.91	279.05	647.86	22,600.88	22,600.88	22,601.04	4,694.39	12,000.00
	(ft3/hr)	(423,776.04)	(32,708.73)	(9,847.06)	(22,861.67)	(797,539.84)	(797,539.84)	(797,545.41)	(165,655.71)	(423,456.00)
Flujo Másico	kg/hr	5,124,249.69	396,492.35	119,365.25	277,127.10	41,361.13	41,361.13	41,361.42	41,361.42	23,868.22
	(lb/hr)	(11,297,023.34)	(874,114.78)	(263,154.97)	(610,959.82)	(91,185.56)	(91,185.56)	(91,186.20)	(91,186.20)	(52,620.36)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-59.05	-140.00
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(74.29)	-(220.00)
Presión	atm	(12.00-1.30)	9.00	9.00	9.00	1.00	1.00	1.00	9.00	(9.00-1.30)
	(psia)	(176.35-19.10)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(14.62)	(14.62)	(14.62)	(132.26)	(132.26-19.10)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1993	16.1984	16.1984	16.1984	16.2610	16.2610	16.2610	16.2610	16.2610
Densidad Molar	kgmol/m3	26.3604	26.4075	26.4075	26.4075	0.1125	0.1125	0.1125	0.5418	0.1223
Densidad Másica	kg/m3	427.0208	427.7580	427.7580	427.7580	1.8301	1.8301	1.8301	8.8108	1.9890
Densidad Másica	(lb/ft3)	(26.66)	(26.70)	(26.70)	(26.70)	(0.11)	(0.11)	(0.11)	(0.55)	(0.12)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-89,681.38	-89,691.37	-89,691.37	-89,691.37	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,536.11	-5,537.06	-5,537.06	-5,537.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	-(2,380.10)	-(2,380.51)	-(2,380.51)	-(2,380.51)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	-79,910.87	-79,910.87	-79,910.87	-76,713.59	-79,191.11
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,914.26	-4,914.26	-4,914.26	-4,717.64	-4,870.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,112.75)	-(2,112.75)	-(2,112.75)	-(2,028.22)	-(2,093.72)

		10	11	12	13	15	16	17	18
Metano	%	0.98179	0.98179	0.99181	0.99279	0.99279	0.99279	0.99279	0.99279
Etano	%	0.00001	0.00001	0.00248	0.00272	0.00272	0.00272	0.00272	0.00272
Propano	%	0.00000	0.00000	0.00177	0.00195	0.00195	0.00195	0.00195	0.00195
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00044	0.00049	0.00049	0.00049	0.00049	0.00049
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00035	0.00039	0.00039	0.00039	0.00039	0.00039
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.01821	0.01821	0.00295	0.00146	0.00146	0.00146	0.00146	0.00146
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	1,075.78	1,075.78	8,444.75	25,553.09	25,553.09	25,553.09	25,553.09	553.09
Flujo Volumétrico	m3/hr	1,985.42	1,985.42	362.56	1,003.47	1,003.47	983.70	6,045.34	130.85
	(ft3/hr)	(70,061.62)	(70,061.62)	(12,794.07)	(35,410.30)	(35,410.30)	(34,712.74)	(213,328.04)	(4,617.41)
Flujo Másico	kg/hr	17,493.20	17,493.20	136,855.57	413,998.06	413,998.06	413,998.06	413,998.06	8,960.85
	(lb/hr)	(38,565.85)	(38,565.85)	(301,714.47)	(912,708.22)	(912,708.22)	(912,708.22)	(912,708.22)	(19,755.26)
Temperatura	°C	-59.05	-59.05	-131.20	-151.69	-151.69	-151.69	5.00	5.00
	(°F)	-(74.29)	-(74.29)	-(204.16)	-(241.04)	-(241.04)	-(241.04)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.2610	16.2610	16.2060	16.2015	16.2015	16.2015	16.2015	16.2015
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5418	0.5418	23.2919	25.4648	25.4648	25.9766	4.2269	4.2269
Densidad Másica	kg/m3	8.8108	8.8108	377.4687	412.5682	412.5682	420.8588	68.4822	68.4822
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.55)	(0.55)	(23.56)	(25.76)	(25.76)	(26.27)	(4.28)	(4.28)
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-87,681.93	-89,054.04	-89,054.04	-88,922.53	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-5,410.46	-5,496.66	-5,496.66	-5,488.54	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(2,326.08)	-(2,363.14)	-(2,363.14)	-(2,359.65)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-76,713.59	-76,713.59	0.00	0.00	0.00	0.00	-77,322.72	-77,322.72
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,717.64	-4,717.64	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,772.57	-4,772.57
	(BTU/lb)	-(2,028.22)	-(2,028.22)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,051.84)	-(2,051.84)

		19	21	22	23	24
Metano	%	0.99279	0.99279	0.99279	0.99279	0.99279
Etano	%	0.00272	0.00272	0.00272	0.00272	0.00272
Propano	%	0.00195	0.00195	0.00195	0.00195	0.00195
n-Butano	%	0.00049	0.00049	0.00049	0.00049	0.00049
i-Butano	%	0.00039	0.00039	0.00039	0.00039	0.00039
n-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.00146	0.00146	0.00146	0.00146	0.00146
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,914.49	5,914.49	5,914.49	5,818.83	5,818.83
	(ft3/hr)	(208,710.63)	(208,710.63)	(208,710.63)	(205,334.89)	(205,334.89)
Flujo Másico	kg/hr	405,037.21	405,037.21	405,037.21	405,037.21	405,037.21
	(lb/hr)	(892,952.96)	(892,952.96)	(892,952.96)	(892,952.96)	(892,952.96)
Temperatura	°C	5.00	5.00	5.00	7.00	7.00
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(41.00)	(44.60)	(44.60)
Presión	atm	78.00	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.2015	16.2015	16.2015	16.2015	16.2015
Densidad Molar	kgmol/m3	4.2269	4.2269	4.2269	4.2964	4.2964
Densidad Másica	kg/m3	68.4822	68.4822	68.4822	69.6080	69.6080
Densidad Másica	(lb/ft3)	(4.28)	(4.28)	(4.28)	(4.35)	(4.35)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-77,322.72	-77,322.72	-77,322.72	-77,267.55	-77,267.55
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,772.57	-4,772.57	-4,772.57	-4,769.16	-4,769.16
	(BTU/lb)	-(2,051.84)	-(2,051.84)	-(2,051.84)	-(2,050.37)	-(2,050.37)

		34	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,796.35	15,856.78	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	387,720.67	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,681,887.16)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	558,957.91	455,958.23	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,704.41
	(lb/hr)	(1,232,289.55)	(1,005,214.43)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,204.84)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0000
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	(BTU/lb)	*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

* Valores por determinar hasta que las condiciones de presión y temperatura de los gases de combustión sean establecidas.

Tabla 24
BME para la mezcla estándar “Gorgón”. Caso: Con descarga

		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Metano	%	0.92420	0.92421	0.92421	0.92421	0.92319	0.92319	0.92319	0.92319	0.92319
Etano	%	0.05010	0.05056	0.05056	0.05056	0.00009	0.00009	0.00009	0.00009	0.00009
Propano	%	0.01600	0.01615	0.01615	0.01615	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00350	0.00353	0.00353	0.00353	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00230	0.00232	0.00232	0.00232	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00340	0.00273	0.00273	0.00273	0.07672	0.07672	0.07672	0.07672	0.07672
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
NOx	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	310,229.66	25,560.56	453.90	25,106.65	1,517.64	1,517.64	1,517.64	1,517.64	1,466.17
Flujo Volumétrico	m3/hr	12,000.00	987.35	17.53	969.82	13,572.66	13,572.66	13,572.70	2,809.36	12,000.00
	(ft3/hr)	(423,776.04)	(34,841.60)	(618.72)	(34,222.89)	(478,951.91)	(478,951.91)	(478,953.40)	(99,136.56)	(423,456.00)
Flujo Másico	kg/hr	5,431,296.48	447,618.70	7,948.80	439,669.90	25,742.86	25,742.86	25,742.94	25,742.94	24,869.94
	(lb/hr)	(11,973,942.45)	(986,828.94)	(17,524.08)	(969,304.85)	(56,753.21)	(56,753.21)	(56,753.39)	(56,753.39)	(54,828.76)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-59.10	-140.00
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(74.38)	-(220.00)
Presión	atm	(12.00-1.30)	9.00	9.00	9.00	0.99	0.99	0.99	9.00	(9.00-1.30)
	(psia)	(176.35-19.10)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(14.55)	(14.55)	(14.55)	(132.26)	(132.26-19.10)
Peso Molecular	kg/kgmol	17.5073	17.5121	17.5121	17.5121	16.9625	16.9625	16.9625	16.9625	16.9625
Densidad Molar	kgmol/m3	25.8525	25.8880	25.8880	25.8880	0.1118	0.1118	0.1118	0.5402	0.1222
Densidad Másica	kg/m3	452.6080	453.3537	453.3537	453.3537	1.8967	1.8967	1.8967	9.1633	2.0725
Densidad Másica	(lb/ft3)	(28.26)	(28.30)	(28.30)	(28.30)	(0.12)	(0.12)	(0.12)	(0.57)	(0.13)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-91,533.06	-91,589.77	-91,589.77	-91,589.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,228.27	-5,230.09	-5,230.09	-5,230.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	-(2,247.75)	-(2,248.54)	-(2,248.54)	-(2,248.54)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	-75,469.75	-75,469.75	-75,469.75	-72,294.48	-74,756.61
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,449.21	-4,449.21	-4,449.21	-4,262.02	-4,407.17
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(1,912.82)	-(1,912.82)	-(1,912.82)	-(1,832.34)	-(1,894.74)

		10	11	12	13	15	16	17	18
Metano	%	0.92319	0.92319	0.92411	0.92421	0.92421	0.92421	0.92421	0.92421
Etano	%	0.00009	0.00009	0.04542	0.05046	0.05046	0.05046	0.05046	0.05046
Propano	%	0.00000	0.00000	0.01451	0.01612	0.01612	0.01612	0.01612	0.01612
n-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00317	0.00352	0.00352	0.00352	0.00352	0.00352
i-Butano	%	0.00000	0.00000	0.00208	0.00232	0.00232	0.00232	0.00232	0.00232
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00045	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
Nitrógeno	%	0.07672	0.07672	0.01026	0.00288	0.00288	0.00288	0.00288	0.00288
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	51.47	51.47	505.37	25,612.03	25,612.03	25,612.03	25,612.03	612.03
Flujo Volumétrico	m3/hr	95.27	95.27	21.83	991.16	991.16	977.62	5,765.26	137.77
	(ft3/hr)	(3,361.93)	(3,361.93)	(770.19)	(34,976.22)	(34,976.22)	(34,498.40)	(203,444.51)	(4,861.51)
Flujo Másico	kg/hr	873.00	873.00	8,821.77	448,497.33	448,497.33	448,497.33	448,497.33	10,717.30
	(lb/hr)	(1,924.63)	(1,924.63)	(19,448.64)	(988,765.99)	(988,765.99)	(988,765.99)	(988,765.99)	(23,627.56)
Temperatura	°C	-59.10	-59.10	-131.20	-161.20	-161.20	-161.20	5.00	5.00
	(°F)	-(74.38)	-(74.38)	-(204.16)	-(258.15)	-(258.15)	-(258.15)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.9625	16.9625	17.4561	17.5112	17.5112	17.5112	17.5112	17.5112
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5402	0.5402	23.1547	25.8403	25.8403	26.1982	4.4425	4.4425
Densidad Másica	kg/m3	9.1633	9.1633	404.1904	452.4953	452.4953	458.7626	77.7931	77.7931
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.57)	(0.57)	(25.23)	(28.25)	(28.25)	(28.64)	(4.86)	(4.86)
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-88,971.81	-91,540.13	-91,540.13	-91,375.24	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-5,096.90	-5,227.52	-5,227.52	-5,218.10	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(2,191.28)	-(2,247.43)	-(2,247.43)	-(2,243.38)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-72,294.48	-72,294.48	0.00	0.00	0.00	0.00	-78,731.54	-78,731.54
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,262.02	-4,262.02	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,496.07	-4,496.07
	(BTU/lb)	-(1,832.34)	-(1,832.34)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(1,932.96)	-(1,932.96)

		19	21	22	23	24
Metano	%	0.92421	0.92421	0.92421	0.92421	0.92421
Etano	%	0.05046	0.05046	0.05046	0.05046	0.05046
Propano	%	0.01612	0.01612	0.01612	0.01612	0.01612
n-Butano	%	0.00352	0.00352	0.00352	0.00352	0.00352
i-Butano	%	0.00232	0.00232	0.00232	0.00232	0.00232
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
Nitrógeno	%	0.00288	0.00288	0.00288	0.00288	0.00288
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,627.49	5,627.49	5,627.49	5,539.12	5,539.12
	(ft3/hr)	(198,583.00)	(198,583.00)	(198,583.00)	(195,464.46)	(195,464.46)
Flujo Másico	kg/hr	437,780.03	437,780.03	437,780.03	437,780.03	437,780.03
	(lb/hr)	(965,138.43)	(965,138.43)	(965,138.43)	(965,138.43)	(965,138.43)
Temperatura	°C	5.00	5.00	5.00	7.00	7.00
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(41.00)	(44.60)	(44.60)
Presión	atm	78.00	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	17.5112	17.5112	17.5112	17.5112	17.5112
Densidad Molar	kgmol/m3	4.4425	4.4425	4.4425	4.5134	4.5134
Densidad Másica	kg/m3	77.7931	77.7931	77.7931	79.0342	79.0342
Densidad Másica	(lb/ft3)	(4.86)	(4.86)	(4.86)	(4.93)	(4.93)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-78,731.54	-78,731.54	-78,731.54	-78,675.31	-78,675.31
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,496.07	-4,496.07	-4,496.07	-4,492.86	-4,492.86
	(BTU/lb)	-(1,932.96)	-(1,932.96)	-(1,932.96)	-(1,931.58)	-(1,931.58)

		34	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,842.07	15,893.39	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	388,615.87	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,713,476.97)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	560,248.94	457,010.98	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,704.41
	(lb/hr)	(1,235,135.77)	(1,007,535.35)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,204.84)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0000
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	(BTU/lb)	*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

Tabla 25
BME para la mezcla rica “Kenai”. Caso: Sin descarga

		2	3	4	5	6	7	8	10
Metano	%	0.99310	0.99310	0.99310	0.97520	0.97520	0.97520	0.97520	0.97520
Etano	%	0.00280	0.00280	0.00280	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001
Propano	%	0.00200	0.00200	0.00200	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00040	0.00040	0.00040	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00100	0.00100	0.00100	0.02480	0.02480	0.02480	0.02480	0.02480
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,584.68	29.83	25,554.85	4.08	4.08	4.08	4.08	4.08
Flujo Volumétrico	m3/hr	968.82	1.13	967.69	36.03	36.03	36.03	7.52	7.52
	(ft3/hr)	(34,187.60)	(39.86)	(34,147.75)	(1,271.47)	(1,271.48)	(1,271.48)	(265.34)	(265.34)
Flujo Másico	kg/hr	414,455.16	483.18	413,971.99	66.72	66.72	66.72	66.72	66.72
	(lb/hr)	(913,715.96)	(1,065.22)	(912,650.74)	(147.09)	(147.09)	(147.09)	(147.09)	(147.09)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-59.50	-59.50
	(°F)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(259.24)	-(75.10)	-(75.10)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00	1.00	1.00	1.00	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(14.72)	(14.72)	(14.72)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1993	16.1993	16.1993	16.3399	16.3399	16.3399	16.3399	16.3399
Densidad Molar	kgmol/m3	26.4082	26.4082	26.4082	0.1133	0.1133	0.1133	0.5430	0.5430
Densidad Másica	kg/m3	427.7952	427.7952	427.7952	1.8516	1.8516	1.8516	8.8730	8.8730
Densidad Másica	(lb/ft3)	(26.71)	(26.71)	(26.71)	(0.12)	(0.12)	(0.12)	(0.55)	(0.55)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-89,665.91	-89,665.91	-89,665.91	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,535.16	-5,535.16	-5,535.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	-(2,379.69)	-(2,379.69)	-(2,379.69)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	-79,411.11	-79,411.11	-79,411.11	-76,231.51	-76,231.51
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	-4,859.95	-4,859.95	-4,859.95	-4,665.36	-4,665.36
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,089.41)	-(2,089.41)	-(2,089.41)	-(2,005.75)	-(2,005.75)

		11	12	13	15	16	17	18	19
Metano	%	0.97520	0.99094	0.99310	0.99310	0.99310	0.99310	0.99310	0.99310
Etano	%	0.00001	0.00246	0.00280	0.00280	0.00280	0.00280	0.00280	0.00280
Propano	%	0.00000	0.00176	0.00200	0.00200	0.00200	0.00200	0.00200	0.00200
n-Butano	%	0.00000	0.00044	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
i-Butano	%	0.00000	0.00035	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040
n-Pentano	%	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
i-Pentano	%	0.00000	0.00009	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.02480	0.00386	0.00100	0.00100	0.00100	0.00100	0.00100	0.00100
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	4.08	33.91	25,588.76	25,588.76	25,588.76	25,588.76	588.76	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	7.52	1.46	969.10	969.10	954.10	6,052.23	139.25	5,912.98
	(ft3/hr)	(265.34)	(51.41)	(34,197.75)	(34,197.75)	(33,668.17)	(213,571.16)	(4,913.99)	(208,657.17)
Flujo Másico	kg/hr	66.72	549.90	414,521.31	414,521.31	414,521.31	414,521.31	9,537.59	404,983.72
	(lb/hr)	(147.09)	(1,212.31)	(913,861.78)	(913,861.78)	(913,861.78)	(913,861.78)	(21,026.75)	(892,835.03)
Temperatura	°C	-59.50	-131.10	-161.76	-161.76	-161.76	5.00	5.00	5.00
	(°F)	-(75.10)	-(203.98)	-(259.17)	-(259.17)	-(259.17)	(41.00)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.3399	16.2163	16.1993	16.1993	16.1993	16.1993	16.1993	16.1993
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5430	23.2763	26.4045	26.4045	26.8199	4.2280	4.2280	4.2280
Densidad Másica	kg/m3	8.8730	377.4563	427.7365	427.7365	434.4646	68.4907	68.4907	68.4907
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.55)	(23.56)	(26.70)	(26.70)	(27.12)	(4.28)	(4.28)	(4.28)
Fracción Vapor		1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	-87,601.53	-89,663.65	-89,663.65	-89,513.77	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	-5,402.06	-5,535.02	-5,535.02	-5,525.76	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	-(2,322.47)	-(2,379.63)	-(2,379.63)	-(2,375.65)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-76,231.51	0.00	0.00	0.00	0.00	-77,362.14	-77,362.14	-77,362.14
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,665.36	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,775.63	-4,775.63	-4,775.63
	(BTU/lb)	-(2,005.75)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	-(2,053.15)	-(2,053.15)	-(2,053.15)

		21	22	23	24
Metano	%	0.99310	0.99310	0.99310	0.99310
Etano	%	0.00280	0.00280	0.00280	0.00280
Propano	%	0.00200	0.00200	0.00200	0.00200
n-Butano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
i-Butano	%	0.00040	0.00040	0.00040	0.00040
n-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
i-Pentano	%	0.00010	0.00010	0.00010	0.00010
Nitrógeno	%	0.00100	0.00100	0.00100	0.00100
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,912.98	5,912.98	5,817.35	5,817.35
	(ft3/hr)	(208,657.17)	(208,657.17)	(205,282.59)	(205,282.59)
Flujo Másico	kg/hr	404,983.72	404,983.72	404,983.72	404,983.72
	(lb/hr)	(892,835.03)	(892,835.03)	(892,835.03)	(892,835.03)
Temperatura	°C	5.00	5.00	7.00	7.00
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(44.60)	(44.60)
Presión	atm	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	16.1993	16.1993	16.1993	16.1993
Densidad Molar	kgmol/m3	4.2280	4.2280	4.2975	4.2975
Densidad Másica	kg/m3	68.4907	68.4907	69.6165	69.6165
Densidad Másica	(lb/ft3)	(4.28)	(4.28)	(4.35)	(4.35)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-77,362.14	-77,362.14	-77,306.97	-77,306.97
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,775.63	-4,775.63	-4,772.23	-4,772.23
	(BTU/lb)	-(2,053.15)	-(2,053.15)	-(2,051.69)	-(2,051.69)

		39	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,823.05	15,878.16	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	388,243.53	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,700,337.75)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	559,711.96	456,573.11	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,704.41
	(lb/hr)	(1,233,951.94)	(1,006,570.01)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,204.84)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0000
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
Entalpía Másica Líquido	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	(BTU/lb)	*	(-0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

Tabla 26
BME para la mezcla estándar “Gorgón”. Caso: Sin descarga

		2	3	4	5	6	7	8	10
Metano	%	0.92420	0.92420	0.92420	0.90636	0.90636	0.90636	0.90636	0.90636
Etano	%	0.05010	0.05010	0.05010	0.00009	0.00009	0.00009	0.00009	0.00009
Propano	%	0.01600	0.01600	0.01600	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Butano	%	0.00350	0.00350	0.00350	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butano	%	0.00230	0.00230	0.00230	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Nitrógeno	%	0.00340	0.00340	0.00340	0.09355	0.09355	0.09355	0.09355	0.09355
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,610.19	47.89	25,562.30	4.12	4.12	4.12	4.12	4.12
Flujo Volumétrico	m3/hr	989.08	1.85	987.23	36.11	36.11	36.11	7.57	7.57
	(ft3/hr)	(34,902.64)	(65.26)	(34,837.38)	(1,274.12)	(1,274.12)	(1,274.12)	(267.19)	(267.19)
Flujo Másico	kg/hr	448,366.33	838.39	447,527.94	70.72	70.72	70.72	70.72	70.72
	(lb/hr)	(988,477.19)	(1,848.34)	(986,628.85)	(155.90)	(155.90)	(155.90)	(155.90)	(155.90)
Temperatura	°C	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-161.80	-60.50	-60.50
	(°F)	(-259.24)	(-259.24)	(-259.24)	(-259.24)	(-259.24)	(-259.24)	(-76.90)	(-76.90)
Presión	atm	9.00	9.00	9.00	1.01	1.01	1.01	9.00	9.00
	(psia)	(132.26)	(132.26)	(132.26)	(14.83)	(14.83)	(14.83)	(132.26)	(132.26)
Peso Molecular	kg/kgmol	17.5073	17.5073	17.5073	17.1640	17.1640	17.1640	17.1640	17.1640
Densidad Molar	kgmol/m3	25.8930	25.8930	25.8930	0.1141	0.1141	0.1141	0.5441	0.5441
Densidad Másica	kg/m3	453.3167	453.3167	453.3167	1.9585	1.9585	1.9585	9.3396	9.3396
Densidad Másica	(lb/ft3)	(28.30)	(28.30)	(28.30)	(0.12)	(0.12)	(0.12)	(0.58)	(0.58)
Fracción Vapor		0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	-91,515.77	-91,515.77	-91,515.77	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	-5,227.28	-5,227.28	-5,227.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(-2,247.33)	(-2,247.33)	(-2,247.33)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	-74,193.56	-74,193.56	-74,193.56	-71,071.70	-71,071.70
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	-4,322.64	-4,322.64	-4,322.64	-4,140.75	-4,140.75
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(-1,858.40)	(-1,858.40)	(-1,858.40)	(-1,780.20)	(-1,780.20)

		11	12	13	15	16	17	18	19
Metano	%	0.90636	0.92279	0.92420	0.92420	0.92420	0.92420	0.92420	0.92420
Etano	%	0.00009	0.04614	0.05009	0.05009	0.05009	0.05009	0.05009	0.05009
Propano	%	0.00000	0.01473	0.01600	0.01600	0.01600	0.01600	0.01600	0.01600
n-Butano	%	0.00000	0.00322	0.00350	0.00350	0.00350	0.00350	0.00350	0.00350
i-Butano	%	0.00000	0.00212	0.00230	0.00230	0.00230	0.00230	0.00230	0.00230
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00000	0.00046	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
Nitrógeno	%	0.09355	0.01054	0.00341	0.00341	0.00341	0.00341	0.00341	0.00341
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	4.12	52.01	25,614.31	25,614.31	25,614.31	25,614.31	614.31	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	7.57	2.25	989.42	989.42	976.04	5,769.42	138.37	5,631.05
	(ft3/hr)	(267.19)	(79.31)	(34,914.76)	(34,914.76)	(34,442.43)	(203,591.17)	(4,882.75)	(198,708.42)
Flujo Másico	kg/hr	70.72	909.10	448,437.94	448,437.94	448,437.94	448,437.94	10,754.94	437,683.00
	(lb/hr)	(155.90)	(2,004.23)	(988,635.05)	(988,635.05)	(988,635.05)	(988,635.05)	(23,710.55)	(964,924.50)
Temperatura	°C	-60.50	-131.10	-161.74	-161.74	-161.74	5.00	5.00	5.00
	(°F)	(-76.90)	(-203.98)	(-259.13)	(-259.13)	(-259.13)	(41.00)	(41.00)	(41.00)
Presión	atm	9.00	8.32	9.00	9.00	80.72	78.00	78.00	78.00
	(psia)	(132.26)	(122.27)	(132.26)	(132.26)	(1,186.26)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,146.28)
Peso Molecular	kg/kgmol	17.1640	17.4800	17.5073	17.5073	17.5073	17.5073	17.5073	17.5073
Densidad Molar	kgmol/m3	0.5441	23.1406	25.8881	25.8881	26.2432	4.4397	4.4397	4.4397
Densidad Másica	kg/m3	9.3396	404.4988	453.2317	453.2317	459.4472	77.7267	77.7267	77.7267
Densidad Másica	(lb/ft3)	(0.58)	(25.25)	(28.29)	(28.29)	(28.68)	(4.85)	(4.85)	(4.85)
Fracción Vapor		1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	-88,976.65	-91,511.40	-91,511.40	-91,346.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	-5,090.19	-5,227.04	-5,227.04	-5,217.59	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(-2,188.39)	(-2,247.22)	(-2,247.22)	(-2,243.16)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-71,071.70	0.00	0.00	0.00	0.00	-78,678.52	-78,678.52	-78,678.52
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,140.75	0.00	0.00	0.00	0.00	-4,494.04	-4,494.04	-4,494.04
	(BTU/lb)	(-1,780.20)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(-1,932.09)	(-1,932.09)	(-1,932.09)

		21	22	23	24
Metano	%	0.92420	0.92420	0.92420	0.92420
Etano	%	0.05009	0.05009	0.05009	0.05009
Propano	%	0.01600	0.01600	0.01600	0.01600
n-Butano	%	0.00350	0.00350	0.00350	0.00350
i-Butano	%	0.00230	0.00230	0.00230	0.00230
n-Pentano	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Pentano	%	0.00050	0.00050	0.00050	0.00050
Nitrógeno	%	0.00341	0.00341	0.00341	0.00341
Agua	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flujo Molar	kgmol/hr	25,000.00	25,000.00	25,000.00	25,000.00
Flujo Volumétrico	m3/hr	5,631.05	5,631.05	5,542.59	5,542.59
	(ft3/hr)	(198,708.42)	(198,708.42)	(195,586.78)	(195,586.78)
Flujo Másico	kg/hr	437,683.00	437,683.00	437,683.00	437,683.00
	(lb/hr)	(964,924.50)	(964,924.50)	(964,924.50)	(964,924.50)
Temperatura	°C	5.00	5.00	7.00	7.00
	(°F)	(41.00)	(41.00)	(44.60)	(44.60)
Presión	atm	78.00	78.00	80.00	80.00
	(psia)	(1,146.28)	(1,146.28)	(1,175.68)	(1,175.68)
Peso Molecular	kg/kgmol	17.5073	17.5073	17.5073	17.5073
Densidad Molar	kgmol/m3	4.4397	4.4397	4.5105	4.5105
Densidad Másica	kg/m3	77.7267	77.7267	78.9673	78.9673
Densidad Másica	(lb/ft3)	(4.85)	(4.85)	(4.93)	(4.93)
Fracción Vapor		1.000	1.000	1.000	1.000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	0.00	0.00
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	-78,678.52	-78,678.52	-78,622.29	-78,622.29
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	-4,494.04	-4,494.04	-4,490.82	-4,490.82
	(BTU/lb)	-(1,932.09)	-(1,932.09)	-(1,930.71)	-(1,930.71)

(24)

⁽²⁴⁾ Para los casos en los que se efectúa el mantenimiento de los vaporizadores, se ha contemplado el uso de dos vaporizadores de dos vaporizadores de combustión sumergida auxiliares, por lo que las corrientes de proceso poseen los mismos valores a los casos anteriores.

		39	40	41	42	43	44	45
Agua	%	0.03571	0.00000	1.00000	0.99993	0.99993	0.83832	0.99993
O2	%	0.16820	0.20999	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
N2	%	0.77643	0.79001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
CO2	%	0.01966	0.00000	0.00000	0.00007	0.00007	0.00000	0.00000
NaOH	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.16168	0.00000
Na2CO3	%	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00007
Flujo Molar	kgmol/hr	19,843.20	15,894.30	96,777.78	96,784.86	96,784.86	73.44	96,872.47
Flujo Volumétrico	m3/hr	*	388,638.03	1,730.76	1,719.41	1,719.36	1.76	1,732.46
	(ft3/hr)	*	(13,714,258.68)	(61,075.19)	(60,674.44)	(60,672.67)	(62.12)	(61,134.95)
Flujo Másico	kg/hr	560,280.89	457,037.03	1,742,000.00	1,742,202.81	1,742,202.81	1,584.10	1,743,704.41
	(lb/hr)	(1,235,206.20)	(1,007,592.78)	(3,840,447.27)	(3,840,894.38)	(3,840,894.38)	(3,492.34)	(3,844,204.84)
Temperatura	°C	*	25.00	25.00	16.00	16.00	25.00	16.00
	(°F)	*	(77.00)	(77.00)	(60.80)	(60.80)	(77.00)	(60.80)
Presión	atm	*	2.00	1.00	1.00	2.00	1.00	1.00
	(psia)	*	(29.39)	(14.70)	(14.70)	(29.39)	(14.70)	(14.70)
Peso Molecular	kg/kgmol	28.2354	28.7548	18.0000	18.0008	18.0008	21.5691	18.0000
Densidad Molar	kgmol/m3	*	0.0409	55.9162	56.2897	56.2913	41.7183	55.9162
Densidad Másica	kg/m3	*	1.1760	1,006.4921	1,013.2578	1,013.2874	899.8252	1,006.4921
Densidad Másica	(lb/ft3)	*	(0.07)	(62.83)	(63.26)	(63.26)	(56.17)	62.8332
Fracción Vapor		1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0000
Entalpía Molar Líquido	kJ/kgmol	0.00	0.00	-285,406.67	-286,106.16	-286,104.44	-267,608.53	-285,406.6662
Entalpía Másica Líquido	kJ/kg	0.00	0.00	-15,855.93	-15,894.10	-15,894.00	-12,407.06	-15,855.9259
	(BTU/lb)	(0.00)	(0.00)	-(6,816.83)	-(6,833.24)	-(6,833.20)	-(5,334.08)	-6,816.8291
Entalpía Molar Vapor	kJ/kgmol	*	-8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
Entalpía Másica Vapor	kJ/kg	*	-0.28	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000
	(BTU/lb)	*	-(0.12)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	(0.00)	0.0000

12.0 BIBLIOGRAFÍA:

Ingeniería:

Kern, D. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR. Compañía editorial continental. 1^{er} Edición. México, 2001.

Borras, E. GAS NATURAL. CARACTERÍSTICAS, DISTRIBUCIÓN Y APLICACIONES INDUSTRIALES. Editores Técnicos Asociados. 2^{da} Edición. España, 1985.

Vilbrandt, F. & Dryden, Ch. CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN. McGRAW-HILL. 4TH Edition. U.S.A., 1959.

Ray, M. & Sneesby, M. CHEMICAL ENGINEERING DESIGN PROJECT. A case study approach. Gordon and Breach science publishers. 2nd Edition. U.S.A. 1998.

Peters, M & Timmerhaus, L. PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS. McGRAW-HILL. 2nd Edition. USA, 1968.

Bael, W. PRELIMINARY CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN. 2nd Edition. VNB. USA, 1990.

Felder, R. & Rousseau, R. PRINCIPIOS ELEMENTALES DE LOS PROCESOS QUÍMICOS. 3^a Ed. Limusa Wiley. México, 2004.

Branan, Carl. RULES OF THUMB FOR CHEMICAL ENGINEERS. 3rd Edition. GPP. U.S.A., 2002.

CRANE Co. FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE. 1980

Optimize energy consumption for LNG vaporization. M.J. ROSETTA, Black & Veatch, Houston Texas; B.C. PRICE, Black & Veatch, Dallas, Texas and L. HIMMELBERGER, Cryoquip Corporation, Allentown, Pennsylvania. Hydrocarbon Processing, January 2006.

DATA AND TECHNIQUES FOR PRELIMINARY CAPITAL COST. ESTIMATING, Guthrie, K.M. , Chem. Eng., March 1969

API 620 Design and Construction of Large Welded Low-pressure Storage Tanks.

Norma Oficial Mexicana NOM-005-SECRE-1997, Gas Natural licuado-estaciones de servicio.

NFPA 59A Standard for the Production, Storage and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG).

API 560 WORKSHEET FOR LHV AND CO₂, H₂O FORMED

ASTM A 553/A 553M-95(Reapproved 2000) Standar Specification for Pressure Vessel Plates, Alloy Steel, Quenched and Tempered 8 and 9 Percent Nickel.

UNE 1473 A

Comisión reguladora de energía, <http://www.cre.gob.mx>

Sobre el vaporizador de combustión sumergida:

t-thermal company, www.pollutiononline.com/storefronts/t-thermal.html

Sumitomo Precision Products, www.spp.co.jp

Selas Fluid, <http://www.selasfluid.com>

Información general:

Grinblatt, M y Titman, S. MERCADO FINANCIEROS Y ESTRATEGIA EMPRESARIAL. McGRAW-HILL. 2^{da} Edición. México, 2003

Department of Energy, Alternative Fuels Data Center, <http://www.afdc.doe.gov>

Applied LNG Technologies, <http://www.altlngusa.com>

Australia LNG, <http://australialng.com.au>

BG Group, <http://www.bg-group.com>

BP LNG, <http://www.bplng.com>

Gas Natural Licuado, http://es.wikipedia.org/wiki/Gas_natural_licuado

CH-IV, <http://www.ch-iv.com>

Estados financieros, <http://www.gestiopolis.com>

Métodos de evaluación de proyectos, <http://www.cnbv.gob.mx>

Chive Fuels, <http://www.lng-cng.com>

Crystal Energy, LLC, <http://www.crystalenergyllc.com>

Dominion Cove Point, LNG, <http://www.dom.com>

El Paso, <http://www.elpaso.com>

North Star Industries, <http://www.northstarid.com>

Ras Laffan Industries City, <http://www.gp.com>

Federal Energy Regulatory Commission (FERC), <http://www.ferc.gov>

Oregon LNG import terminal. Vaporizers Alternatives Study,
<http://www.oregonlng.com>

LNG Vaporizers options study for Conoco Phillips. GBS LNG receiving Terminal by Foster Wheeler, <http://www.regulations.gov>

Gas Natural Licuado, <http://www.indexmundi.com>

Centro Nacional de Meteorología, www.cenam.mx

Buques metaneros, <http://www.f-cape.org>

Eurogas, www.eurogas.com

ABC Compressors, <http://www.abc-compressors.com>

GNL Quintero, <http://www.gnlquintero.com/>

Enegas, <http://www.enegas.com>

CONAGUA, <http://www.cna.gob.mx>

El universal, <http://www.el-universal.com.mx>

Precio Gas Natural, <http://portal.sgm.gob.mx>

Precio Gas Natural, <http://www.gasnatural.com>

Cotización-dolar, <http://mx.cotizacion-dolar.com>

Comisión Federal de Electricidad, <http://www.cfe.gob.mx>

Quiminet, <http://www.quiminet.com>