

Miniplanta de GNL para suministrar combustible a barcos: conceptualización

Luis Rodrigues¹, Sabrina Di Scipio², Marco Gonzalez³

luisja94@gmail.com¹, sdiscipio@usb.ve², margdleon@usb.ve³

Coordinación de Ingeniería Química¹, Dpto. Termodinámica y Fenómenos de Transferencia², Dpto. de Mecánica³, INDENE-USB²³

Universidad Simón Bolívar, Caracas, Venezuela. CP. 89000

Resumen

La Organización Marítima Internacional (OMI) y algunos países han impuesto regulaciones que prohíben el uso en barcos de combustibles con alto contenido de azufre. En esos lugares, la industria naviera se ha visto obligada a migrar a opciones más amigables con el ambiente, entre las cuales destaca el gas natural licuado (GNL). Este combustible promueve una reducción de las emisiones de sulfatos, nitratos, dióxido de carbono (SO_x, NO_x, CO₂) y material particulado hasta 98, 85, 25 y 90%, respectivamente, por lo que se encuentra bien posicionado de cara a nuevas regulaciones ambientales. En este trabajo se realizó la conceptualización de una miniplanta de licuefacción de gas natural, con capacidad de 0,2 millones de toneladas por año (MTPA), para satisfacer parte de la demanda de los barcos que viajan por la zona del mar Caribe y océano Atlántico. Se seleccionó como tecnología para el ciclo de licuefacción una mezcla simple de refrigerante, similar a la PRICO[®] y se simuló el proceso con el programa comercial PROII[®]. Para el caso base se obtuvo un coeficiente de rendimiento (COP) igual a 0,17, que fue mejorado hasta 0,52. Utilizando las condiciones de operación del ciclo con mayor COP, se realizó el dimensionamiento preliminar de los equipos principales del proceso (intercambiadores de calor, compresores, bombas), los diagramas de flujo de procesos, diagramas tentativos de control y requerimientos de área, además de la evaluación económica. El desarrollo del proyecto requiere una inversión inicial de MMUSD 206,36 (USD 1031/tonelada), obteniéndose una tasa interna de retorno de 13,05% y un valor presente neto igual a MMUSD 52,94.

Palabras clave: Gas natural licuado (GNL), combustible, barcos, simulación, emisiones, miniplanta.

Mini LNG plant to supply fuel to ships: conceptualization

Abstract

The International Maritime Organization (IMO) and some countries have imposed regulations which prohibit the use of fuels with high content of sulfur in ships. In these locations, shipping industry has been obligated to migrate towards more environmentally friendly options, among which stands out the liquefied natural gas (LNG). This fuel promotes a reduction in the emissions of sulfates, nitrates, carbon dioxide (SO_x, NO_x, CO₂) and particulate material until 98, 85, 25 and 90%, respectively, reason why it is well positioned in front of new environmental regulations. In this work it was done the conceptualization of a mini LNG plant, with a capacity of 0.2 million tons per annum (MTPA), to satisfy part of the demand of ships which travel in Caribbean Sea and Atlantic Ocean. As technology for the liquefaction cycle, it was selected a single mixed refrigerant, like the PRICO[®], and the process was simulated with the commercial program PROII[®]. For the base case, a coefficient of performance (COP) equal to 0.17 was achieved, which was improved until to 0.52. Using the operational conditions of the cycle with higher COP, preliminary sizing of the principal equipment of the process (heat exchangers, compressors, pumps), the process flow diagrams, tentative control diagrams and area requirements were developed, in addition to an economic evaluation. The development of the project requires a CAPEX of MMUSD 206.36 (USD 1031/ton), obtaining an internal rate of return of 13.05% and a net present value equal to MMUSD 52.94.

Keywords: Liquefied natural gas (LNG), fuel, ships, simulation, emissions, mini LNG plant.

i. INTRODUCCIÓN

El gas natural es la tercera fuente de energía más usada a escala mundial, solo superada por el carbón y el petróleo. En 2020 tuvo una participación de 24,7 % en la matriz energética mundial. Entre 2009 y 2019 presentó un crecimiento interanual del consumo de 2,9 %, mayor que las tasas de 1,4 y 0,9 % mostradas, respectivamente, por el petróleo y carbón. El gas natural genera menor cantidad de emisiones que estos dos fósiles y es más barato que el petróleo [1].

El gas natural licuado (GNL) es mayormente metano en condiciones de líquido saturado, con lo cual el volumen requerido para almacenar y transportar se reduce en un factor de 600 veces, respecto a su condición en fase gaseosa. Para licuar el gas natural es necesario enfriarlo hasta cerca de -155°C , y luego expandir hasta presión atmosférica [2]. En la última década, varios países y organizaciones han mostrado un creciente interés en usar el GNL como combustible de buses, camiones y barcos, tal es el caso de China, donde existe una flota de más de 300000 camiones que emplean GNL [3].

Según la Organización Marítima Internacional (OMI), la industria naviera es responsable del 2,5% de las emisiones globales de gases de efecto invernadero (GEI) y, de no tomar medidas, se prevé que estas aumenten entre un 50 y 250% para el 2050 [4]. El transporte de bienes por mar genera además el 14% de las emisiones totales de azufre. La OMI ha planteado diferentes objetivos que buscan reducir el impacto del transporte marítimo sobre el ambiente, entre los cuales destaca la regulación *Global Sulfur Cap 2020*, que entró en vigor el 1 de enero de 2020, y busca la reducción de las emisiones de óxidos de azufre (SOx) de 3,5 a 0,5 % m/m. Es importante mencionar que este límite es aún más bajo en las áreas de emisiones controladas (ECAs, por sus siglas en inglés), mar Báltico y del Norte, costas de Estados Unidos y Canadá, entre otras, en donde se ubica en 0,1 % m/m [5]. Esto obliga a las empresas navieras a adoptar medidas que les permitan cumplir con estas regulaciones y seguir operando. Existen diferentes alternativas, como la colocación de un sistema de limpieza de los gases de escape (*scrubber*) sobre el casco del barco y seguir usando diésel, *heavy fuel oil* (HFO) o gasóleo marino (MGO), o sustituir el combustible del barco por uno

de menor contenido de azufre como el GNL, amoniaco, hidrógeno (H₂), metanol, entre otros [3].

El GNL se presenta como una opción atractiva, porque reduce las emisiones de óxidos de azufre (SOx), nitratos (NOx), dióxido de carbono (CO₂) y material particulado en un 98, 85, 25 y 99%, respectivamente [6]. De esta manera se satisfacen las restricciones actuales y permite una mayor flexibilidad ante futuras regulaciones. Por otro lado, las tecnologías de producción de gas natural licuado tienen un mayor nivel de madurez en comparación con otros combustibles alternativos [7, 8]. Además, el GNL plantea una ruta hacia una industria marítima carbono neutral con la obtención del gas natural a partir de biomasa y luego licuarlo, denominado LBG (*liquefied biogas*) [8].

Para que la industria naviera adopte al GNL como combustible, se debe garantizar la existencia de una cadena de suministro robusta que cubra la demanda del sector, la cual se espera supere los 30 millones de toneladas por año (MTPA) para el 2040 [4]. Por lo tanto, se hace necesaria la construcción de múltiples estaciones de carga que permitan cubrir las principales rutas usadas por los barcos. La mayor parte de las estaciones operativas actualmente, se encuentran concentradas en Europa, Asia y Norteamérica. En América del Sur aún no se cuenta con estación de carga de GNL para barcos, por lo que resultaría conveniente estudiar los requerimientos para la instalación de una en las costas venezolanas, a fin de aprovechar la posición estratégica del país y las amplias reservas de gas natural que este posee, objetivo que pretende alcanzar el presente estudio.

ii. MARCO TEÓRICO

A. Regulaciones para emisiones de la industria marítima

Anteriormente, los barcos podían usar cualquier tipo de diésel pesado cuyas emisiones generasen menos de 3,5 % m/m de óxidos de azufre. Sin embargo, debido a que estos gases están directamente relacionados con la lluvia ácida, la acidificación de los océanos y diferentes enfermedades respiratorias, la Organización Marítima Internacional ha ido tomando una serie de medidas. Estableció que a partir del 1 de enero de 2015, cualquier barco que circule por las costas de América del Norte y el Mar del Norte (establecidas

como ECAs) debe usar un combustible cuyos gases de escape contengan, como máximo, un 0,1 % m/m de óxidos de azufre [9]. Posteriormente, decretó la regla "IMO 2020", la cual establece que a partir del 1 de enero del año 2020, todo barco debe usar un combustible que genere, como máximo, un 0,5 % m/m de óxidos de azufre. De acuerdo a la OMI, esta medida permitiría reducir estas emisiones en un 77% y así evitar que se generen cerca de 8,5 millones de toneladas métricas de óxidos de azufre [5].

En paralelo, algunos países también han emitido regulaciones locales sobre el uso de ciertos combustibles marinos. Por ejemplo, China ha designado una serie de áreas de emisiones controladas en su territorio; en algunas zonas el límite permisible de emisiones de azufre se encuentra en 0,1 % m/m. Las autoridades portuarias chinas tienen libertad para emitir multas que van desde 1400 hasta 14000 USD a cualquier barco que incumpla estas normas. Así mismo, a partir de 2020 cualquier barco que use un depurador de ciclo abierto tendrá que alejarse a 12 millas náuticas de las costas chinas para poder descargar el agua residual [10]. Panamá, Egipto, Emiratos Árabes Unidos, Singapur y algunos países de Europa han adoptado medidas similares en relación con los depuradores de ciclo abierto [11].

B. Combustibles alternativos para barcos

Actualmente, los combustibles marinos con mayor predominancia en el mercado son diésel con alto y bajo y muy bajo contenido de azufre (HSFO, LSFO y VLSFO) y gasóleo marino (MGO); los últimos tres cumplen con los requerimientos del *Sulfur Cap 2020*. Otros combustibles son IFO 180 y 380 (mezcla de diésel, gasóleo y fueloil), con 0,5 y 3,5 % m/m de azufre, respectivamente. En febrero de 2021, los precios del MGO, IFO 180 y 380, y GasTTF se ubicaban en 530, 430, 360 y 318 USD por tonelada métrica (tm), respectivamente. En el caso del GNL de EE.UU., los costos de licuefacción se suman al precio Henry Hub, lo que equivale a agregar 3 a 5 USD/MMBtu [12]. El gas natural, además de ser más económico, ofrece mayor flexibilidad de cara a futuras regulaciones más estrictas como es el caso de Europa y las legislaciones sobre las emisiones de NOX y el plan

de la OMI para reducir las emisiones de CO2 [13], el GNL emite 23% menos CO2 que el fueloil [14].

Existen otros combustibles no convencionales, que son una posible solución para el cumplimiento de las regulaciones actuales y otorgan cierto grado de flexibilidad de cara al futuro (ver Tabla 1). La OMI estableció en 2019 que para el año 2050 se deben reducir las emisiones de carbono a 50% del valor de 2008, el hidrógeno y amoníaco son una alternativa para lograrlo [14].

De acuerdo a Strategy&, el consumo de GNL como combustible de barcos fue 1,4 MTPA en el 2020 [4]. Según la compañía Sea LNG, actualmente existen en operación 174 barcos propulsados por GNL y otros 200 están siendo construidos, lo que representa entre 10 y 20% de las órdenes para la construcción de nuevos barcos [15]. Según la Sociedad para el Gas como Combustible Marino (SGMF) hay en operación 236 barcos que usan GNL (66 entregados en 2020), 110 puertos que lo suministran y 24 embarcaciones que pueden alimentar GNL a otra nave. Estos puertos y embarcaciones se encuentran repartidos, en su mayoría, en Europa, EE. UU y China. En Latinoamérica solo se cuenta con dos proyectos similares, uno en etapa de planificación en Panamá y otro en construcción en Brasil [14].

Varias compañías de transporte ya han empezado a migrar hacia el GNL, como es el caso de Hapag Lloyd y su buque de 15000 TEU (unidad equivalente a 20 pies) "Sajir", el cual es parte de una flota de 16 barcos que actualmente usan fueloil de bajo contenido de azufre (LSFO) como combustible. Se espera que, luego de culminado el proyecto y el periodo de prueba del buque, la compañía someta el resto de los barcos al mismo proceso de reconversión que costó alrededor de 30 MMUSD [16].

Tabla I. Comparación entre las alternativas de combustibles marítimos [3, 17]

Combustible	Ventajas	Desventajas
GNL	<p>Puede ser obtenido de fuentes renovables.</p> <p>Brinda flexibilidad para el cumplimiento de futuras regulaciones.</p> <p>Tiene un menor costo que los combustibles con muy bajo contenido de azufre.</p>	<p>Tiene un potencial de agotamiento de la capa de ozono 25 veces mayor que el CO₂.</p> <p>Requiere de importantes modificaciones en el sistema de propulsión.</p> <p>Requiere alto capital de inversión.</p>
Amoniaco	<p>Puede ser obtenido a partir de fuentes renovables.</p> <p>Se encuentra en fase líquida en condiciones ambientales (temperatura y presión).</p> <p>Tiene 50v% más energía por unidad de volumen que el hidrógeno.</p>	<p>Menor densidad energética que el GNL.</p> <p>Tóxico.</p> <p>Se debe duplicar la capacidad de producción actual para satisfacer el mercado de fertilizantes y de combustible de barcos.</p> <p>No se cuenta con la capacidad instalada para garantizar su adopción a gran escala.</p>
Metanol	<p>Se encuentra en fase líquida en condiciones ambientales.</p> <p>Mayor contenido de energía por unidad de peso que el amoniaco.</p> <p>Puede ser obtenido a partir de fuentes renovables.</p>	<p>Ocupa más espacio y es más pesado que el GNL.</p> <p>No se cuenta con la capacidad instalada para garantizar su adopción a gran nivel.</p> <p>Más costoso que el GNL (464 USD/ton) [12].</p>
Hidrógeno	<p>No genera emisiones.</p> <p>Puede ser generado a bordo del barco o a partir de fuentes renovables.</p>	<p>Requiere más espacio para almacenar la misma cantidad de energía que el GNL, metanol y amoniaco.</p> <p>Su producción y distribución es más costosa debido a las bajas temperaturas y altos niveles de compresión que deben ser alcanzados (33 K para H₂ líquido o 350-700 bar para H₂ comprimido).</p> <p>No se cuenta con la capacidad instalada para garantizar su adopción a gran escala.</p>

La compañía CMA CGM recientemente firmó un contrato para la adquisición de 12 barcos propulsados a GNL que entrarán en operación en el primer trimestre de 2024, ampliando a 32 su flota [18].

Según un estudio de Shell Alemania, se estima que un crucero consume por año cerca de 80000 m³ y un barco mercante grande (20000 TEU) alrededor de 140000 m³, mientras que un buque petrolero o uno granelero (los cuales pasan menos tiempo navegando, unos 250 días por año), demandan cerca de 20000 m³ de GNL [19].

En el corto y mediano plazo, el GNL parece proyectarse como el combustible marítimo no

convencional con mayor predominancia en el mercado, debido a la madurez de las tecnologías

que permiten usarlo para propulsar barcos de diferente calado, su disponibilidad y la reducción de emisiones, las cuales pueden ser minimizadas con la introducción del LBG; biocombustible ya utilizado, por algunas compañías, mezclado en pequeñas proporciones con GNL de origen fósil [20].

Para garantizar una adopción mundial se debe contar con suficientes puntos de carga o distribución. Por ello, en el presente trabajo se analiza la conceptualización de una miniplanta de GNL en el complejo José Antonio Anzoátegui (CJAA) (Jose, Anzoátegui, Venezuela) para ofrecer una opción a los barcos que circulen por el mar Caribe. La capacidad de esta miniplanta fue establecida en 0,2 MTPA, que equivale a cerca de 450.000 m³ de GNL/año (que serviría, por ejemplo, para abastecer las necesidades anuales de 22 buques o 5 cruceros).

C. Ciclos de licuefacción de gas natural

Los ciclos de licuefacción pueden ser clasificados de acuerdo al número de etapas y al refrigerante usado, como se presenta en la Figura 1. Costos de inversión, capacidad de producción y eficiencia son las variables que permiten la selección de la tecnología. Los ciclos de expansión son los más simples y compactos debido a que usan una menor cantidad de equipos, y el capital

demandado para cubrir la construcción, al igual que los tiempos de arranque y parada son menores. No obstante, estos ciclos solo son usados para la producción de pequeños volúmenes de GNL por su baja eficiencia y capacidad de producción. Por lo general, este tipo de tecnologías usan nitrógeno como refrigerante en una o dos etapas e intercambiadores de calor del tipo placa y aletas (PFHE). Las plantas de pequeña escala StarLNG de la compañía Linde, utilizan esta tecnología o la LIMUM® que consiste en una mezcla de refrigerantes en un ciclo simple [21].

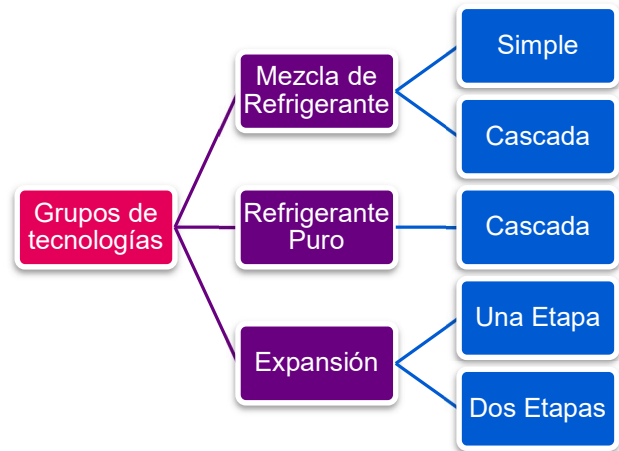


Figura 1. Clasificación de tecnologías de licuefacción de gas natural

Los ciclos de cascada de refrigerante puro, como la cascada optimizada de Conoco Philips, tienen una capacidad máxima de 5 MTPA y suelen usarse en plantas de mediana escala. En cada cascada se usa un refrigerante puro (propano, etileno y metano), primero se preenfía el gas natural (-30 a -40°C), luego se licúa (-85 a -95 °C) y por último se subenfía (aprox. -155°C). Este tipo de arreglos permite disminuir el consumo de potencia por unidad de producto debido a la reducción de las irreversibilidades del proceso. Sin embargo, es necesaria una mayor inversión inicial porque utilizan dos trenes en paralelo, lo cual implica mayor cantidad de equipos. Se utilizan intercambiadores de calor del tipo PFHE o *core-in-kettle* [22, 23].

Los ciclos de mezcla de refrigerante usan hidrocarburos desde el metano hasta el butano, con algo de nitrógeno, y emplean intercambiadores del tipo PFHE o de tubo en bobina (CWHE). Tal y como indica la Figura 1, este grupo puede subdividirse en aquellos que usen una sola etapa, como la tecnología PRICO® de *Black & Veatch*, dos o más etapas en cascada como MFC® de Linde-Statoil y Shell DMR® o un ciclo de preenfriamiento con propano puro, seguido por una mezcla de refrigerante para licuar y subenfriar, como la C₃MR™ de APCI. Esta última es la tecnología más común en plantas del tipo *baseload* y permite licuar hasta 5-6 MTPA. La composición de la mezcla de refrigerante se ajusta para que las curvas de enfriamiento del gas y la de calentamiento del refrigerante, sean lo más similares posible [22, 23].

Una tecnología de mezcla simple de refrigerante, similar a la PRICO®, es la más adecuada para plantas de pequeña (2 MTPA) a mini escala (< 0,5 MTPA), ya que es menos compleja que los ciclos de mezcla de refrigerante en cascada, a expensas de un mayor consumo de potencia por unidad de producto. Además permite alcanzar una mayor eficiencia que los ciclos de expansión, reduciendo así los costos operacionales [23, 24]. En el mercado se ofrecen paquetes modulares (*skids*) con los diferentes equipos requeridos para el ciclo de refrigeración y el previo acondicionamiento del gas.

D. Estimación de costos e indicadores económicos

De acuerdo con la Asociación Internacional para el Avance de la Ingeniería de Costos (AACE International) existen 5 clases de estimaciones de costos, cada una de las cuales tiene un error asociado que depende, entre otras cosas, del método usado para la estimación y de la información disponible. Por lo general, las estimaciones de clase 5 son las más usadas durante la etapa de ingeniería conceptual y se puede estimar rápidamente el orden de magnitud de la inversión, pero tiene un alto margen de error asociado el cual se ubica, entre 30 y 100%. Las estimaciones de clase 5 utilizan factores de capacidad, experiencias previas y modelos paramétricos para cuantificar los costos de inversión [25].

1. Costos de inversión

Los costos de inversión (CAPEX, por sus siglas en inglés) es la cantidad de dinero demandada para cubrir la compra e instalación de los equipos, también conocidos como costos dentro del límite de baterías (ISBL, por sus siglas en inglés), preparación del espacio físico (costos OSBL), contingencias y las labores de Ingeniería, Procura y Construcción (IPC). Los costos ISBL e IPC pueden ser estimados a partir de un factor de Lang y el resto como un porcentaje de los primeros. Según el Instituto de Oxford para Estudios de Energía los costos OSBL son mayores en proyectos donde la planta va a ser construida en un sitio nuevo que requiere la construcción o instalación de servicios, tales como: electricidad, agua, gas aire, drenajes, entre otros, razón por la cual resulta beneficioso construir la planta en un complejo ya industrializado [25, 26].

2. Costos de operación

Los costos de operación, también conocidos como OPEX, son aquellos relacionados con la operación de la planta, compuestos por los costos fijos y los variables. Los costos fijos no dependen de la producción, como los salarios o el alquiler del espacio físico, en cambio, los costos variables sí están sujetos a la producción de la planta, donde se incluyen los insumos y el consumo de servicios [25, 26].

3. Capital de trabajo y flujo de caja

El capital de trabajo es la suma de dinero extra destinado a cubrir la operación diaria de la planta, la cual se recupera luego de culminada la vida útil del proyecto [25, 26].

El flujo de caja es el balance entre los ingresos y los egresos de la planta; este cálculo permite determinar el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de retorno de la inversión. El VPN es el valor presente neto de los flujos de caja descontados y se calcula con a partir de la siguiente ecuación.

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{FC}{(1+i)^t}$$

Donde:

FC: Flujo de caja

i: Tasa de descuento

t: Año

La TIR es la tasa de descuento que hace cero al VPN luego de culminar la vida útil del proyecto, puede ser calculada con ecuación anterior. El tiempo de retorno de la inversión es el tiempo dinámico que se genera de la suma de los flujos de caja descontados, requerido para que la sumatoria de estos iguale a la inversión inicial [27].

iii. MARCO METODOLÓGICO

A. Bases de diseño

En la presente sección se encuentran resumidas las suposiciones efectuadas para el diseño de la miniplanta de licuefacción de gas natural, así como los límites de batería del proyecto:

1. Lugar: Complejo Jose, estado Anzoátegui, Venezuela
2. Temperatura ambiente: 30 °C
3. Fluido de servicio en los intercambiadores de calor: Aire
4. Temperatura de condensación: 45 °C
5. Capacidad de la planta: 0,2 MTPA
6. Tecnología: Mezcla simple de refrigerantes tipo PRICO®
7. Límites de batería:
 - a. Hasta la licuefacción y almacenamiento del GNL
 - b. El gas natural se encuentra ya acondicionado para ingresar en la planta de licuefacción.

B. Simulación del proceso

Se utilizó el programa comercial PROII® versión 9.1 para realizar la simulación del ciclo de licuefacción de gas natural. Se empleó el modelo

termodinámico de Peng-Robinson (empleado por diferentes autores debido a la precisión con la que modela el comportamiento de hidrocarburos aun a temperaturas criogénicas). La densidad de la fase líquida se determinó a través del método API a condiciones de 14,7 psig y 60°F [2].

El coeficiente de rendimiento del ciclo, COP, se calculó como la relación entre la potencia calorífica retirada a la corriente de gas natural (Q_{GN}) y la potencia de compresión requerida para lograr el enfriamiento (W_{TOTAL}) [2].

C. Grados de libertad y parámetros para la simulación

La Figura 2 muestra un esquema genérico del proceso simulado, con el intercambiador criogénico, donde circula el gas natural y la mezcla de refrigerante; E-1 y E-2 son aero-enfriadores, C-1 y C-2 compresores. La composición molar del gas en la entrada de la planta y del refrigerante se obtuvieron de las propuestas por Jensen y Skogestad (2009) y Di Scipio *et al.* (2014), respectivamente y se encuentran resumidas en la Tabla 2.

Para determinar la cantidad de variables a especificar para resolver el ciclo, se realizó un conteo de los grados de libertad de los equipos y corrientes involucrados en el esquema de la Figura 2, obteniendo que deben especificarse $7N+C+30$ grados de libertad donde C y N son la composición del gas natural y del refrigerante, respectivamente (ver Tabla 3).

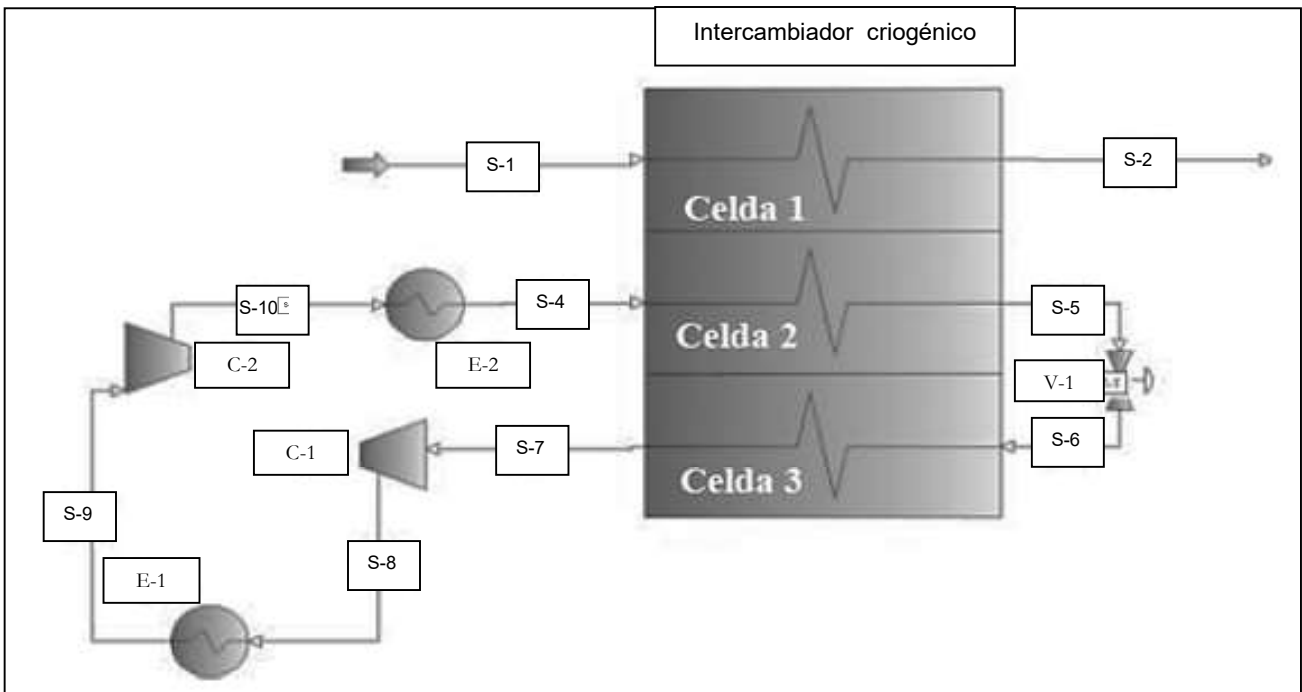


Figura 2. Esquema simulado de tecnología de mezcla simple de refrigerante

Tabla II. Composición molar del refrigerante y gas natural [2, 28]

Componente	Gas Natural	Refrigerante
N ₂	2,8	10,64
C ₁	89,7	31,91
C ₂	5,5	29,79
C ₃	1,8	11,70
C ₄	0,1	15,96
Total	100	100

Tabla III. Grados de libertad de un ciclo simple de mezcla de refrigerante

Equipo	Cantidad	Grados de Libertad	Total
Compresor	2	N+4	2N+8
Válvula	1	N+3	N+3
Intercambiador simple	2	N+4	2N+8
Intercambiador criogénico de tres celdas	1	N+2C+11	2N+C+11
		Total	7N+C+30

La Tabla 4 expone las variables requeridas para la resolución del ciclo, tomadas, en su mayoría, del trabajo de Di Scipio *et al.* (2014) [2]. En el intercambiador criogénico, se fijó una aproximación mínima entre las temperaturas de las celdas (MITA) de 2 °C.

Tabla IV. Parámetros de diseño del ciclo [2]

Parámetro	Gas Natural
T_{S-7} (°C)	43
T_{S-9} y T_{S-10} (°C)	45
P_{K-1} (bar)	10
P_{K-2} (bar)	30
P_{V-1} (bar)	2,5
ρ_{K-1} y ρ_{K-2}	0,8
ΔP_{E-1} y ΔP_{E-2} (bar)	0,1
$\Delta P_{Celda 1}$ (bar)	5
$\Delta P_{Celda 2}$ (bar)	4
$\Delta P_{Celda 3}$ (bar)	1
T_{S-1} (°C)	35
P_{S-1} (bar)	40
$T_{Celda 1}$ (°C)	-160
$T_{Celda 2}$ (°C)	-158

D. Premisas para el dimensionamiento

A continuación, se describen las suposiciones y consideraciones realizadas para el dimensionamiento de los equipos principales de proceso.

1. Compresores

- Relación de compresión igual a 3.
- La temperatura máxima de descarga es de 120 °C [29].
- Todas las etapas de compresión están conformadas por tres compresores operando en paralelo al 50% de su capacidad [29].

2. Aero-enfriadores

- Temperatura del aire disponible: 30 °C [30].
- Temperatura de salida del fluido de proceso: 45 °C [31].
- Densidad de las aletas: 3,54 aletas/cm [30].
- Espesor de las aletas: 0,28 mm [30].
- Diámetro externo de los tubos: 25,4 mm [30].
- Arreglo (*Pitch*): 57 mm [30].

3. Recipientes separadores

- Relación L/D: Entre 2,5 y 5 [32].
- Tiempo de respuesta operativo: 5 min.
- El volumen de residencia debe garantizar 10 minutos de flujo continuo [32].
- Presión de diseño: 10% o 30 psig por encima de la presión de operación, el mayor valor.
- Usar un separador vertical para altas relaciones vapor-líquido.
- El espesor de la pared se determina a través de la ecuación

$$t = \frac{PR_i}{SE - 0,6P}$$

Donde:

- P:** Presión de diseño (bar)
- S:** Esfuerzo permisible (bar)
- E:** Eficiencia de soldadura (-)
- R_i:** Radio interno (m)

4. Bombas

- Todas las etapas de bombeo están conformadas por tres bombas operando en paralelo al 50% de su capacidad [29].
- Caída de presión en válvulas: 10 psi [31].

- Caída de presión por cada 30 metros de tubería: 1,7 kPa [33].
- Distancia entre equipos: 100 pies [27].
- Eficiencias típicas para bombas centrífugas [31]:
 - 100 gpm: 45%
 - 500 gpm: 70%
 - 10000 gpm: 80%
- Costos OSBL: 10% de los costos ISBL
- Contingencias: 10% de la suma de los costos OSBL e ISBL

2. Costo del gas natural

El gas natural en Venezuela ha estado subsidiado por años. La tarifa de venta se ha establecido sin considerar costos de producción y no ha sido ajustado por inflación desde 2015, cuando su precio era 0,24 Bs/m³ (tarifa para usuarios doméstico/comercial, para una zona cercana al complejo Jose), equivalente a 0,034 USD/MMBtu aprox. a la tasa de cambio de 2015.

Sin embargo, para proyectos industriales como este, se suele establecer una negociación bilateral para acordar un precio del gas natural. Para este proyecto, se prevé que un precio del gas basado en el Henry Hub (HH) sería adecuado. Un costo de 2,63 USD/MMBtu, valor promedio del HH entre noviembre de 2015 y finales de 2020 fue seleccionado.

E. Estimación de costos

Se realizó un estimado de costos clase 5. Los costos de equipos son estimados a partir de modelos paramétricos. La Tabla 5 contiene las ecuaciones, así como el valor de las constantes, para cada uno de los equipos de la planta de licuefacción.

1. Costo de inversión

La suma de los costos ISBL, OSBL, IPC y contingencias representa la totalidad de los costos de inversión implicados en la construcción de la planta, que fueron estimados considerando lo siguiente:

- Costos ISBL y IPC: Usando un factor de Lang igual a 4,75 [25]

Tabla V. Curvas de costos

$C_e = a + bS^n$ [25]					
Equipo	Parámetro	Rango	a	b	n
Compresores centrífugos	kW	75-30000	580000	20000	0,6
Recipientes a presión verticales	kg	160-250000	11600	34	0,85
Recipientes a presión verticales	kg	160-250000	10200	31	0,85
Bomba centrífuga	l/s	0,2-126	8000	240	0,9
Tanque	m ³	100-10000	113000	3250	0,8
$\log(C_p^0) = K_1 + K_2 \log(A) + K_3 \log(A)^2$ [27]					
Equipo	Parámetro	Rango	K ₁	K ₂	K ₃
Aero-enfriador	m ²	10-10000	4,0336	0,2341	0,0497

3. Costos de operación

Los costos de operación están compuestos por los costos fijos y variables de acuerdo con lo siguiente [25]:

- Mantenimiento: 3 % de los costos ISBL
- Alquiler: 1 % de ISBL+OSBL

4. Capital de trabajo y flujo de caja

Para determinar el capital de trabajo se escogió el mayor valor entre:

- 5 % del CAPEX (Método 1)
- 2 semanas de costos variables, más 7 semanas de costos totales más 2% del CAPEX (Método 2)

El flujo de caja fue calculado a partir de un balance entre los ingresos y egresos a través de la siguiente ecuación:

$$FC (USD) = I - C_F - C_V - D - i - ISRL + D - P$$

Donde:

I: Ingresos

C_F: Costos fijos

C_V: Costos variables

D: Depreciación

i: Intereses del préstamo

ISRL: Impuesto sobre la renta (34%)

P: Amortización del préstamo

A partir de los flujos de caja, se calculó el VPN y la TIR usando las funciones NPV e IRR del programa Excel®. El monto de las anualidades fue determinado a partir de la función PMT en el caso del análisis económico con financiamiento y empleando dos tasas de interés, una de 3,6%,

similar a la obtenida a través del Banco de Desarrollo de China, quienes han otorgado cerca de MMUSD 6000 para financiar proyectos de licuefacción en todo el mundo y 6%, aproximada a la utilizada por la Banca Multilateral Latinoamericana [34, 35]. El préstamo será pagado en un periodo de 10 años con anualidades constantes y sin periodos de gracia.

Para el análisis económico base se utilizaron un modelo de depreciación lineal a 25 años, horizonte económico del proyecto y una tasa de descuento del 10% [36]. Luego se hicieron cambios respecto al financiamiento del proyecto y el precio de venta del gas natural al consumidor final para evaluar su impacto en la economía del proyecto.

iv. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

A. Simulación del ciclo de licuefacción

En primer lugar, se realizó la simulación de un proceso similar al presentado en la Figura 2 para determinar el balance de masa y energía del sistema, el coeficiente de desempeño (COP) y otras variables de interés. Estos valores se encuentran resumidos en las Tablas 6 y 7. La corriente S-3 corresponde a la expansión del gas natural hasta presión atmosférica.

Como puede ser apreciado, el ciclo simulado cumple con la restricción de MITA impuesta en las bases de diseño. El coeficiente de operación obtenido inicialmente (0,17) se encuentra por debajo del reportado por otros autores. Di Scipio *et al.* (2014) [2] obtuvieron un COP de 0,71, mientras que Trigilio (2015) [37] reportó un COP de 0,63, luego de someter al ciclo de licuefacción a un proceso de optimización.

Tabla VI. Parámetros resultantes del ciclo simple de mezcla de refrigerante

COP	0,17
MITA (°C)	2,0
MTD (°C)	20,5
Relación de flujos Refrigerante / Gas natural	14,41

W_{Total} (MW)	31,73
Q_{GN} (MW)	5,32

Corriente	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	S-6	S-7	S-8	S-9	S-10
Fase	Vapor	Líquido	Mezcla	Mezcla	Líquido	Mezcla	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
T(°C)	35,0	-160,0	-165,0	45,0	-158,0	-162,6	43,0	161,0	45	115,6
P (bar)	40,0	35,0	1,0	30,0	26,0	2,5	1,5	10,1	10,0	30,1
Fracción Líquida (-)	0	1,0	0,94	0,05	1,0	0,92	0	0	0	0
Flujo másico (kg/s)	6,3	6,3	6,3	90,8	90,8	90,8	90,8	90,8	90,8	90,8

Tabla VII. Balance de masa

El bajo COP obtenido (0,17) es producto del alto consumo de potencia en las etapas de compresión, como consecuencia de las irreversibilidades en el proceso de transferencia de calor, las cuales incrementan la cantidad de refrigerante necesario para extraer la misma cantidad de calor.

Lo anterior puede observarse a partir de la diferencia de temperaturas en el intercambiador de calor criogénico, 20,5 °C, según la Tabla 6. Esta diferencia puede apreciarse en la Figura 3, a partir de la comparación de las curvas compuestas del lado caliente (azul) y frío (naranja), las cuales se encuentran muy distantes.

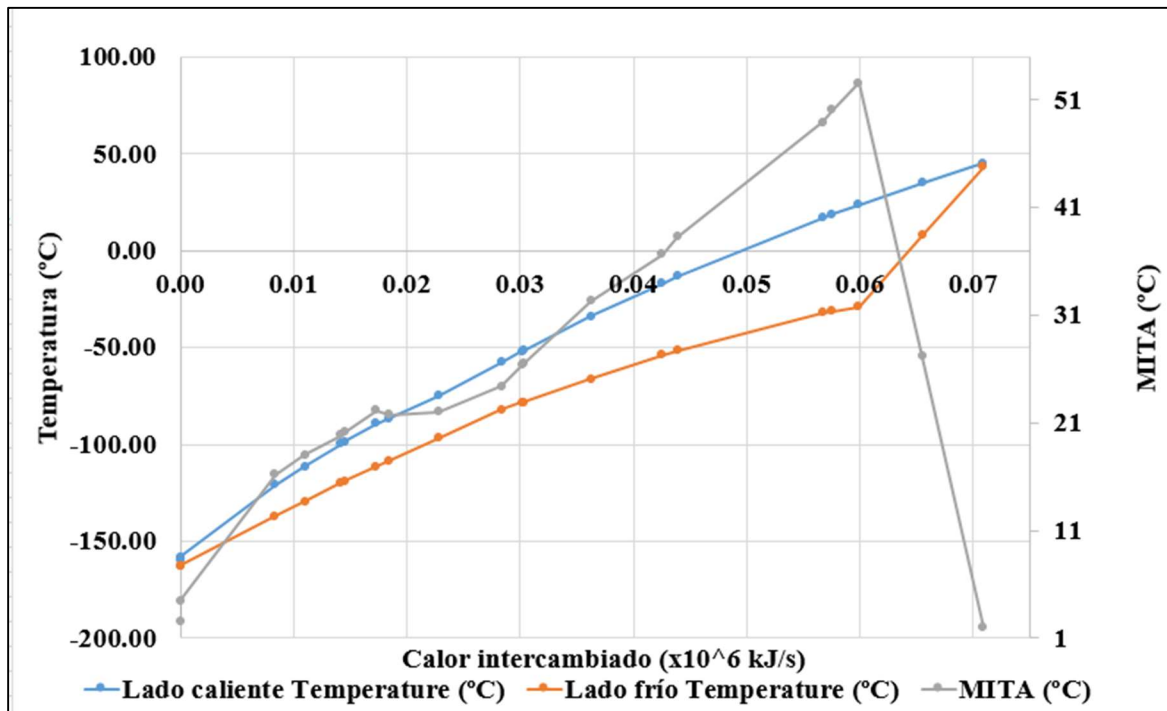


Figura 3. Curvas compuestas en el intercambiador criogénico principal

Para obtener un COP mayor se realizó un proceso de análisis de sensibilidad de las variables, además de un proceso de mejora, apoyándose en las herramientas de controlador y optimizador que tiene el programa PROII® con las cuales se fueron variando las presiones de los compresores y la composición de la mezcla refrigerante. En la mezcla refrigerante se aumentó el contenido de nitrógeno, etano y butano en un 11, 19,8 y 66,1 %

respecto a la composición original, mientras que el metano y propano disminuyeron 38,8 y 39,4 %.

Se modificó el esquema presentado en la Figura 2, colocando en cada línea de compresión los tres compresores mencionados en las bases de diseño, entre otras cosas.

Tabla VIII. Parámetros resultantes del ciclo mejorado.

COP	0,52
MITA (°C)	2,0
MTD (°C)	6,46
Relación de flujos Refrigerante/Gas Natural	5,98
W_{Total} (MW)	10,26
Q_{GN} (MW)	5,32

En la Tabla 8 se presentan los resultados del ciclo mejorado. El nuevo valor de COP es aproximadamente tres veces mayor que el del caso

La Figura 4 representa las curvas compuestas del caso mejorado, donde se aprecia que las curvas del lado frío y del lado caliente se han acercado, en especial para la sección del intercambiador que trabaja con temperaturas

base; esto se debe a la disminución de la potencia consumida por los compresores.

menores a -65°C. Para temperaturas mayores a este último valor, las curvas (naranja y azul) empiezan a separarse nuevamente, lo cual indica que este ciclo aún pudiese ser mejorado.

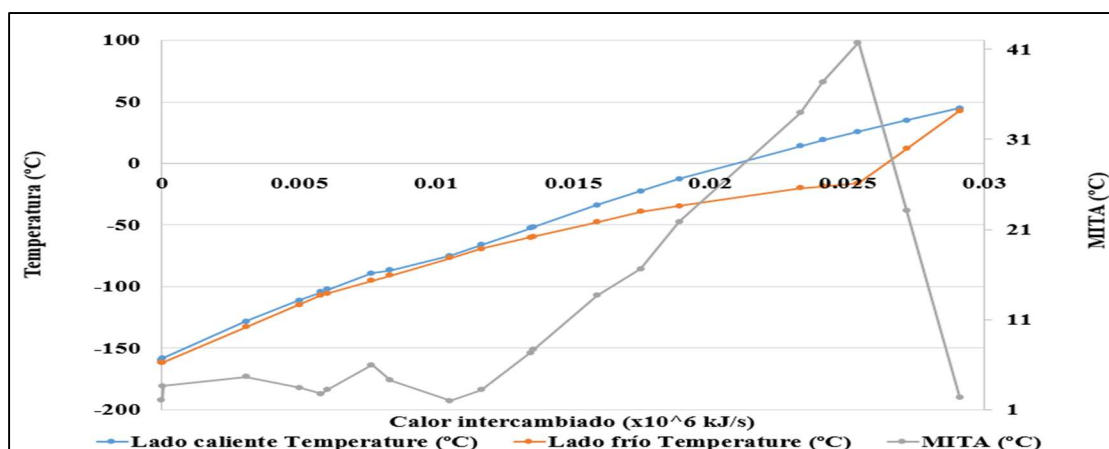


Figura 4. Curvas compuestas para el caso mejorado

A partir de los resultados obtenidos del caso mejorado, se procedió a realizar el dimensionamiento de los equipos principales de proceso, estimación económica y requerimientos aproximados de área.

B. Dimensionamiento preliminar

A continuación, se presentan los resultados de dimensionamiento de cada uno de los equipos usados en el proceso de licuefacción, para aquellos casos donde aplique, se presenta el diseño mediante métodos cortos (PD) y los resultados obtenidos a través del simulador PROII® (D).

1. Compresores

Como se mencionó en la sección anterior, se utilizó una relación de compresión máxima de 3. Para llevar el refrigerante desde 1,8 bar hasta 30,7 bar, presión necesaria en la entrada del intercambiador criogénico principal, se diseñaron tres compresores operando en serie. Los dos primeros, C-101 y C-102, con una relación de compresión igual a 3, mientras que el último, C-103, con una relación de compresión de aproximadamente 2.

Todos los compresores empleados en este estudio son del tipo centrífugos, debido a que son más económicos y pueden trabajar sobre una mayor relación de compresión que los del tipo axial [22]. Adicionalmente, el flujo de refrigerante se dividió por dos, teniendo dos compresores operando en paralelo. El método corto para el dimensionamiento usado fue el modelo de diseño politrópico propuesto en el manual de procesos de PDVSA, el cual, como su nombre lo indica, calcula la temperatura de descarga y potencia consumida a partir de la eficiencia politrópica y los datos de la corriente de entrada [29].

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 9. Los valores hallados por los dos métodos PD y D difieren, a lo sumo, en un 2%. Se puede considerar que el método corto empleado otorga buenos resultados en las condiciones de operación de este estudio. Así mismo, las

temperaturas de descarga se encuentran por debajo de 120 °C, valor necesario para evitar daños en los compresores [29]. A partir de los requerimientos de potencia presentados en la Tabla 9, se procedió a multiplicar la potencia obtenida por dos de forma de determinar la potencia instalada de los compresores y proceder así con la estimación económica del mismo.

Tabla IX. Dimensionamiento de compresores

Equipo	C-101		C-102		C-103	
	PD	D	PD	D	PD	D
Potencia (MW)	2,07	2,06	2,03	2,01	1,08	1,06
T _{Descarga} (° C)	104,7	102,7	105,3	107,2	87	85,4

2. Aero-enfriadores

Al igual que los compresores, cada uno de los aero-enfriadores fue dimensionado para manejar la mitad de la corriente de refrigerante. El proceso de dimensionamiento por métodos cortos (PD) involucra iteraciones con la temperatura del aire en la salida del equipo. Una vez culminado el proceso, los datos de área disponible obtenidos fueron validados usando el simulador PROII®, en donde se verificó que el área requerida fuese menor al área calculada por el método corto (área disponible). El número de filas y longitud de tubo fueron determinados por ensayo y error usando el simulador con la finalidad de disminuir el consumo de potencia de los ventiladores; este consumo tiende a incrementarse a medida que el número de filas es mayor e implica la necesidad de hacer un balance entre los requerimientos de área y la potencia de cada unidad.

Una vez obtenidos los resultados (mostrados en la Tabla 10) se verificó que las longitudes de tubo y diámetro de los ventiladores fueran acordes con lo descrito en el manual de diseño de procesos de PDVSA, sección aero-enfriadores. Para todos los casos, la longitud de tubo y diámetro de ventilador se encuentran entre los 2,2 a 12,2 m y 1,2 a 5,5 m, respectivamente, reportados en el manual. Con el simulador se

pudo verificar que en todos los aero-enfriadores el arreglo de ventiladores cubre, al menos, un 40% del área disponible para el flujo de aire [30].

Tabla X. Dimensionamiento aero-enfriadores

	E-102	E-103	E-104
Área disponible (m ²)	4853	4766	7421
Área requerida (m ²)	4822	4673	7340
Longitud de tubo (m)	10	10	10
Ancho por bahía (m)	1,51	2,37	2,63
Flujo de aire (kg/s)	185,4	179,5	200,5
Bahías	2	1	2
Ventiladores por bahía	3	2	3
Diámetro de ventilador (m)	2	3,5	2,1
N° de filas	5	5	7
Tiro	Forzado		

3. Tambores separadores

Luego de su paso por el intercambiador criogénico principal, el gas natural es expandido a 1 atm, produciéndose una mezcla líquido-vapor, por lo que se hace necesario usar un separador que permita ambas fases. Debido a que la alimentación del separador tiene una baja relación gas/líquido, se hace necesario disponer el equipo de manera horizontal. Sus dimensiones se encuentran expuestas en la Tabla 11.

Tabla XI. Dimensionamiento del tambor horizontal

Largo (m)	4,7
Diámetro (m)	1,8
L/D	2,6
Espesor (mm)	21

4. Bombas

Hace falta instalar un sistema de bombeo que lleve el GNL desde la salida del separador horizontal hasta el tanque de almacenamiento; se requiere estimar la caída de presión a lo largo de las líneas de succión y de descarga, para lo cual se usaron las heurísticas expuestas en la metodología y se supuso una distancia de 2 m entre el intercambiador de calor criogénico y la bomba, y 60 m entre esta última y el tanque de almacenamiento [38].

Al igual que los compresores, las bombas fueron dimensionadas para manejar la mitad de la corriente de GNL obtenida del separador horizontal y se verificaron los resultados obtenidos (Tabla 12) a través de los métodos cortos usando el simulador. La potencia obtenida a través de los métodos cortos es aproximadamente 2,5% mayor que la obtenida usando el simulador comercial PROII®.

Tabla XII. Dimensionamiento de bombas

	PD	D
Potencia(kW)	0,90	0,88
Cabezal (m)	14,5	13,63
Flujo (m ³ /h)	34,2	

A partir del dimensionamiento de los equipos se procedió a realizar el análisis económico del proyecto y fijar los requerimientos tentativos de área. La miniplanta requiere una superficie de 159 m x 86 m para acomodar todos los equipos de proceso. Este espacio no incluye el necesario para albergar el tanque de almacenamiento ni la red de distribución de GNL desde el tanque hacia el camión o barco.

C. Estudio económico

A continuación, se presentan la estimación de costos por equipo, la inversión de capital inicial (CAPEX) y costos operacionales (OPEX).

1. Costos por Equipo

La estimación de costos por equipo fue realizada usando los parámetros obtenidos durante el dimensionamiento en conjunto con las ecuaciones y datos presentados en la Tabla 5. Estos métodos permiten estimar, rápidamente, el orden de magnitud del costo por equipo a través de la característica dominante de cada uno de ellos. La Tabla 13 contiene los costos de cada uno de los equipos usados en la planta de licuefacción

Tabla XIII. Costos por equipo

Equipo	Cantidad	Costo unitario (MMUSD)	Costo Total (MMUSD)
C-101	3	3,53	10,60
C-102	3	3,53	10,60
C-103	3	2,56	7,69
E-102	3	0,23	0,68
E-103	3	0,24	0,72
E-104	3	0,31	0,92
T-101	1	4,19	4,19
Total (MMUSD)			35,98

Los compresores representan MMUSD 28,89, que equivale al 80% de la inversión en equipos de la planta. Por lo tanto, una posible forma de disminuir los costos es reducir el número de compresores por etapa a 2, lo que permitiría llevar los costos por equipo a MMUSD 26,35. Esto traería beneficios en los indicadores económicos del proyecto ya que disminuye la inversión necesaria. Esta medida puede tomarse ya que la miniplanta cuenta con un tanque de almacenamiento con capacidad para 30 días de producción, y permitiría mantener las ventas aun cuando se presente una falla que resulte en una parada no programada de la planta. Por lo que, a modo de comparación se realizó el análisis económico de ambos escenarios.

Los costos de los compresores fueron corroborados con la hoja de cálculo CAPCOST, que emplea los métodos de estimación de costos de Turton [27], obteniéndose valores de MMUSD

3,5 y 1,75 para los compresores C-101 y C-103, respectivamente. Aunque la diferencia de costos para el compresor C-103 es de MMUSD 0,813, la misma se encuentra dentro del error asociado con este tipo de métodos.

En el trabajo de Shirazi *et al.* en 2019 [39] se obtuvo una inversión total de MMUSD 34,46 (a una tasa de 1,19 USD/€) para procurar todos los equipos necesarios para la construcción, valor similar al obtenido en este trabajo. Estos autores emplearon la regla de los seis décimos para estimar los costos de cada uno de los equipos empleados en una planta de capacidad y tecnología similar a la presentada en este trabajo.

2. Estimación del Costo de Inversión (CAPEX)

Los costos de inversión se presentan en la Tabla 14 y fueron estimados a partir del costo total en equipos de la siguiente forma:

- Costos ISBL+IPC: Usando un factor de Lang de 4,74
- Costos OSBL: 10% de los costos ISBL
- Contingencias: 10% de ISBL+OSBL

Tabla XIV. Costos de inversión

Concepto	Monto (MMUSD)
ISBL+IPC	170,54
OSBL	17,05
Contingencias	18,76
Total	206,36

El proyecto presentado en este estudio puede clasificarse como de alto costo debido a que el CAPEX calculado es de USD 1032/tm, el cual es mayor que los USD 1000/tm necesarios para construir una planta de licuefacción [40]. No obstante, este valor se encuentra dentro de los USD 600 a 1400/tm, el cual es el rango promedio de las plantas de licuefacción construidas entre 2014 y 2018 [26].

Por otra parte, si se decide reducir el número de compresores, la inversión por tonelada

desciende a USD 756, por lo que el proyecto dejaría de considerarse como uno de alto costo.

3. Costo de operación (OPEX)

La Tabla 15 contiene la estructura de costos operacionales de la planta de licuefacción.

Tabla XV. Costos operacionales anuales

Costos Fijos (MMUSD)	
Mantenimiento	5,12
Salarios	0,15
Alquiler	1,88
Costos Variables (MMUSD)	
Servicios	0,87
Gas Natural	23,91

El costo asociado al gas natural en la entrada de la planta representa alrededor del 75 % de los costos operacionales totales de la planta de licuefacción, utilizando el costo de gas ya mencionado, 2,63 USD/MMBtu.

4. Capital de trabajo

Como se aprecia en la Tabla 16, el capital de trabajo requerido para mantener la operatividad de la planta es MMUSD 10,32, que corresponde al primer método usado, el cual estima el monto necesario como un 5% del CAPEX.

Tabla XVI. Capital de Trabajo

Método	Monto (MMUSD)
1	10,32
2	9,38

5. Ingresos por ventas

SEA LNG presenta que los precios del GNL como combustible oscilan entre los 7 y 16 USD/MMBtu dependiendo del mercado de gas (Estados Unidos, Europa, Asia Pacífico, entre otros). Es importante considerar que el GNL como combustible proporciona más energía por tonelada que el fueloil con bajo contenido de azufre (LSFO), 46,7 MMBtu/tm vs 40,2 MMBtu/tm [41]. El precio

de venta del GNL también varía dependiendo del método de carga, el puerto y del volumen transferido en la operación, siendo el *ship-to-ship bunkering* el método más costoso [23]. Para emplear un estimado conservador, se realizó el análisis económico con un precio de GNL igual a 8,5 USD/MMBtu que equivale a cerca de 386,36 USD/tm (tomando que 1 MMBtu \approx 0,022 tm GNL [1]) y se traducen en unos ingresos de MMUSD 77,27 por año.

6. Flujo de Caja

Para evaluar la rentabilidad del proyecto se elaboró un flujo de caja con un costo de gas natural en la entrada de la planta de 2,63 USD/MMBtu, depreciación lineal a 25 años, tasa de descuento de 10% y sin financiamiento, obteniéndose los resultados presentados en la Tabla 17.

Tabla XVII. Flujo de Caja Base del Proyecto

Indicador	Valor
VPN (MMUSD)	52,94
TIR (%)	13,05
t_{retorno} (Años)	7

Para el horizonte económico analizado se obtuvo un valor presente neto (VPN) de MMUSD 52,94 y una tasa interna de retorno de 13,05%, cifras que denotan que el proyecto es rentable. Sin embargo, la relación VPN/CAPEX es 0,257, relativamente baja para proyectos de este tipo. La tasa interna de retorno es similar a la obtenida por Shirazi *et al.* (2019) [39], 12,96% (y VPN de MMUSD 102,38). En otro trabajo, se presentan varios escenarios para la construcción de estaciones de carga de GNL en el continente europeo, donde la TIR se encuentra en el rango de 11 a 29% [42].

Si se reduce a dos la cantidad de compresores en cada una de las etapas del ciclo, la TIR y el VPN aumentan a 18,70% y MMUSD

115,27, respectivamente, con una relación VPN/CAPEX de 0,559. Indicadores que indican una mejora sustancial en los resultados económicos.

Por otro lado, si aumenta el precio de venta del GNL incrementan los ingresos por concepto de ventas y el flujo de caja, así como la TIR y el VPN como se aprecia en la Tabla 18.

Al considerar un precio de venta del gas similar al usado en el puerto de Rotterdam (13 USD/MMBtu), tanto TIR como VPN aumentan a 25,72% y MMUSD 291,77, respectivamente. En este caso, el valor presente neto obtenido es mayor que la inversión inicial para la construcción de la planta. Se debe recordar que la estimación realizada en este trabajo es una de clase 5, por lo que se tiene un importante margen de error (-30 % / +50 %) asociado a las estimaciones anteriormente efectuadas.

Para el estudio del efecto del financiamiento se tomaron tres tasas: a) 3,6% anual, similar a la empleada por el Banco de Desarrollo de China; b) 6%, típica de la Banca Multilateral Latinoamericana y c) 10%. Se plantearon diferentes niveles de apalancamientos de: 30, 50 y 70% a fin de evaluar su impacto en la economía del proyecto. En todos los casos se mantuvo un modelo de depreciación lineal a 25 años, el costo del gas y precio de venta de GNL ya mencionados, además de esquemas de préstamos a ser pagados en 10 años, sin periodos de gracia y anualidades constantes.

La Tabla 19 contiene los indicadores económicos del proyecto para diferentes tasas de interés y préstamo. Como se puede apreciar, mientras menor sea la tasa de interés mejor será el desempeño económico del proyecto; sucede lo mismo si se incrementa el apalancamiento, porque aumenta el flujo de caja en el año cero. El beneficio a nivel económico del proyecto se ve afectado a medida que incrementa la tasa de interés ya que aumenta el importe demandado para la amortización del préstamo, lo que disminuye los flujos de caja a partir de primer año de operación de la planta. Sin embargo, debido a que Venezuela es un país de alto riesgo para la inversión, es posible que las tasas de interés reales puedan ser mayores a las presentadas en la Tabla 18, por lo que el beneficio en la economía del proyecto se verá reducido a medida que las tasas de interés sean mayores que las presentadas en la tabla anterior.

Tabla XVIII. Efecto del precio de venta del GNL

Precio del GNL (USD/MMBtu)	8,5	10	13
VPN	52,94	17,27	25,72
TIR	13,05	130,01	291,77
VPN/CAPEX	0,257	0,630	1,414
t_{retorno} (Años)	7	6	4

Tabla XIX. Efecto del préstamo en la economía del proyecto

Préstamo (%)	0	30			50			70		
Tasa de interés (%)	0	3,6	6	10	3,6	6	10	3,6	6	10
Anualidades (MMUSD)	0	7,48	8,41	10,08	12,47	14,02	16,79	17,46	19,63	23,51
TIR (%)	13,05	15,19	14,91	14,41	17,48	16,87	15,81	21,49	20,25	18,11
VPN (MMUSD)	52,94	71,92	68,37	61,98	84,58	78,67	68,01	97,24	88,96	74,04

iv. CONCLUSIONES

En este trabajo se desarrolló el diseño conceptual de una miniplanta de gas natural licuado con una capacidad de 0,2 MTPA a ser ubicada en el Complejo de Jose, el cual podría ser vendido como combustible a los barcos que circulen por las costas venezolanas y el Caribe. Para ello, se realizó la simulación de la planta utilizando una tecnología de mezcla simple de refrigerante similar a la comercial PRICO®, empleando condiciones de operación adaptadas a Venezuela.

El análisis de sensibilidad del ciclo de mezcla de refrigerante realizado permitió concluir que: 1) el incremento de la presión de alta aumenta el COP del sistema y permite reducir el flujo de refrigerante; 2) aumentar la presión de baja del ciclo aumenta el COP; 3) existe una presión intermedia que minimiza la potencia consumida; 4) cuando la temperatura de operación del condensador aumenta, menor será el COP; y 5) una mayor proporción de los compuestos ligeros disminuye la capacidad calórica de la mezcla de refrigerante lo cual reduce el COP.

La inversión inicial es recuperada al cabo de un tiempo de pago dinámico de 7 años, si se plantea un análisis económico con una tasa de descuento del 10%, un costo del gas a boca de planta de 2,63 USD/MMBtu, un modelo de depreciación lineal a 25 años, un precio de venta del GNL de 8,5 USD/MMBtu y sin financiamiento.

Así mismo, el estudio económico reportó una TIR de 13,05% y un VPN de MMUSD 52,94. Ambos indicadores pueden ser aumentados a 18,70% y MMUSD 115,27, respectivamente, si se decide reducir la cantidad de compresores por etapa a dos.

Con un precio de venta del GNL de 13 USD/MMBtu (valor del 30 de junio de 2021 en el puerto de Rotterdam), se incrementa la TIR a 25,72% y el VPN a MMUSD 291,77.

Financiar parte del proyecto con préstamos cuyas tasas de interés sean de 3,6, 6 o 10%, genera beneficios a nivel económico, ya que se aumenta la tasa interna de retorno, el valor presente neto y se reduce el tiempo de retorno de la inversión. No obstante, el impacto se verá

reducido a medida que la tasa de interés sea mayor.

v. REFERENCIAS

- [1] BP (2021). *Statistical Review of World Energy 2021*. Disponible en <https://www.bp.com/> Consultado en agosto de 2021.
- [2] Di Scipio, S., Rodríguez, A., Salazar, A., Trigilio, A. (2014). *Simulación y análisis de sensibilidad de un ciclo de licuefacción de gas natural*. Revista Técnica de la facultad de ingeniería de la Universidad del Zulia, 58-66.
- [3] SEA LNG (2019). *Comparison of Alternative Marine Fuels*. Londres, Reino Unido: DNV.GL. Disponible en: <https://sea-lng.org/reports/comparison-of-alternative-marine-fuels/>. Consultado en octubre de 2020.
- [4] Biscardini, G., Schmill, R., Del Maestro, A. (2020). *Small Going Big... and Greener LNG: the green future for bunkering*. Disponible en: <https://www.strategyand.pwc.com/it/en/small-going-big-greener.html>. Consultado en enero de 2021.
- [5] IMO 2020 – cutting sulphur oxide emissions. Organización Marítima Internacional, OMI. Disponible en: <https://www.imo.org/en/MediaCentre/HotTopics/Pages/Sulphur-2020.aspx>. Consultado en octubre de 2020.
- [6] Aymelek, M., Boulougouris, E., Turan, O., Konovessis, D. (2015). *Challenges and opportunities for LNG as a ship fuel source and application to bunkering network optimisation*. *Maritime Technology and Engineering*, 767-776.
- [7] Wang, S., Notteboom, T. (2014). *The Adoption of Liquefied Natural Gas as a Ship Fuel: A Systematic Review of Perspectives and Challenges*. *Transport Reviews*, 749-774.
- [8] Hansson, J., Mansson, S., Brynolf, S., Grahn, M. (2019). *Alternative marine fuels: Prospects based on multi-criteria decision involving Swedish stakeholders*. *Biomass and Bioenergy*, 159-173.
- [9] Organización Marítima Internacional, OMI (23 de diciembre 2014). *Ships face lower sulphur fuel requirements in emission control areas from 1 January 2015*. Disponible en <https://www.imo.org/en/MediaCentre/PressBriefings/Pages/44-ECA-sulphur.aspx>
- [10] China Dialogue Ocean (12 de mayo 2020). *China enters a new low-sulphur shipping era*. Disponible en:

<https://chinadialogueocean.net/13818-china-enters-a-new-low-sulphur-shipping-era/>

[11] Lexology[®] (1 de marzo de 2021). *The Global Sulphur Ban – One Year On*. Disponible en: <https://www.lexology.com/library/detail.aspx>

[12] DNV GL (2021). *Current price development oil and gas*. Disponible en: <https://www.dnv.com/maritime/insights/topics/lng-as-marine-fuel/current-price-development-oil-and-gas.html>. Consultado en noviembre de 2020.

[13] *Initial IMO GHG Strategy*. Organización Marítima Internacional, OMI. Disponible en: <https://www.imo.org/en/MediaCentre/HotTopics/Pages/Reducing-greenhouse-gas-emissions-from-ships.aspx>. Consultado en agosto de 2020.

[14] *LNG as a marine fuel an introductory guide. Version 4.0*. ISBN 978-1-999669-6-5. Sociedad para el Gas como Combustible Marino. Disponible en: <https://www.sgmf.info/> Consultado en agosto de 2021.

[15] *Global Fleet. The number of vessels using LNG as a marine fuel is growing rapidly*. SEA-LNG. Disponible en: <https://sea-lng.org/why-lng/global-fleet/>. Consultado en octubre de 2020.

[16] Hapag Lloyd. *1300-tonne LNG tank hoisted on board the “Sajir”*. Disponible en: <https://www.hapag-lloyd.com/es/company/press/releases/2020/09/1-300-tonne-lng-tank-hoisted-on-board-the--sajir--.html>. Consultado en septiembre de 2020.

[17] Zamfirescu, & Dincer. (2009). *Ammonia as a green fuel and hydrogen source for vehicular applications*. Fuel Processing Technology, 729-737.

[18] RIVIERA (4 de mayo 2021). *CMA CGM inks order for 22 new box ships*. Disponible en: <https://www.rivieramm.com/news-content-hub/news-content-hub/cma-cgm-inks-order-for-22-new-box-ships-65329>. Consultado en julio de 2021.

[19] Shell LNG Study. *Liquefied Natural Gas - New Energy for Ships and Trucks? Facts, Trends and Perspectives (2020)*. Publicado por Shell Deutschland Oil GmbH. Hamburgo, Alemania.

[20] Offshore Energy (*SEA-LNG: Bio-LNG for extended GHG reduction compliance*). Disponible en: [https://www.offshore-energy.biz/sea-lng-bio-lng-for-](https://www.offshore-energy.biz/sea-lng-bio-lng-for-extended-ghg-reduction-compliance)

[extended-ghg-reduction-compliance](https://www.offshore-energy.biz/sea-lng-bio-lng-for-extended-ghg-reduction-compliance). Consultado en agosto de 2021.

[21] Linde Engineering. *StarLNG™ Leading standardised small- to mid-scale LNG plants*. Disponible en: http://www.linde-engineering.in/en/images/StarLNG-small-midscale-2019_tcm524-166489.pdf. Consultado en agosto de 2020.

[22] Mokhatab, S., Mak, J., Valappil, J., Wood, D. (2014). *Handbook of Liquefied Natural Gas*. Nueva York, Estados Unidos: GPP.

[23] Di Scipio, S. (2015). *Innovación en el suministro de combustible para barcos en Venezuela*. Caracas: Trabajo Especial de Grado para optar al grado académico de Especialista en Gerencia de la Tecnología y la Innovación, Decanato de Estudios de Postgrado, Universidad Simón Bolívar.

[24] Bahadori, A. (2014). *Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design*. New South Wales: GPP.

[25] Towler, G., Sinnott, R. (2010). *Chemical Engineering Design*. Nueva York, Estados Unidos: Elsevier.

[26] Songhurst, B. (2018). *LNG Plant Cost Reduction 2014-18*. Oxford: The Oxford Institute for Energy Studies.

[27] Turton, R. (2012). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Nueva Jersey, Estados Unidos: Prentice Hall.

[28] Jensen, J. B., Skogestad, S. (2009). *Steady-State Operational Degrees of Freedom with Application to Refrigeration Cycles*. Industrial and Engineering Chemical Research, 6652-6659.

[29] PDVSA. (1996). *Manual de diseño de proceso: Compresores*. Caracas, Venezuela.

[30] PDVSA. (1995). *Manual de diseño: Intercambiadores de calor*. Caracas, Venezuela.

[31] Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment*. Massachusetts, Estados Unidos: Butterworth Heinemann. Series in Chemical Engineering.

[32] PDVSA. (1995). *Manual de diseño de procesos: Tambores*. Caracas, Venezuela.

[33] PDVSA. (1997). *Manual de diseño de procesos: Bombas*. Caracas, Venezuela.

- [34] Boston University (2018). *China's Global Development Finance: A Guidance Note for Global Development Policy Center Databases*. Boston.
- [35] Molinari, A., Patrucchi, L. (2019). *Las tensiones de la banca multilateral de desarrollo en América Latina*. Disponible en: <https://ri.conicet.gov.ar/handle/11336/119535>. Consultado en octubre de 2020.
- [36] Domínguez, L. (2014). *Evaluaciones Económicas y Ajuste de Precios a Contratos de PDVSA Refinería El Palito*. Informe de Pasantías. Carabobo, Venezuela: Universidad de Carabobo.
- [37] Trigilio, A. (2015). *Simulación y optimización de ciclos de licuefacción de gas natural*. Caracas: Trabajo de Grado para optar al grado académico de Magister en Ingeniería Química, Decanato de Estudios de Postgrado, Universidad Simón Bolívar.
- [38] PDVSA. (1995). *Separación entre equipos e instalaciones*. Caracas, Venezuela.
- [39] Shirazi, L., Sarmand, M., Rostami, R., Moein, P., Zare, M., Mohommadbeigy, K. (2019). *Feasibility study of the small-scale LNG plant infrastructure for gas supply in north of Iran (Case Study)*. Sustainable Energy Technologies and Assessments, 220-230.
- [40] Songhurst, B. (2014). *LNG Plant Cost Escalation*. Oxford, Reino Unido: Oxford Institute for Energy Studies.
- [41] *Singapore marine fuel LNG bunker prices*. SEA LNG. Disponible en: <https://sea-lng.org/lng-bunker-fuel-prices/singapore-lng-bunker-prices/>. Consultado en enero de 2021.
- [42] Ocean Shipping Consultants (2016). *LNG bunkering financing opportunities*. Royal Haskoning DHV. Disponible en: http://www.anave.es/images/seguridad/eu_lng_bunkering_financing_opportunities_osc.pdf. Consultado en octubre de 2020.