

Optimization of the Substitution of Ethylene for Ethane in the Refrigerant Mixture to Reduce Energy Consumption in a Liquefied Natural Gas Plant

Herbert Manrique, MSc.¹, Victor Pretell, MSc.¹, Williams Ramos, MSc.¹, Cesar Lujan, MSc.¹
¹Universidad Nacional de Ingeniería, Perú, hmanrique@uni.edu.pe, vpretellh@uni.edu.pe, wramosv@uni.edu.pe, clujan@fip.uni.edu.pe

Abstract— Natural gas is an energy source less contaminant than oil or coal and it is transported through pipes or as liquefied natural gas (LNG). PERU LNG directs the first LNG plant in South America, which has a capacity of 4.45MTPA and uses the technology C3MR for the liquefaction. This technology employs a refrigerant mixture formed by ethylene and other light compounds due to the ethane/methane ratio in the feed is not enough to make a refrigerant that achieve a good performance of the process. However, ethane molar composition is highly enough for a correct separation and its use as pure component preparing the mixed refrigerant could generate a significant reduction in power consumption. The present work has as objective to determinate the mixed refrigerant composition (with no ethylene) that minimizes the power consumption of liquefaction process. To meet that goal, this work models the liquefaction process using a spreadsheet to estimate the thermodynamics properties and the software MATLAB to solve the optimization of refrigerant composition with the genetic algorithm. Finally, the energy consumption of the process was reduced in 26.9MW, that is equivalent to 15.5% respect to the base case, without modifying the initial operational conditions.

Keywords— Natural gas, liquefied natural gas, optimization, mixed refrigerant, C3MR

Digital Object Identifier (DOI):

<http://dx.doi.org/10.18687/LACCEI2022.1.1.330>

ISBN: 978-628-95207-0-5 **ISSN:** 2414-6390

Optimización de la Sustitución del Etileno por Etano en la Mezcla Refrigerante para el Ahorro Energético en una Planta de Licuefacción de Gas Natural

Herbert Manrique, MSc.¹, Victor Pretell, MSc.¹, Williams Ramos, MSc.¹, Cesar Lujan, MSc.¹
¹Universidad Nacional de Ingeniería, Perú, hmanrique@uni.edu.pe, vpretellh@uni.edu.pe, wramosv@uni.edu.pe, clujan@fip.uni.edu.pe

Resumen— El gas natural es una fuente de energía menos contaminante que el petróleo y el carbón y es transportado a través de tuberías o en forma de gas natural licuado (LNG). PERU LNG dirige la primera planta de licuefacción de gas natural en Sudamérica, la misma que tienen una capacidad de 4.45MTPA y utiliza la tecnología C3MR para la licuefacción. Esta tecnología emplea un refrigerante mixto que está compuesto por etileno y otros compuestos ligeros debido a que la relación etano/metano en la alimentación no es suficiente para preparar un refrigerante mixto que logre un buen desempeño del proceso. Sin embargo, la composición molar del etano es suficientemente alta para una adecuada separación y su utilización como componente puro en la preparación de la mezcla refrigerante podría generar una considerable disminución en la demanda energética del proceso de licuefacción. El presente trabajo tiene como objetivo determinar la composición del refrigerante mixto (sin etileno) que minimice el consumo energético del proceso de licuefacción. Para ello, se modeló el proceso de licuefacción utilizando una hoja de cálculo en la estimación de propiedades y el software MATLAB en la optimización de la composición del refrigerante, empleando el algoritmo genético. Finalmente, se logró reducir el consumo energético del proceso en 26.9MW, lo que equivale a un 15.5% respecto al caso base, sin alterar las condiciones de operación iniciales.

Palabras clave— Gas natural, gas natural licuado, optimización, refrigerante mixto, C3MR

Abstract— Natural gas is an energy source less contaminant than oil or coal and it is transported through pipes or as liquefied natural gas (LNG). PERU LNG directs the first LNG plant in South America, which has a capacity of 4.45MTPA and uses the technology C3MR for the liquefaction. This technology employs a refrigerant mixture formed by ethylene and other light compounds due to the ethane/methane ratio in the feed is not enough to make a refrigerant that achieve a good performance of the process. However, ethane molar composition is highly enough for a correct separation and its use as pure component preparing the mixed refrigerant could generate a significant reduction in power consumption. The present work has as objective to determinate the mixed refrigerant composition (with no ethylene) that minimizes the power consumption of liquefaction process. To meet that goal, this work models the liquefaction process using a spreadsheet to estimate the thermodynamics properties and the software MATLAB to solve the optimization of refrigerant composition with the genetic algorithm. Finally, the energy consumption of the process was reduced in 26.9MW, that is equivalent to 15.5% respect to the base

case, without modifying the initial operational conditions.

Keywords— Natural gas, liquefied natural gas, optimization, mixed refrigerant, C3MR

I. INTRODUCCIÓN

El año 2020 será recordado como el año de la pandemia de la COVID-19, no solo por la cantidad de vidas humanas perdidas, sino también por el gran impacto que tuvo en el mercado de la energía. De acuerdo con el informe “BP statistical review of world energy 2021”, el consumo energético mundial cayó 4.5% mientras que las emisiones de CO₂ disminuyeron en 6.3% respecto al 2019 a causa, principalmente, del menor consumo del petróleo [1]. Por otro lado, aunque el sector del gas natural también se vio afectado por la pandemia dado que su consumo se redujo en 2.3% en 2020, su participación como fuente de energía primaria alcanzó un 24.7%, el nivel más alto reportado hasta el momento [1]. Esto es un claro indicador del rol que juega el gas natural en las principales economías del mundo, como una fuente de energía menos contaminante que el petróleo y el carbón y que sirve de medio de transición hacia una matriz energética sin emisiones [2].

Las fuentes del gas natural están, generalmente, lejos de los lugares donde son utilizados y, por tanto, necesitan ser transportados usando tuberías o en forma de gas natural licuado (LNG). En 2020, poco más del 50% del gas natural en el mundo fue comercializado en forma de LNG y se espera que este porcentaje siga en aumento [1]. El LNG es gas natural llevado a fase líquida, donde su volumen se reduce alrededor de 600 veces debido a una disminución drástica de temperatura [3]. Esta reducción de volumen facilita su transporte, sin embargo, la instalación de una planta de producción LNG a gran escala solo es atractiva cuando el producto recorrerá largas distancias, debido a la considerable inversión económica y los elevados costos operativos [3].

A mediados del 2010, se puso en funcionamiento la primera planta de producción de LNG en Sudamérica, operada por el consorcio PERU LNG y ubicada en la conocida pampa Melchorita (Lima) [4]. Esta planta tiene una capacidad de producción de 4.45 millones de toneladas de LNG por año (MTPA) y utiliza la tecnología C3MR para la licuefacción del gas natural [5]. Con esta tecnología, se reduce la temperatura del gas natural empleando propano, en el lazo de preenfriamiento, y luego empleando un refrigerante mixto (MR) en el lazo de licuefacción y subenfriamiento. Este MR

Digital Object Identifier (DOI):

<http://dx.doi.org/10.18687/LACCEI2022.1.1.330>
ISBN: 978-628-95207-0-5 ISSN: 2414-6390

consiste en una mezcla de metano, etano, propano y nitrógeno, en una proporción tal que se minimice el consumo energético del proceso [6].

Debido a que la relación etano/metano en la alimentación no es la adecuada para la preparación del MR, PERU LNG importa significativas cantidades de etileno para su operación, aprovechando que el etileno posee propiedades fisicoquímicas similares al etano, pero es mucho más comercial [6]. A pesar de la insuficiente relación etano/ metano, el contenido de etano es alto en la alimentación (alrededor del 10% en mol) y, por tanto, es posible la separación de estos dos compuestos y, de esta forma, obtener etano de alta pureza. Con una fuente segura de etano, sería adecuada la preparación del MR reemplazando el etileno por etano y, de esta manera, buscar un mejor rendimiento energético en el proceso [7].

La sustitución del etileno por etano ha sido estudiada por Manrique [7], donde se encontró una nueva composición de refrigerante mixto (exento de etileno) de tal forma que las condiciones de operación del proceso no se vean alteradas. En dicho estudio, se concluyó que la sustitución produciría una reducción de 12.5 MW (7.20%) en el consumo energético de los compresores sin la necesidad de cambiar los equipos principales del proceso. Sin embargo, se requiere un análisis más profundo a fin de determinar la composición del MR que minimice el consumo energético del proceso.

En ese sentido, el objetivo del presente trabajo es determinar la composición óptima del refrigerante mixto (exento de etileno) que minimice el consumo energético del proceso de licuefacción y reduzca los costos operativos en la planta de PERU LNG.

II. METODOLOGÍA

Esta investigación está dividida en tres secciones:

A. Modelo Termodinámico

Dado que los compuestos químicos participantes en el proceso de licuefacción son hidrocarburos ligeros y nitrógeno, es adecuado estimar las propiedades termodinámicas de las mezclas (equilibrio de fases, entalpía y entropía específica) usando una ecuación de estado [8]. Dentro de las muchas ecuaciones de estado disponibles, la revisión realizada por Austbø, Løvseth y Gundersen encontró que la ecuación de estado más utilizada en los modelamientos de procesos de licuefacción fue la de Peng-Robinson (PR) [9]. Las ecuaciones más resaltantes resueltas en el modelo son:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (1)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad (2)$$

$$b = \sum_{i=1}^N z_i b_i \quad (3)$$

$$a_i = 0.457235 \left(\frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \right)^2 \alpha_i \quad (4)$$

$$b_i = 0.077796 \left(\frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \right) \quad (5)$$

$$\sqrt{\alpha_i} = 1 + m_i \left(1 - \sqrt{T_{ri}} \right) \quad (6)$$

$$m_i = 0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2 \quad (7)$$

(1) Es la ecuación de estado de PR, donde P es la presión, R es la constante de gases ideales, T es la temperatura y v es el volumen molar de la mezcla. Los parámetros a y b están definidos para la mezcla en base a las reglas de mezclado de Van Der Waals en conjunto con los parámetros de interacción binaria k_{ij} [10]. z hace referencia a las fracciones molares de cada componente en la mezcla. P_{ci} y T_{ci} son la presión y temperatura crítica del componente “ i ” de la mezcla. T_{ri} es la temperatura reducida del componente “ i ” y ω es el factor acéntrico. Los símbolos a_i , b_i , α_i y m_i quedan definidos con las ecuaciones (4), (5), (6) y (7) respectivamente.

B. Descripción del Proceso

El proceso C3MR (ver Fig. 1) mostrado en [7] consiste en un tren de preenfriamiento con propano que reduce la temperatura del gas natural (el cual fue previamente tratado, quedando libre de humedad, mercurio y de contaminantes ácidos como H_2S y CO_2) hasta -33 °C seguido del intercambiador criogénico principal (MCHX por sus siglas en inglés, el cual es modelado por dos intercambiadores IntMult-1 e IntMult-2), donde el gas es licuado y subenfriado hasta 163 °C bajo cero. En el tren de preenfriamiento, el propano se expande a diferentes presiones (4.52 bar, 2.60 bar y 1.20 bar) y se evapora a fin de proporcionar el enfriamiento necesario para el gas natural y el MR. Luego, el vapor es comprimido hasta 12 bar en tres etapas y condensado para repetir el ciclo.

Por otro lado, se enfría el MR de forma paralela al gas natural hasta -33 °C, y luego es separado en fase líquida y fase vapor antes de ingresar al MCHX. Ambas corrientes son licuadas y subenfriadas de manera independiente en el MCHX, de manera paralela al gas natural. El MR vapor sale de IntMult-2 a -163 °C y se expande hasta 4.5 bar, luego regresa a IntMult-2 y empieza a evaporarse, enfriando las corrientes de gas natural y de MR vapor. De manera análoga, el MR líquido sale de IntMult-1 a -120 °C, se expande a 4.5 bar, se combina con el MR vapor proveniente de IntMult-2 y retorna a IntMult-1, para continuar evaporándose y enfriando las corrientes de gas natural, de MR vapor y MR líquido. Finalmente, todo el MR sale del MCHX a -36 °C y es comprimido hasta 58.5 bar en tres etapas independientes (siendo 19 bar y 29 bar las presiones intermedias).

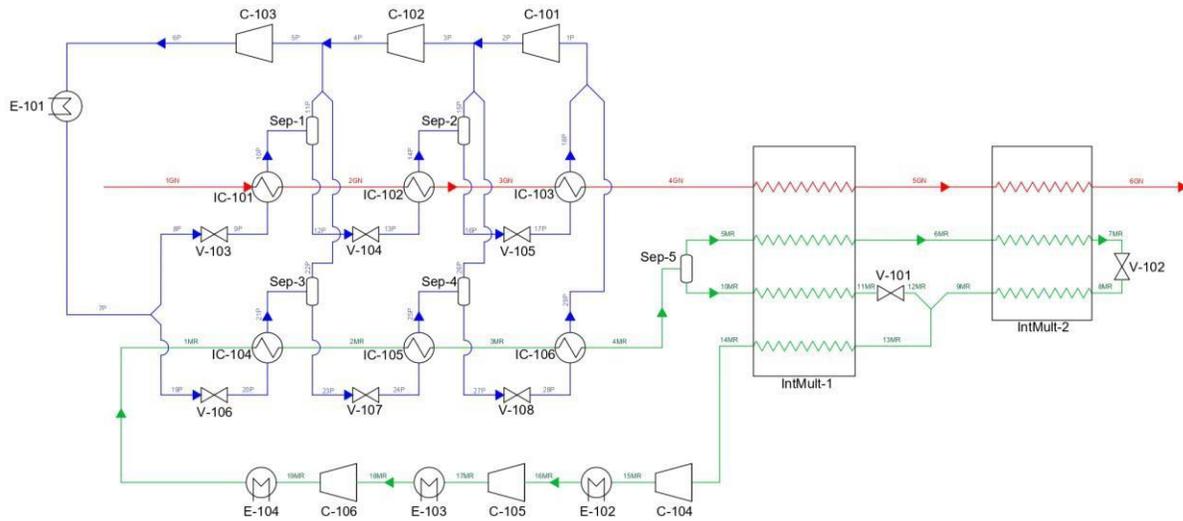


Fig. 1 Diagrama de flujo del proceso de licuefacción C3MR

En el modelo se considera un flujo molar de gas natural de 8.9229 kmol/s (equivalente a una producción de 4.45MTPA), además, que la eficiencia isoentrópica de los compresores es 75 %, no hay caída de presión en ningún intercambiador de calor, la temperatura de las corrientes calientes a la salida de los intercambiadores IntMult-1 e IntMult-2 son iguales y la temperatura de las corrientes luego de cada enfriador es 30 °C. La composición del gas natural, del MR de caso base (con etileno) y del MR luego del reemplazo se muestran en la Tabla I.

C. Optimización

Como se muestra en la tabla 8 de [9], muchos trabajos previos han modelado y optimizado los procesos de producción de LNG utilizando técnicas tanto determinísticas como no determinísticas. La principal ventaja de las técnicas no determinísticas recae en su capacidad lidiar exitosamente con problemas altamente no lineales como, por ejemplo, la licuefacción del gas natural. De acuerdo con [9], el Algoritmo Genético (GA) fue la técnica no determinística más utilizada en la revisión realizada. El GA imita el proceso de evolución biológica de las especies, creando aleatoriamente una población inicial y evaluando la función objetivo para cada individuo. Las especies con los mejores resultados serán los “padres” de la siguiente generación, además de introducir la “mutación” para prevenir los óptimos locales y tener la posibilidad de lograr un óptimo global [11], [12]. En este trabajo se utiliza el software MATLAB para la solución de los balances de materia y energía y, posteriormente, para llevar a cabo la optimización usando el algoritmo genético. La Tabla II resume las especificaciones utilizadas al momento de correr el AG.

A fin de obtener una solución adecuada en la optimización, la composición del MR debe estar restringida de tal forma que se eviten los cruces de temperatura en las curvas compuestas de los intercambiadores IntMult-1 e IntMult-2.

Esto se logra especificando un aproximamiento de temperatura mínimo (MTA) mayor o igual a 3 °C.

$$3 \leq MTA_{ING-100}, 3 \leq MTA_{ING-101} \quad (8)$$

TABLA I
CONDICIONES DEL GAS NATURAL Y DEL MR [7]

| Corriente | GN-1 | 4MR (base) | 4MR (reemplazo) |
|------------------------|--------|------------|-----------------|
| Presión, bar | 65.00 | 58.50 | 58.50 |
| Temperatura, °C | 20.00 | -33.00 | -33.00 |
| Metano ^a | 0.8905 | 0.3100 | 0.3376 |
| Etano ^a | 0.1039 | 0.0360 | 0.3182 |
| Propano ^a | 0.0002 | 0.1270 | 0.1383 |
| Etileno ^a | 0.0000 | 0.3380 | 0.0000 |
| Nitrógeno ^a | 0.0054 | 0.1890 | 0.2058 |

^a Fracción molar

TABLA II
PARÁMETROS PARA LA OPTIMIZACIÓN CON EL GA

| | |
|------------------------|---|
| Función Objetivo | Potencial total en los compresores del MR, $OF_{(x)} = W_{C-104} + W_{C-105} + W_{C-106}$ |
| Variable Independiente | Composición del refrigerante mixto ^a , $x = [z_{CH_4}, z_{C_2H_6}, z_{C_3H_8}]$ |
| Límite inferior | $L_b = [0.10, 0.10, 0.05]$ |
| Límite superior | $U_b = [0.45, 0.45, 0.30]$ |
| Restricciones | Suma de composiciones debe ser menor a 1, $z_{CH_4} + z_{C_2H_6} + z_{C_3H_8} < 1$ |
| Tamaño de población | 50 individuos ^b |
| Generaciones | 200 |

^a La composición del etileno se considera 0 y la composición del nitrógeno es tal que la suma de fracciones molares sea 1.

^b La población inicial incluye la composición del MR (reemplazo) detallada en Tabla I.

III. RESULTADOS

A. Termodinámica del Proceso

A fin de calcular las propiedades necesarias, se elaboró una hoja de cálculo que determina la entalpía específica, la entropía específica y la fracción de vapor (cuando aplique) en base a una presión, una temperatura, una composición y una fase definida (ver Fig. 2). Para un mayor alcance respecto a la elaboración de la hoja de cálculo, consultar la referencia [7].

| INPUTS | | OUTPUTS | |
|------------------|--------|----------------------|-------------------------------|
| Pressure (bar) | 58.50 | Molecular Weight | 26.28 g/mol |
| Temperature (°C) | -33.00 | Volume Fraction | 36.54% |
| Condition | 2 | Total Molar Enthalpy | -82,809.00 kJ/kmol |
| Methane | 0.4198 | Total Molar Entropy | 156.28 kJ/kmolK |
| Ethane | 0.2868 | | |
| Propane | 0.1667 | Composition | Liquid Vapor |
| Ethylene | 0.0000 | Methane | 0.330 0.576 |
| Nitrogen | 0.1266 | Ethane | 0.370 0.143 |
| Sum | 1.000 | Propane | 0.245 0.031 |
| | | Ethylene | 0.000 0.000 |
| | | Nitrogen | 0.055 0.250 |
| | | Molar Enthalpy | -94,642.61 -62,253.87 kJ/kmol |
| | | Molar Entropy | 155.56 157.53 kJ/kmolK |

Fig. 2 Hoja de cálculo elaborada para la estimación de las propiedades termodinámicas de las mezclas

C. Optimización

De acuerdo con lo mencionado en la Tabla II, se elaboró una función en MATLAB que calcula la potencia total consumida por los compresores que trabajan con el MR en base a la composición del MR. La función creada asegura que el MR se encuentre en dos fases a 58.5 bar y -33 °C (al ingreso del separador) y que el MTA en cada intercambiador sea mayor a 3 °C, caso contrario, especifica la potencia resultante en 90 000 kW (valor mucho más alto que en el caso base).

En la Fig. 3 se observa el GA finalizó luego de alcanzar el número máximo de generaciones, proceso que tomó alrededor de 18 horas en total. La potencia total requerida por el proceso disminuyó a 147.18 MW, 26.3 MW por debajo del caso base y 12.74 MW por debajo del reemplazo realizado en [7].

En la Tabla III se muestra que la composición optimizada del MR tiene una mayor concentración de metano respecto al reemplazo, pero una menor concentración de etano. Además, la composición de nitrógeno para el caso optimizado ha disminuido significativamente, siendo este el compuesto con la menor concentración en el MR. Trabajos como [12] y [13], que también optimizaron el proceso C3MR usando el GA, muestran composiciones optimizadas con un bajo contenido de nitrógeno para alimentos con alta concentración de metano.

En la Tabla IV se evidencia una clara disminución en el flujo molar del MR y del propano para el caso optimizado, lo que se traduce en una menor energía requerida para cada compresor. La reducción más significativa se dio en C-104, dado que dicho compresor tiene la mayor relación de

compresión. Adicionalmente, al comparar las curvas compuestas para los 3 casos (ver Fig. 4 (a), (b) y (c)) se observa el acercamiento entre la curva fría y caliente, hecho que muestra una mayor eficiencia termodinámica del proceso.

TABLA III
COMPOSICIÓN DEL REFRIGERANTE MIXTO (FRACCIONES MOLARES) EN CADA ESCENARIO

| Componente | Caso Base [7] | MR Reemplazo [7] | MR Optimizado |
|------------|---------------|------------------|---------------|
| Metano | 0.3100 | 0.3376 | 0.4198 |
| Etano | 0.0360 | 0.3182 | 0.2868 |
| Propano | 0.1270 | 0.1383 | 0.1667 |
| Etileno | 0.3380 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrógeno | 0.1890 | 0.2058 | 0.1267 |

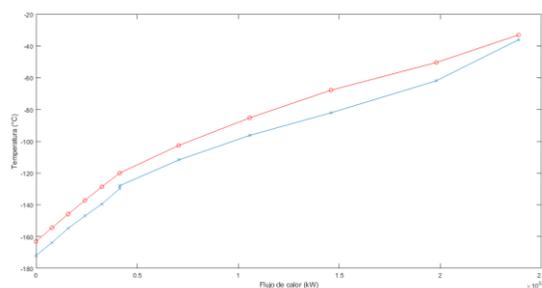


Fig. 4 (a) – Curvas compuestas caso base

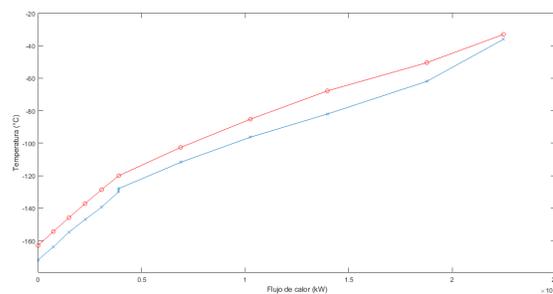


Fig. 4 (b) Curvas compuestas reemplazo

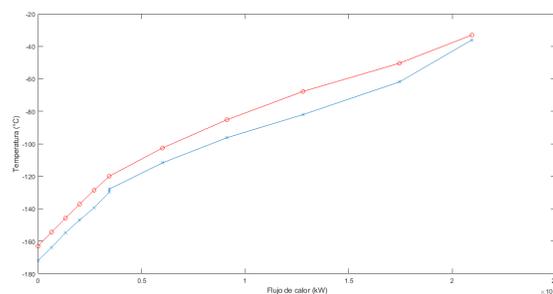


Fig. 4 (c) Curvas compuestas reemplazo

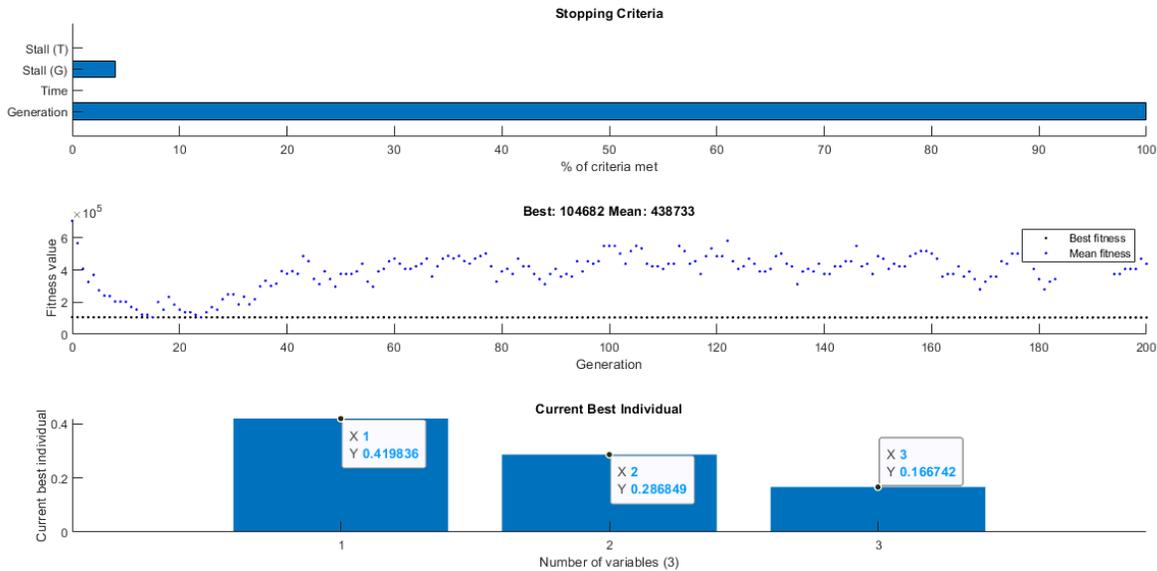


Fig. 3 Resultados de la optimización de la composición del MR usando el GA

TABLA IV
FLUJO MOLAR (KMOL/S) DE REFRIGERANTES Y POTENCIAS
CONSUMIDAD POR CADA COMPRESOR (KW) EN CADA ESCENARIO

| Flujo molar | Caso Base [7] | MR Reemplazo [7] | MR Optimizado |
|-----------------|---------------|------------------|---------------|
| MR | 16.37 | 15.04 | 13.75 |
| Propano | 11.16 | 11.02 | 10.74 |
| Compresor | Caso Base [7] | MR Reemplazo [7] | MR Optimizado |
| C-101 (propano) | 5 648.32 | 4 957.41 | 4 697.70 |
| C-102 (propano) | 9 456.26 | 8 454.48 | 7 920.91 |
| C-103 (propano) | 31 238.43 | 30 699.46 | 29 878.11 |
| C-104 (MR) | 69 064.26 | 62 618.26 | 56 790.63 |
| C-105 (MR) | 22 309.01 | 20 300.45 | 18 368.66 |
| C-106 (MR) | 36 389.37 | 32 889.66 | 29 522.75 |
| Total | 174 105.65 | 159 919.72 | 147 178.76 |

^a Se encontró una discrepancia en la potencia del compresor C-106 respecto a lo reportado en [7].

IV. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

En el presente trabajo se modeló el proceso de licuefacción C3MR de la planta de licuefacción Melchorita en Perú. Se utilizó una hoja de cálculo para la estimación de propiedades termodinámicas y MATLAB para la solución de los balances de energía. La optimización de la composición del refrigerante mixto con el algoritmo genético buscó minimizar el consumo energético del proceso de licuefacción, logrando disminuir 26.3 MW respecto al caso base y 12.74 MW respecto al reemplazo reportado en [7]. La composición optimizada mostró un incremento en la fracción molar del metano y una disminución en la fracción molar del etano y del nitrógeno respecto al reemplazo reportado en [7], siguiendo la misma tendencia reportada por otros autores que también modelaron y optimizaron el proceso C3MR utilizando el algoritmo genético. Finalmente, las curvas compuestas

muestran un mayor acercamiento en el caso optimizado, evidenciando la mayor eficiencia termodinámica del ciclo.

La optimización solo ajustó la composición del refrigerante, sin embargo, no se variaron otras condiciones de operación como la temperatura intermedia entre los IntMult-1 y IntMult-2 o la temperatura de salida del LNG. Investigaciones futuras podrían considerar estas o más variables en el modelo, a fin de buscar una mejor solución. Por otro lado, a pesar de que el algoritmo genético es una técnica muy utilizada en la optimización de procesos de licuefacción, demanda mucho tiempo para su convergencia. En ese sentido, se podría investigar la optimización del proceso con otras técnicas determinísticas o no determinísticas que puedan lidiar con los óptimos locales y puedan encontrar un óptimo global.

AGRADECIMIENTOS

Los autores del presente trabajo agradecen al Vicerrectorado de Investigación de la Universidad Nacional de Ingeniería y a la Unidad de Investigación de la Facultad de Ingeniería de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica por subvencionar la adquisición del software MATLAB con licencia académica. Adicionalmente, un especial reconocimiento al Grupo de Investigación en Procesos Termoquímicos y Energéticos de la UNI, por el soporte académico, las revisiones del escrito y la motivación constante.

REFERENCIAS

- [1] BP, "Statistical Review of World Energy globally consistent data on world energy markets . and authoritative publications in the field of energy," *BP Energy Outlook 2021*, vol. 70, pp. 8–20, 2021.
- [2] British Petroleum, "Energy Outlook 2020," 2020. [Online]. Available: <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/energy-outlook/bp->

energy-outlook-2020.pdf.

- [3] J. Zhang, H. Meerman, R. Benders, and A. Faaij, "Comprehensive review of current natural gas liquefaction processes on technical and economic performance," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 166, no. August 2019, p. 114736, 2020, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2019.114736.
- [4] PERU LNG, "Nuestra historia," 2022. <https://perulng.com/nuestra-empresa/historia/>.
- [5] B. Bruce and C. Lopez-Piñon, "Peru LNG: A grassroots gas liquefaction project optimized for cost in difficult times," *Int. Gas Union World Gas Conf. Pap.*, vol. 6, pp.4864–4905, 2009.
- [6] S. Sharma, D. Hill, P. Rano, G. Humphrey, and M. Mayer, "PERU LNG: Executing Peru'S largest industrial project," *Hydrocarb. Process.*, vol. 91, no. 8, pp. 1–6, 2012.
- [7] H. J. Manrique Olortegui, "Evaluación de la sustitución del etileno por etano en la mezcla refrigerante para el ahorro energético y económico en una planta de licuefacción de gas natural," 2020.
- [8] AspenTech Documentation Team, "HYSYS ® 2004.2 Simulation Basis," *AspenTech Softw. Man.*, pp. 46–52, 2005, [Online]. Available: <http://www.aspentech.com>.
- [9] B. Austbø, S. W. Løvseth, and T. Gundersen, "Annotated bibliography- Use of optimization in LNG process design and operation," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 71, pp. 391–414, 2014, doi: 10.1016/j.compchemeng.2014.09.010.
- [10] T. Y. Kwak, E. H. Benmekki, and G. A. Mansoori, "Van Der Waals Mixing Rules for Cubic Equations of State (Applications for Supercritical Fluid Extraction Modeling and Phase Equilibrium Calculations).," *ACS Div. Fuel Chem. Prepr.*, vol. 30, no. 3, pp. 119–129, 1985.
- [11] B. Salehi, "LNG Plant Modeling and Optimization," no. January, 2018.
- [12] H. Taleshbahrami and H. Saffari, "Optimization of the C3MR cycle with genetic algorithm," *Trans. Can. Soc. Mech. Eng.*, vol. 34, no. 3–4, pp. 433–448, 2010, doi: 10.1139/tcsme-2010-0026.
- [13] M. Wang, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Thermodynamic and economic optimization of LNG mixed refrigerant processes," *Energy Convers. Manag.*, vol. 88, pp. 947–961, 2014, doi: 10.1016/j.enconman.2014.09.007.