



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA

Alternativas para la selección de sistemas de cogeneración de calor residual en instalaciones de separación de Petróleo y Gas

Ingrit Daniela Pardo Mendoza

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental
Bogotá D.C., Colombia

2025

Alternativas para la selección de sistemas de cogeneración de calor residual en instalaciones de separación de Petróleo y Gas

Ingrit Daniela Pardo Mendoza

Trabajo Final de Maestría presentado como requisito parcial para optar al título de:
Magister en Ingeniería – Ingeniería Química

Director:

Julio César Vargas Sáenz

Profesor Titular

Línea de Investigación:

Ingeniería de Sistemas de Proceso

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

Bogotá D.C., Colombia

2025

Dedico este trabajo a mi mamá, quien con su ejemplo de fortaleza y dedicación me enseñó que los sueños sí se pueden alcanzar. Gracias por creer en mí siempre.

Declaración de obra original

Yo declaro lo siguiente:

He leído el Acuerdo 035 de 2003 del Consejo Académico de la Universidad Nacional. «Reglamento sobre propiedad intelectual» y la Normatividad Nacional relacionada al respeto de los derechos de autor. Esta disertación representa mi trabajo original, excepto donde he reconocido las ideas, las palabras, o materiales de otros autores.

Cuando se han presentado ideas o palabras de otros autores en esta disertación, he realizado su respectivo reconocimiento aplicando correctamente los esquemas de citas y referencias bibliográficas en el estilo requerido.

He logrado He obtenido el permiso del autor o editor para incluir cualquier material con derechos de autor (por ejemplo, tablas, figuras, instrumentos de encuesta o grandes porciones de texto).

Por último, he sometido esta disertación a la herramienta de integridad académica, definida por la universidad.

Ingrit Daniela Pardo Mendoza

Fecha 21/04/2025

Agradecimientos

Primero, quiero agradecer a Dios por darme la fuerza, la salud y las oportunidades que me han permitido llegar hasta aquí. Sin su guía, este logro no sería posible. Gracias por escucharme en todas mis noches de oración.

A mi familia, gracias por su amor incondicional y su apoyo constante. En especial, a mi mamá: gracias por ser mi inspiración, mi motor y mi mayor ejemplo de esfuerzo y dedicación. Gracias a ti, hoy soy Ingeniera Química y estoy a punto de cumplir el sueño de ser también Magíster en Ingeniería Química. Todo lo que he alcanzado y lo que está por venir, lleva tu huella.

A mi director, Julio César Vargas, expreso mi más sincero agradecimiento por su guía, paciencia y confianza en mi trabajo. Su orientación ha sido clave para mi crecimiento académico y profesional.

A los docentes que me formaron durante esta etapa, gracias por compartir su conocimiento y por motivarme a seguir aprendiendo. A mis compañeros de maestría, gracias por las experiencias compartidas, por su apoyo en los momentos difíciles y por las amistades que surgieron en este camino.

A todos ustedes, mi gratitud eterna por haber sido parte de este logro.

Resumen

La industria del petróleo y gas ha venido impulsando programas de eficiencia energética con el fin de optimizar sus procesos y reducir los costos asociados al consumo de combustible. En este marco, el presente trabajo se orienta a mejorar el desempeño energético de instalaciones de separación de petróleo y gas (GOSP, por sus siglas en inglés), mediante la aplicación de técnicas de optimización multiobjetivo que permitan identificar las condiciones óptimas de operación tanto de la planta de separación como de los sistemas de cogeneración en una unidad costa afuera, con el propósito de disminuir el consumo energético.

Para ello, se llevaron a cabo simulaciones en Aspen HYSYS®, donde se modeló la planta de proceso y se evaluaron dos esquemas de cogeneración: un ciclo combinado y un ciclo Rankine. Ambos se analizaron bajo las mismas variables de diseño y operación, con el fin de asegurar una comparación equitativa. Posteriormente, el modelo de simulación fue enlazado con el programa Python, lo que permitió realizar análisis de sensibilidad sobre las variables de interés y llevar a cabo las optimizaciones mediante el algoritmo genético multiobjetivo NSGA-II.

En la GOSP, aumentar la presión de los separadores permite reducir el consumo eléctrico hasta en un 31,7 %, con una mejora marginal en la producción de crudo ($\leq 0,51$ %). También se identificó que operar los separadores de condensado a 20 °C disminuye el consumo energético en 1,75 %. En conjunto, las mejoras permitieron una reducción energética del 9,52 % sin afectar la recuperación de crudo.

En los sistemas de cogeneración, aumentar la presión y temperatura del vapor incrementa la eficiencia térmica hasta un 85,6 %, mientras que la reducción del Pinch Point y del ΔT mejora el aprovechamiento del calor residual. Las configuraciones óptimas lograron eficiencias de 85,62 % y reducciones del consumo de combustible de hasta 28,86 %.

Aunque ambos ciclos mostraron desempeños similares, el combinado ofreció una ligera ventaja en eficiencia, mientras que el Rankine podría ser más atractivo en términos económicos.

Palabras clave: Optimización multiobjetivo; NSGA II; Simulación de procesos; Cogeneración; Calor residual; Planta de separación de petróleo y gas.

Abstract

Alternatives for the Selection of Waste Heat Cogeneration Systems in Oil and Gas Separation Facilities

The oil and gas industry has been promoting energy efficiency programs in order to optimize processes and reduce costs associated with fuel consumption. In this context, the present work aims to improve the energy performance of Gas-Oil Separation Plants (GOSP) through the application of multi-objective optimization techniques to identify the optimal operating conditions of both the separation plant and the cogeneration systems in an offshore facility, with the purpose of reducing energy consumption.

To this end, simulations were carried out in Aspen HYSYS®, where the process plant was modeled, and two cogeneration schemes were evaluated: a combined cycle and a Rankine cycle. Both were analyzed under the same design and operating variables to ensure a fair comparison. Subsequently, the simulation model was linked to Python, enabling sensitivity analyses of the process variables of interest and the implementation of optimizations using the NSGA-II multi-objective genetic algorithm.

In the GOSP, increasing separator pressure reduced electricity consumption by up to 31.7%, with only a marginal improvement in crude oil production ($\leq 0.51\%$). It was also identified that operating the condensate separators at 20°C decreased energy consumption by 1.75%. Overall, these improvements enabled a 9.52% reduction in energy use without affecting crude oil recovery.

For the cogeneration systems, increasing steam pressure and temperature enhanced thermal efficiency up to 85.6%, while reducing the Pinch Point and ΔT improved waste heat recovery. The optimal configurations achieved efficiencies of 85.62% and fuel consumption

reductions of up to 28.86%. Although both cycles showed similar performance, the combined cycle offered a slight efficiency advantage, whereas the Rankine cycle could be more attractive from an economic perspective.

Keywords: Multi-objective optimization; NSGA-II; Process simulation; Cogeneration; Waste heat; Oil and gas separation plant.

Contenido

	Pág.
Introducción	1
1. Contexto y marco teórico	5
1.1 Consumo energético mundial y nacional	5
1.2 Demanda de energía en la industria de petróleo y gas.....	7
1.3 Pérdidas de energía en la industria de petróleo y gas y potencial de recuperación	9
1.4 Instalaciones de separación de Petróleo y Gas	11
1.5 Demanda de energía en Instalaciones de Separación	12
1.6 Perdida de energía en Instalaciones de Separación.....	14
1.7 Tecnologías de recuperación energética: Cogeneración	15
1.8 Simulación de procesos y herramientas utilizadas	16
1.9 Técnicas de optimización en procesos energéticos	18
1.10 Trabajos relacionados.....	19
2. Caso de Estudio	23
2.1 Estudio de caso.....	23
2.2 Descripción del fluido	26
2.3 Simulación.....	27
2.4 Requerimientos Energéticos	31
2.5 Generación de Energía	32
2.6 Gases Exosto.....	33
3. Cogeneración	35
3.1 Tecnologías y Sistemas para la recuperación de calor residual de una turbina de gas 35	
3.1.1 Turbinas de vapor.....	36
3.1.2 Ciclo combinado	36
3.1.3 Ciclo Rankine convencional	37
3.1.4 Ciclo orgánico de Rankine (Organic Rankine Cycle - ORC).....	38
3.1.5 Turbinas de Gas con Recuperación de Calor	39
3.1.6 Intercambiadores de recuperación de calor residual.....	40
3.1.7 Motores de combustión interna.....	40
3.1.8 Celdas de combustible.....	41
3.1.9 Tecnologías Emergentes	42
3.2 Proveedores de Equipos para procesos de cogeneración.....	43
3.2.1 Ciclo orgánico de Rankine (ORC).....	43
3.2.2 Turbinas de Gas	44
3.2.3 Intercambiadores de calor	46

3.3	Selección de sistema de cogeneración	46
4.	Optimización	49
4.1	Algoritmos evolutivos	50
4.2	Algoritmos Genéticos	54
4.3	NSGA-II	56
4.4	Lenguaje de Programación	58
4.5	Planteamiento del problema de Optimización de la Instalación GOSP	62
4.5.1	Funciones Objetivo	62
4.5.2	Variables	63
4.5.3	Restricciones	64
4.5.4	Parámetros del algoritmo genético	65
4.6	Planteamiento del problema de Optimización de los sistemas de cogeneración 65	
4.6.1	Función Objetivo	65
4.6.2	Variables	67
4.6.3	Restricciones	69
4.6.4	Parámetros del algoritmo genético	70
5.	Resultados y Análisis	71
5.1	Análisis de sensibilidad Instalación GOSP	71
5.1.1	Presión del Segundo Separador de Petróleo	72
5.1.2	Presión del Segundo Separador	73
5.1.3	Presión del Tercer Separador	74
5.1.4	Temperatura Segundo Separador de Petróleo	75
5.1.5	Temperatura Segundo Separador de Petróleo	76
5.1.6	Temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados	77
5.1.7	Temperatura de Entrada al segundo Separador de Condensados	78
5.1.8	Temperatura de Entrada al segundo Separador de Condensados	79
5.2	Resultados de la Optimización de la Instalación GOSP	80
5.3	Análisis de sensibilidad de los Sistemas de cogeneración	86
5.3.1	Temperatura de entrada a la turbina de vapor	87
5.3.2	Presión de salida de la turbina vapor	91
5.4	Resultados de la Optimización de los sistemas de cogeneración	96
5.4.1	Frente de Pareto Ciclo Combinado	97
5.4.2	Frente de Pareto Ciclo Ranking	99
6.	Conclusiones	103
7.	Anexos	107
8.	Bibliografía	119

Lista de Tablas

Tabla 1. Condiciones de entrada del petróleo	26
Tabla 2. Composición del fluido del pozo	26
Tabla 3. Cálculo de energía y masa de operaciones unitarias	27
Tabla 4. Propiedades del Gas de Obtenido luego del sistema de Compresión	29
Tabla 5. Composición del Gas Obtenido	30
Tabla 6. Propiedades del Crudo Obtenido.....	30
Tabla 7. Composición del Crudo Obtenido	30
Tabla 8. Requerimientos Eléctricos Actuales de la Instalación	31
Tabla 9. Requisitos de Calentamiento en el Tren de Separación.....	32
Tabla 10. Propiedades del gas de combustión	33
Tabla 11. Composición del gas de combustión.....	33
Tabla 12. Datos Técnicos HTC1.....	43
Tabla 13. Tabla comparativa entre la turbina de gas GE LM2500 y la Siemens Energy SGT-700.....	45
Tabla 14. Criterios de Evaluación para la selección de sistema de Cogeneración.....	47
Tabla 15. Matriz de Evaluación Sistemas de Cogeneración	47
Tabla 16. Tabla Comparativa de Algoritmos Evolutivos.....	51
Tabla 17. Matriz de Selección de Algoritmo Evolutivo	52
Tabla 18. Matriz de selección de algoritmo Genético.....	53
Tabla 19. Tabla Comparativa de Variantes de Algoritmos Genéticos	55
Tabla 20. Criterios de Evaluación y Ponderación para la Selección de Lenguaje de Programación	59
Tabla 21. Matriz de Selección de Lenguaje de Programación	59
Tabla 22. Cálculo de puntuación ponderada para selección de lenguaje de programación	60
Tabla 23. Límites de las variables de decisión de la GOSP	64
Tabla 24. Parámetros de optimización	65
Tabla 25. Límites de las variables de decisión.....	70
Tabla 26. Variables Optimizadas de la Instalación GOSP con 100 Generaciones.....	82
Tabla 27. Variables Optimizadas de la Instalación GOSP con 281 Generaciones.....	84
Tabla 28. Valores de las Funciones Objetivo para la Mejor Solución del Frente de Pareto con 100 y 281 Generaciones.....	85
Tabla 29. Comparación entre condiciones base y optimizadas de la Instalación GOSP ..	86
Tabla 30. Resultados de Parámetros del Ciclo de Combinado	98

XIV Alternativas para la selección de sistemas de cogeneración de calor residual
en instalaciones de separación de Petróleo y Gas

Tabla 31. Resultados de Parámetros del Ciclo Ranking.....	100
Tabla 32. Soluciones Frente de Pareto GOSP 100 generaciones.....	108
Tabla 33. Soluciones frente de Pareto GOSP 281 generaciones	109
Tabla 34. Soluciones frente de Pareto Ciclo Combinado	110
Tabla 35. Soluciones frente de Pareto Ciclo Ranking.....	114

Lista de Figuras

Figura 1. Esquema general de energía, emisiones y flujo másico para la cadena de valor de la industria petrolera en Colombia	8
Figura 2. Diagrama de flujo de proceso	25
Figura 3. Esquema de generación de energía	33
Figura 4. Esquema de cogeneración de planta de vapor	36
Figura 5. Esquema de cogeneración de ciclo combinado	37
Figura 6. Esquema de cogeneración de ciclo Ranking	38
Figura 7. (i) Ciclo ORC regenerativo (ii) Ciclo ORC simple	39
Figura 8. Rank HTC1	43
Figura 9. Turbina de gas industrial Siemens SGT-700	44
Figura 10. Determinación de la nueva Población	57
Figura 11. Diagrama de flujo de NSGA-II	58
Figura 12. Esquema simplificado del proceso de calentamiento	67
Figura 13. Diagrama del ciclo combinado con un HRSG	68
Figura 14. Análisis de sensibilidad de la Presión del Primer Separador de Petróleo	72
Figura 15. Análisis de sensibilidad de la Presión del Segundo Separador de Petróleo	73
Figura 16. Análisis de sensibilidad de la Presión del Tercer Separador de Petróleo	74
Figura 17. Análisis de sensibilidad de la temperatura del Segundo Separador de petróleo	75
Figura 18. Análisis de sensibilidad de la temperatura del Tercer Separador de petróleo	76
Figura 19. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados	77
Figura 20. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Segundo Separador de Condensados	78
Figura 21. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Tercer Separador de Condensados	79
Figura 22. Frente de Pareto GOSP con 100 generaciones	81
Figura 23. Frente de Pareto GOSP con 281 generaciones	83
Figura 24. Comparación de frentes de Pareto a 100 y 281 Generaciones	84
Figura 25. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto a la Presión de entrada a la turbina de vapor	87
Figura 26. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto a la diferencia de temperatura en el condensador	89

Figura 27. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto al Pinch Point.....	91
Figura 28. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina vapor con respecto a la Presión de entrada a la turbina de vapor	92
Figura 29. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina de vapor con respecto a la diferencia de temperatura en el condensador	93
Figura 30. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina de vapor con respecto al Pinch Point	95
Figura 31. Frente de Pareto Ciclo Combinado	97
Figura 32. Frente de Pareto Ciclo Ranking	99

Lista de Abreviaturas

GEI	Gases de Efecto Invernadero
TFO	aceite de fluido térmico
AG	Algoritmo Genético
NSGA	Algoritmo Genético de Clasificación No Dominada Elitista (Elitist Non-Dominated Sorting Genetic Algorithm)
NPGA	Algoritmo Genético de Pareto con Nichos (Niche Pareto Genetic Algorithm)
MOGA	Algoritmo Genético Multiobjetivo (Multi-Objective Genetic Algorithm)
AE	Algoritmos Evolutivos
LT	Baja temperatura (Low Temperature)
BCM	Billion Cubic Meters (mil millones de metros cúbicos)
CRC	caldera de recuperación de calor
SOFC	celdas de combustible de óxido sólido
ORC	Ciclo orgánico de Rankine (Organic Rankine Cycle)
RC	Ciclo Rankine
CEI	Comunidad de Estados Independientes
SO ₂	Dióxido de azufre
NO ₂	Dióxido de nitrógeno
EJ	Exajulio (unidad de energía: 1 EJ = 10 ¹⁸ julios)
FPSO	Floating Production, Storage and Offloading (Unidad Flotante de Producción, Almacenamiento y Descarga)
GOSP	Gas-Oil Separation Plants (Plantas de Separación de Gas y Petróleo)
HRSG	Generador de Vapor por Recuperación de Calor (Heat Recovery Steam Generator)
GJ	Gigajulio (unidad de energía: 1 GJ = 10 ⁹ julios)
GWh	Gigavatio-hora (unidad de energía: 1 GWh = 10 ⁹ vatios por hora)
ΔT	Incremento de temperatura (Delta Temperature)
ERR	Índices de retorno energético (Energy Return Ratios)
HM	Medio de calentamiento (Heating Medium)
CM	Medio de enfriamiento (Cooling Medium)
LHV	Poder calorífico inferior (Lower Heating Value)

MJ/GJ	Megajulios por gigajulio
MW	Megavatio
NO ₃	Nitrato (comúnmente asociado a compuestos derivados del NO ₂)
MOO	optimización multiobjetivo
OCDE	Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos
NO	Óxido nítrico
PJ	Petajulio (1 PJ = 10 ¹⁵ julios)
TVP	Presión de vapor real (True Vapor Pressure)
RVP	Presión de vapor Reid (Reid Vapor Pressure)
CHP	Producción Combinada de Calor y Electricidad
EP	Programación Evolutiva
GP	Programación Genética
Reficar	Refinería de Cartagena (nombre propio, pero se usa como acrónimo)
NER	Rendimiento energético neto (Net Energy Return)
EROI	Retorno energético de la inversión (Energy Return on Investment)
HP	Separador de alta presión (High-Pressure scrubber)
LP	Separador de baja presión (Low-Pressure scrubber)
MP	Separador de presión media (Medium-Pressure scrubber)
SIN	Sistema Interconectado Nacional (de Colombia)
KOD	Tanque de separación (Knock-Out Drum, KOD o K.O. Drum)
TEG	trietilenglicol
SO ₃	Trióxido de azufre
WHR	Waste Heat Recovery (Recuperación de Calor Residual)

Introducción

En las últimas décadas, el aumento sostenido en los precios de los combustibles y la creciente preocupación por el cambio climático han impulsado a las industrias de ingeniería a buscar soluciones que mejoren la eficiencia energética de sus instalaciones y reduzcan las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) [1]. La industria del petróleo y gas, en particular, enfrenta una presión significativa para reducir su impacto ambiental, sin comprometer la productividad y la rentabilidad.

Según el *Global Gas Flaring Tracker Report* del Banco Mundial (2024), en 2023 la quema de gas en las instalaciones de exploración y producción aumentó a nivel global en 9 mil millones de metros cúbicos (billion cubic meters - bcm), pasando de 139 bcm en 2022 a 148 bcm, lo que representa un incremento del 7%. Esta práctica generó aproximadamente 381 millones de toneladas de dióxido de carbono (CO₂) equivalente (MMtCO₂eq), incluyendo 45 MMtCO₂eq en forma de metano no quemado. En Colombia, la quema de gas asociado alcanzó los 320,62 millones de bcm en 2023, reflejando un alarmante aumento del 32% respecto al año anterior [2].

Como respuesta a este desafío, Colombia ha adoptado medidas regulatorias alineadas con los compromisos del Acuerdo de París. Una de ellas es la implementación del impuesto al carbono, establecido en el artículo 221 de la Ley 1819 de 2016, con el fin de desincentivar el uso de combustibles fósiles y reducir las emisiones derivadas de su combustión [3]. No obstante, las emisiones nacionales de GEI generadas en la industria de petróleo, gas y carbón para actividades relacionadas con la combustión siguen en aumento, alcanzando 112,4 millones de toneladas de CO₂ en 2024 [4].

A pesar de estas iniciativas, el consumo de petróleo continúa creciendo a nivel global. Factores como el crecimiento poblacional, la urbanización y la expansión económica siguen impulsando la demanda energética, particularmente en sectores como el transporte, la manufactura y la construcción. Las empresas energéticas están adoptando

posturas más equilibradas, reconociendo que la transición energética debe considerar tanto fuentes tradicionales como renovables. Por ejemplo, mientras que la inversión en energías renovables ha crecido a una tasa del 16% en los últimos años, el sector del petróleo y gas también ha experimentado un crecimiento del 13% [5].

En este contexto, la recuperación de calor residual (WHR, por sus siglas en inglés) se posiciona como una estrategia clave para mejorar la eficiencia energética y mitigar el impacto ambiental en instalaciones industriales. A través del aprovechamiento de fuentes de calor desperdiciadas, como los gases de escape de turbinas o generadores, es posible generar energía útil, reducir el consumo de combustible y disminuir las emisiones de CO₂ [6].

En particular, la industria del petróleo y gas presenta un gran potencial de mejora, especialmente en plantas de separación de crudo y gas (GOSP, por sus siglas en inglés), donde el gas separado del crudo suele ser conducido a una turbina de gas para generar energía. El gas de escape (o gas exosto) que sale de esta turbina aún contiene una cantidad significativa de energía térmica que puede ser aprovechada mediante tecnologías de recuperación de calor residual. Este calor puede utilizarse para generar vapor de agua, que a su vez impulsa una turbina de vapor, formando así un sistema de cogeneración en ciclo combinado. Esta estrategia permite reducir la demanda energética externa y minimizar las emisiones contaminantes del sistema.

Paralelamente, la necesidad de maximizar el rendimiento de estas soluciones ha promovido el uso de herramientas de modelado, simulación y optimización de procesos. Estas técnicas permiten evaluar, rediseñar y mejorar la operación de sistemas complejos, haciendo posible identificar condiciones óptimas que garanticen la eficiencia energética, la rentabilidad económica y el cumplimiento de estándares ambientales y de seguridad [7]. En este sentido, la optimización energética no solo representa una ventaja competitiva, sino también un componente clave en el cumplimiento de las metas nacionales e internacionales de sostenibilidad [8].

En consecuencia, este trabajo propone la implementación de técnicas de optimización como herramienta para evaluar el aprovechamiento del calor residual proveniente de los gases de escape de una turbina de gas en sistemas de cogeneración, y su impacto en la eficiencia energética de una instalación de separación de petróleo y gas. La investigación

busca demostrar cómo el uso estratégico de estas tecnologías puede contribuir al mejoramiento integral de las operaciones, al tiempo que se reduce la huella ambiental de la industria.

1. Contexto y marco teórico

La creciente demanda energética a nivel global y nacional ha motivado la búsqueda de soluciones que permitan un uso más eficiente de los recursos disponibles, especialmente en sectores de alta intensidad energética como la industria del petróleo y gas. En este contexto, el presente capítulo presenta una revisión del panorama energético actual, con énfasis en el consumo y las pérdidas energéticas asociadas a los procesos de producción y separación de hidrocarburos, particularmente en instalaciones costa afuera (offshore) como las unidades flotantes de producción, almacenamiento y descarga (FPSO, por sus siglas en inglés).

Se abordan los principales retos y oportunidades de mejora en términos de eficiencia energética, destacando el potencial de ahorro que puede lograrse mediante la recuperación de calor residual y la implementación de sistemas de cogeneración. Asimismo, se analizan herramientas fundamentales para la evaluación y mejora de dichos procesos, como la simulación y optimización de procesos, que permiten modelar escenarios, predecir comportamientos y proponer soluciones técnicas viables.

Esta base conceptual es fundamental para contextualizar la propuesta de este trabajo, que se orienta hacia el aprovechamiento del calor residual de una turbina de gas en una instalación de separación offshore, evaluando su impacto sobre el desempeño energético de la planta.

1.1 Consumo energético mundial y nacional

El análisis del contexto energético global y nacional es fundamental para comprender la importancia de optimizar el uso de los recursos energéticos, especialmente en sectores de alta demanda como el de petróleo y gas. En los últimos años, los patrones de consumo energético han estado fuertemente influenciados por factores económicos, políticos y

ambientales, lo que ha generado fluctuaciones en la demanda y en la producción de energía primaria.

En 2022, el crecimiento del consumo mundial de energía mostró una desaceleración significativa, pasando del 4,9% registrado en 2021 al 2,1%. No obstante, esta cifra se mantuvo por encima del crecimiento promedio anual observado entre 2010 y 2019, que fue del 1,4% [9]. Esta desaceleración fue particularmente evidente en los dos mayores consumidores de energía del mundo. En China, el consumo energético creció un 3% en 2022, frente al 5,2% registrado en 2021, mientras que en Estados Unidos el crecimiento fue del 1,8%, en contraste con el 4,9% del año anterior.

Por otro lado, economías con un fuerte dinamismo económico mostraron incrementos más marcados en su consumo energético. Tal es el caso de India (+7,3%), Indonesia (+21%) y Arabia Saudita (+8,4%). En Canadá y América Latina los aumentos fueron más moderados, con tasas del 3,8% y 2,7%, respectivamente. En Medio Oriente y África, el consumo energético se incrementó en un 3%. En contraste, Europa experimentó una reducción del 4% en su consumo de energía primaria, mientras que en la Comunidad de Estados Independientes (CEI) el consumo disminuyó un 3,2%, influenciado principalmente por la guerra en Ucrania, que registró una caída del 29%, y por las sanciones impuestas a Rusia, cuyo consumo se redujo en un 0,4%. En la región OCDE-Asia, el consumo se mantuvo relativamente estable en Corea del Sur y Australia, y presentó una ligera disminución en Japón (-1,1%) [9].

En el 2024 a nivel global el suministro total de energía fue de 592,22 Exajulios (EJ), el nivel más alto de la última década. De esta cifra, el petróleo representó 199,05 EJ y el gas natural 148,60 EJ. El consumo per cápita de energía primaria se ubicó en 72,56 Gigajulios (GJ). En cuanto a la producción, se registraron 96,89 millones de barriles de petróleo por día, mientras que el consumo alcanzó los 104,71 millones de barriles por día. Para el gas natural, la producción global fue de 4124,5 miles de millones de pies cúbicos, y el consumo alcanzó los 4127,8 miles de millones de pies cúbicos [4].

En el caso de Colombia en el 2024, el consumo de energía, alcanzó los 1,88 EJ. De este total, 0,91 EJ correspondieron al consumo de petróleo, y 0,48 EJ al de gas natural. El consumo per cápita fue de 35,64 GJ. La producción de petróleo alcanzó los 773 mil barriles diarios, mientras que el consumo fue de 474 mil barriles diarios. En cuanto al gas natural,

la producción fue de 11,4 mil millones de metros cúbicos, y el consumo alcanzó los 13,4 mil millones de metros cúbicos [4].

En este contexto global, marcado por una creciente demanda energética y la necesidad de una mayor eficiencia en el uso de los recursos, resulta crucial analizar el comportamiento de los sectores que concentran un alto consumo de energía. Entre ellos, la industria del petróleo y gas se destaca no solo por su papel como proveedor de fuentes primarias de energía, sino también por su significativa demanda energética interna a lo largo de toda la cadena de valor. A continuación, se examina en detalle la demanda energética específica de esta industria, con énfasis en sus principales procesos y áreas de consumo.

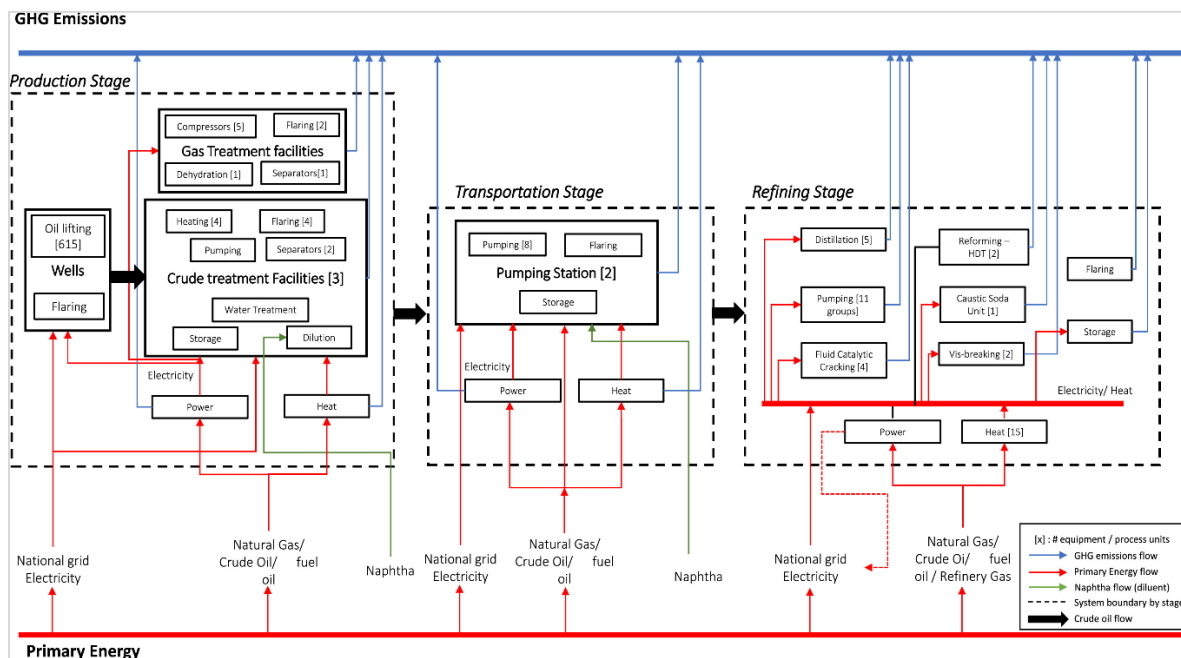
1.2 Demanda de energía en la industria de petróleo y gas

El petróleo y el gas son no solo fuentes de energía, sino que también son grandes consumidores de energía, puesto que cada etapa de la producción de petróleo y gas, desde la exploración hasta el transporte, demanda grandes cantidades de energía. Este consumo energético proviene de diversas fuentes, predominando los combustibles fósiles, representando cerca del 84,28% del consumo de energía primaria a nivel global [10].

En 2021 la empresa colombiana de petróleo, Ecopetrol, registró una demanda de energía de 6551 GWh para abastecer las operaciones de la Vicepresidencia de Producción, así como las Refinerías de Barrancabermeja y Cartagena (Reficar), Esenttia y Cenit en Colombia. Para garantizar la continuidad operativa, Ecopetrol cubre esta demanda eléctrica mediante autogeneración y compras al Sistema de Interconectado Nacional (SIN). Al finalizar el año 2021, la distribución de suministro energético se dividió en un 65% proveniente de autogeneración y un 35% adquirido a través del SIN [11].

En la Figura 1 se muestra un diagrama que ilustra los flujos de energía primaria, los flujos másicos y las emisiones de gases de efecto invernadero para la cadena de valor de las instalaciones operadas por Ecopetrol. Este diagrama abarca las tres etapas principales de la cadena: producción, transporte y refinación. Cada etapa está subdividida en subprocesos organizados en equipos o unidades de proceso similares, tales como compresión, deshidratación y calentamiento.

Figura 1. Esquema general de energía, emisiones y flujo másico para la cadena de valor de la industria petrolera en Colombia



Fuente: Tomado de [12]

De acuerdo con la Figura 1 el proceso completo de producción, transporte y refinación de petróleo involucra un consumo energético significativo, cuya magnitud y características varían en cada etapa. En la etapa de producción, el consumo energético es considerable debido a las operaciones de levantamiento del crudo en los pozos, el tratamiento de gas y la preparación del crudo. Esta energía proviene tanto de la red eléctrica nacional como de fuentes internas, como gas natural, crudo y fuel oil. Equipos como compresores, sistemas de deshidratación, calefacción, separadores y unidades de tratamiento de agua utilizan principalmente electricidad y calor, este último necesario especialmente para calentar el crudo pesado y facilitar su transporte. La etapa también requiere energía para procesos de dilución del crudo, en los cuales se emplea nafta y calor adicional.

En la etapa de transporte, el consumo energético es relativamente menor pero no despreciable. Las estaciones de bombeo requieren electricidad y en algunos casos calor, especialmente cuando se necesita mantener la temperatura del crudo para evitar pérdidas de fluidez. Además, el almacenamiento intermedio también consume electricidad. Aunque esta etapa no implica transformaciones químicas complejas, el requerimiento energético

puede acumularse dependiendo de las distancias y condiciones operativas del sistema de ductos.

Por último, la etapa de refinación es la más intensiva en términos energéticos. Aquí se concentran múltiples procesos térmicos y catalíticos que demandan grandes cantidades de calor y electricidad. Unidades como la destilación atmosférica, el cracking catalítico, el reformado con hidrotratamiento y el tratamiento cáustico consumen energía proveniente de la red, así como combustibles fósiles y gases generados dentro de la propia refinería. El calor es particularmente crítico para la separación de fracciones del crudo y las reacciones químicas necesarias para obtener productos refinados. Además, esta etapa suele incorporar sistemas de cogeneración para abastecer parte de su propia demanda energética.

En conjunto, el análisis del consumo energético en las etapas de producción, transporte y refinación permite entender no solo la magnitud del requerimiento energético en la industria del petróleo y gas, sino también la forma en que distintas fuentes de energía se integran en cada fase del proceso. Esta caracterización resulta fundamental para identificar puntos críticos donde podrían aplicarse estrategias de optimización y eficiencia. Sin embargo, una parte considerable de esta energía no se transforma en valor útil, sino que se pierde en forma de calor residual, gases no aprovechados, ineficiencias operativas o limitaciones tecnológicas. Por ello, es necesario profundizar en el análisis de las pérdidas de energía que ocurren a lo largo de la cadena de valor del sector petrolero, las cuales representan no solo un desafío técnico, sino también una oportunidad clave para la sostenibilidad y la reducción de emisiones.

1.3 Pérdidas de energía en la industria de petróleo y gas y potencial de recuperación

El calor residual industrial se refiere a la energía térmica generada durante los procesos industriales que no es aprovechada de manera útil, sino que se desperdicia o se libera al ambiente. Las principales fuentes de este calor incluyen pérdidas por conducción, convección y radiación desde productos, equipos y procesos industriales, así como el calor emitido durante procesos de combustión [1].

El calor residual es un subproducto del uso energético en los procesos industriales. Aproximadamente un tercio de la energía consumida por la industria del petróleo y gas se

libera en forma de pérdidas térmicas hacia el ambiente o a través de sistemas de enfriamiento. Las principales causas de esta descarga de calor son las ineficiencias del proceso y las limitaciones tecnológicas en la conversión de energía térmica en energía mecánica. No obstante, dado que esta industria requiere grandes cantidades de energía térmica, eléctrica y mecánica, se genera una considerable cantidad de calor residual disponible para su posible aprovechamiento [13].

Los gases de combustión contienen contaminantes atmosféricos y son el resultado de la combustión en diversas industrias. Estos gases están compuestos principalmente por nitrógeno y óxidos de nitrógeno, como NO, NO₂ y NO₃. También contienen entre un 10 % y 25 % en volumen de CO₂, seguido por vapor de agua (H₂O), generado por la reacción del hidrógeno presente en el combustible con el oxígeno del aire. Asimismo, pueden incluir dióxido y trióxido de azufre (SO₂ y SO₃), dependiendo del contenido de azufre del combustible, además de trazas de metales pesados, cloro, flúor y sus compuestos [14].

La cantidad de calor residual (WH, por sus siglas en inglés) disponible en los gases de escape depende principalmente de su caudal másico y su entalpía, y puede estimarse mediante la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_{ex} = [\dot{m}h(t)]_{ex} = \dot{m}_{ex} \sum_i (x_i h_i(t))_{ex} \quad \text{Ecuación 1.1}$$

Dónde:

- \dot{Q}_{ex} es la tasa de pérdida de calor residual de los gases de escape (kJ/S),
- \dot{m}_{ex} representa el caudal de los gases de escape (kg/S),
- $h(t)$ es la entalpía de los gases de escape en función de la temperatura (t).
- x_i es la fracción másica de la especie i en el gas.
- $h_i(t)$ es la entalpía de cada especie en el gas de escape en función de la temperatura (t).

Según Yáñez et al. (2018), si Ecopetrol implementara medidas de eficiencia energética a lo largo de su cadena de valor, podría alcanzar ahorros anuales de hasta 16 PJ de energía y 0,7 Mt de CO₂-eq, lo que equivale aproximadamente al 25 % del consumo total de energía y al 19 % de los GEI. Las etapas de producción y refinación podrían contribuir con ahorros similares de 8 PJ y 0,4 Mt CO₂-eq cada una, representando el 13 % y 12 % del

consumo total de energía primaria, respectivamente. En cuanto a emisiones de GEI, estas etapas equivaldrían al 10 % y 8 % del total, respectivamente [12].

La identificación y el aprovechamiento del calor residual en procesos industriales, como se ha analizado previamente, representan oportunidades clave para mejorar la eficiencia energética y reducir el consumo de combustibles fósiles. Esta necesidad se vuelve aún más crítica en instalaciones de separación de petróleo y gas, donde los procesos térmicos son intensivos y la demanda energética es considerable. A continuación, se analiza en detalle la demanda de energía en este tipo de instalaciones, considerando sus principales fuentes de consumo y los factores que influyen en su eficiencia operativa.

1.4 Instalaciones de separación de Petróleo y Gas

En los procesos de explotación y producción de hidrocarburos, el petróleo se extrae junto con gas, agua y otros subproductos. Los fluidos provenientes de varios pozos productores ingresan a uno o más múltiples de entrada (*manifolds*) de producción, donde se reduce la presión y se mezclan las corrientes de los diferentes pozos. Las corrientes mezcladas son enviadas a un tren de separación, en el cual el petróleo, el gas y el agua son separados en varias etapas, en las cuales la presión se reduce gradualmente hasta un nivel en el que el producto final de petróleo se estabiliza hasta cierto punto. Esto normalmente se especifica como un valor máximo permitido de presión de vapor real (TVP, por sus siglas en inglés). La separación de superficie garantiza que el transporte por tubería pueda comenzar con el crudo en estado líquido de una sola fase, sin vaporización instantánea. Además, al llegar a las instalaciones de refinación aguas abajo, se minimizan las pérdidas de vapor. Dependiendo de una serie de parámetros, como la presión de entrada, la densidad, la viscosidad, etc. del fluido, el número de etapas de separación normalmente se establece entre 2 y 4. La presión de la primera etapa normalmente se establece lo más alta posible sin limitar el flujo del yacimiento debido a la contrapresión. Esto minimiza los requisitos de energía para comprimir el gas para la exportación. La presión de la etapa final de separación normalmente se establece lo suficientemente baja para cumplir con las especificaciones TVP, o se establece en las condiciones del tanque de almacenamiento. Las presiones de la etapa intermedia se establecen entonces en el medio, a menudo teniendo en cuenta la especificación y el rendimiento del sistema de compresión de gas [15].

El petróleo o condensado se transporta a la sección principal de tratamiento, desde donde es enviado como producto final a refinerías o estaciones de producción a través de oleoductos. El gas asociado se comprime en un tren de recompresión para igualar la presión de la corriente que ingresa al tren de separación. Este proceso se realiza en varias etapas, cada una equipada con un enfriador, un separador (*scrubber*) y un compresor. El condensado generado en el tren de recompresión se recircula al tren de separación, mientras que el gas comprimido se dirige a la sección de tratamiento de gas. El gas que no es comercializable se desecha a la atmósfera o se incinera en quemas rutinarias mediante torres de desfogue (teas), debido a su baja rentabilidad, especialmente en regiones sin infraestructura para su transporte, como gasoductos. En los campos de producción colombianos, grandes volúmenes de gas son desaprovechados sin generar beneficios. Por otro lado, el agua producida se somete a un tratamiento antes de ser descargada al mar o reinyectada en otro yacimiento [16].

1.5 Demanda de energía en Instalaciones de Separación

Aunque la etapa de producción demanda menos energía que la de refinación, representa aproximadamente el 30 % del consumo total de energía primaria en la cadena de valor de la industria petrolera colombiana, en contraste con el 66 % correspondiente a las refinerías. Esta diferencia puede explicarse por qué, históricamente, la eficiencia energética en la producción ha recibido menos atención que la eficiencia en el uso final de los recursos energéticos. No obstante, estudios recientes sugieren que el potencial de ahorro energético en la etapa de producción es comparable al de la refinación, lo que indica una oportunidad significativa para mejorar la rentabilidad y sostenibilidad del sector. Sin embargo, la falta de datos detallados sobre ese potencial limita la implementación de estrategias efectivas de eficiencia energética. Dentro de esta etapa, las instalaciones de tratamiento de crudo son las mayores consumidoras de energía primaria, principalmente debido a procesos como el calentamiento del crudo y la quema de gas. Esta última representa cerca del 47 % de la energía consumida en la producción, lo cual está asociado a la ineficiente recuperación del gas separado del petróleo y al uso de vapor para reducir la viscosidad del crudo. La quema no solo proviene de los separadores de gas y petróleo,

sino también de los tanques de nafta utilizados como diluyente. El calentamiento, por su parte, consume energía para mejorar la fluidez del crudo durante su procesamiento.

El análisis de flujos energéticos muestra que los principales insumos de energía primaria en esta etapa provienen del gas natural (14,7 MJ/GJ) y la quema de gas (13,8 MJ/GJ), que en conjunto representan el 73 % del consumo total de energía primaria en la producción [12].

El consumo de energía y las emisiones asociadas a la producción de petróleo pueden variar significativamente entre yacimientos, en función de diversas condiciones operativas. Factores como la temperatura del crudo, los requisitos de calidad y presión para su exportación, así como la etapa del ciclo de vida del yacimiento (ya sea en una fase de producción estabilizada o en su etapa final), influyen directamente en la cantidad de energía requerida y, por ende, en el nivel de emisiones generadas [17].

En el caso de unidades flotantes de producción, almacenamiento y descarga (FPSO), el consumo energético puede ser aún más elevado. Este tipo de instalaciones offshore requieren una alta demanda de calor y electricidad, que puede variar desde unos pocos hasta varios cientos de megavatios, dependiendo de las condiciones operativas (presión, temperatura) y de las propiedades del crudo extraído [18]. La electricidad se genera principalmente mediante turbinas de gas alimentadas con parte del gas producido o, en su defecto, con combustibles tipo diésel; mientras que la demanda térmica se cubre con calentadores eléctricos, quemadores de gas o sistemas de recuperación de calor residual [19].

Cabe destacar que, a diferencia del consumo energético en la refinación, donde la energía es utilizada directamente en procesos productivos como la destilación o el craqueo catalítico, en la etapa de producción una porción importante de la energía se pierde en forma de gas quemado. Esta quema, aunque representa una pérdida energética considerable, es un procedimiento necesario para garantizar la seguridad operativa, por lo que no puede ser eliminada por completo [12].

En 2024, el segmento de Producción de Ecopetrol reportó un total de 7.029.552 toneladas de emisiones totales de CO₂ equivalente [20]. Aunque la etapa de producción representa una menor proporción del consumo total de energía primaria en comparación con la refinación, su relevancia no debe subestimarse. Una parte considerable de la energía utilizada en esta etapa se pierde en forma de gases quemados y procesos térmicamente ineficientes, especialmente en las instalaciones de tratamiento de crudo. Estas pérdidas no solo elevan los costos operativos, sino que también incrementan significativamente las

emisiones asociadas. Dado este contexto, surge una oportunidad crítica para mejorar la eficiencia energética, particularmente en las instalaciones de separación, donde se concentran las mayores demandas de calor y donde se originan buena parte de las emisiones por la quema de gas. Explorar el potencial de ahorro en estos sistemas no solo contribuiría a reducir el impacto ambiental de la industria, sino que también permitiría aumentar la rentabilidad y sostenibilidad de las operaciones aguas arriba.

1.6 Pérdida de energía en Instalaciones de Separación

Las plantas de separación y tratamiento de crudo desempeñan un papel fundamental en la etapa de producción de petróleo. Sin embargo, su operación implica importantes pérdidas energéticas, particularmente en instalaciones offshore. Voldsund et al. (2014) analizaron cuatro plantas de procesamiento de petróleo y gas en el Mar del Norte mediante un análisis de exergía, identificando que entre el 27 % y el 57 % de la destrucción de exergía ocurre en las secciones de tratamiento de gas, entre el 13 % y el 29 % en la compresión de gas, y entre el 10 % y el 24 % en los colectores de producción. Estos resultados evidencian que una parte sustancial de la energía disponible se pierde en etapas clave del sistema de separación y manejo de hidrocarburos [21].

Para mitigar estas pérdidas, se han identificado diversas medidas tecnológicas y operativas. Entre las principales se incluyen:

- La reducción del gas enviado a quema mediante la mejora de las prácticas operativas en el sistema de producción.
- La recuperación de gas condensado.
- El aprovechamiento eficiente de la energía contenida en las corrientes residuales.
- La optimización de los sistemas de quema mediante quemadores más eficientes, con mayor aporte de aire y encendido automático por medios eléctricos.

Las estrategias con mayor impacto potencial en la eficiencia energética de una GOSP son la recuperación de calor residual y la captura del gas normalmente enviado a flare. También se destaca la recuperación de fugas en sistemas de compresión, particularmente en plantas de tratamiento de gas. Según Yáñez et al. (2018), los beneficios económicos derivados del ahorro energético en esta etapa pueden incluso duplicar a los obtenidos en

la refinación, permitiendo un retorno más rápido de la inversión. En términos cuantitativos, se ha estimado un ahorro energético potencial del orden de 5 PJ en instalaciones de tratamiento de crudo, lo que representa aproximadamente el 63 % del consumo energético en esta fase y el 64 % del potencial total de ahorro energético en la etapa de producción [12].

Estas oportunidades de mejora están directamente vinculadas al concepto de productividad energética, que en el sector de hidrocarburos suele evaluarse mediante índices de retorno energético (ERR). Los más conocidos son el EROI (retorno energético de la inversión) y el NER (rendimiento energético neto), que comparan la energía obtenida con la invertida en la extracción. En condiciones convencionales, el EROI del petróleo suele rondar 20:1, aunque este valor depende del enfoque metodológico y del sistema analizado [22].

En general, para mejorar la eficiencia energética en este tipo de instalaciones, se promueven enfoques complementarios al proceso central, como la implementación de ciclos combinados de calor y energía, incluidos los basados en ciclos Rankine orgánicos, así como la electrificación de plataformas marinas [5].

1.7 Tecnologías de recuperación energética: Cogeneración

La cogeneración, o la generación combinada de electricidad y calor, se define como la producción simultánea de energía mecánica transformada en electricidad y energía térmica útil [23]. Esta alternativa se ha utilizado durante más de cien años y ha recibido varios nombres (energía total o calefacción y electricidad combinadas). Implica la utilización secuencial del calor residual para algunas necesidades relacionadas con el proceso, como secado, producción de vapor, enfriamiento por absorción y calor auxiliar para hornos. La recuperación del calor residual se ha vuelto económicamente factible y hoy se está abordando a gran escala. El uso del calor residual en plantas requiere el diseño de unidades de generación de energía modificadas que puedan convertir directamente la energía residual en energía útil [24].

Existen diversas tecnologías de cogeneración entre los sistemas convencionales, Mazzetti et al. (2014) investigaron los ciclos de fondo de CO₂ para la recuperación de calor residual de turbinas de gas, produciendo potencialmente entre 6 y 8 MW de energía adicionales a

partir de una turbina de 32 MW [25]. Montañés et al. (2023) optimizaron ciclos combinados compactos de turbinas de gas y vapor para sistemas FPSO, reportando mejoras significativas en la eficiencia [26].

Otra tecnología son los motores alternativos, Flores et al. (2010) sugirieron que los motores eléctricos para compresión y los motores de combustión interna para generación de electricidad pueden ser más confiables que las turbinas de gas en ciertas aplicaciones marinas [27]. Liu et al. (2020) se centraron en motores diésel con recuperación de calor residual para la cogeneración en alta mar bajo cargas variables [28].

Gallego et al. (2020) compararon turbinas de gas, motores de combustible dual y una configuración combinada, informando que el enfoque combinado ofrecía ventajas en eficiencia, emisiones y flexibilidad operativa [29].

Soliman et al. (2020) presentaron una planta de separación de gas y petróleo integrada y compacta que optimiza el uso de energía mediante la integración de los procesos de compresión y producción de gas [30].

Flórez-Orrego et al. (2022) propusieron centrales eléctricas centralizadas para múltiples FPSO, utilizando potencialmente FPSO fuera de servicio como centros de energía [31].

Silva et al. (2020) evaluaron ciclos avanzados de generación de energía, como los ciclos S-Graz y Allam, que son conceptos de combustión con oxcombustible, e informaron que estos ciclos mostraron potencial para una eficiencia superior y una reducción significativa de emisiones en comparación con los sistemas convencionales en su estudio [32].

1.8 Simulación de procesos y herramientas utilizadas

El término simulador de procesos químicos se refiere a un software de diagrama de flujo con una interfaz gráfica de usuario, diseñado para implementar una variedad de paquetes de propiedades que incluyen formulaciones avanzadas para describir el equilibrio de fases líquido-vapor (VLE) y líquido-líquido-vapor (VLLE) en sistemas multicomponente y multifásico no ideales, así como modelos relevantes para propiedades de transporte. Estos simuladores son ampliamente utilizados en diversas actividades, como el diseño de plantas, la resolución de problemas, la identificación de cuellos de botella, el

dimensionamiento y especificación de equipos, el análisis de seguridad de procesos, y la optimización, entre otros. Aspen Plus, Aspen HYSYS, Honeywell UniSim Design, y AVEVA PRO/II son algunos de los actores principales en el mercado de simuladores de procesos, con una participación significativa tanto en simulaciones dinámicas como en estado estacionario [33].

En la actualidad, los paquetes de software de simulación de procesos se utilizan ampliamente para estimar la eficiencia de los productos y mejorar el desempeño de los sistemas mediante la optimización de parámetros operativos. Existen varios paquetes de software de simulación, como Aspen Plus, Aspen HYSYS y PRO/II, diseñados para su uso en las industrias de petróleo y gas.

HYSYS, desarrollado por AspenTech, es un simulador de procesos químicos utilizado para modelar matemáticamente procesos que van desde operaciones unitarias individuales hasta plantas químicas completas y refinerías. HYSYS permite realizar una amplia variedad de cálculos de ingeniería química, como balances de masa y energía, equilibrio vapor-líquido, transferencia de calor y masa, cinética química, fraccionamiento y caída de presión. En los ámbitos industrial y académico, HYSYS se emplea ampliamente para la simulación en estado estacionario y dinámico, el diseño de procesos, la modelización de desempeño y la optimización de sistemas [34].

En este estudio, se ha elegido Aspen HYSYS como el software de simulación más adecuado debido a su gran importancia para los ingenieros químicos en la simulación y optimización de procesos. Este software se distingue de otros simuladores comerciales por dos aspectos principales: en primer lugar, permite interpretar comandos de forma interactiva a medida que se ingresan uno a la vez; en segundo lugar, utiliza subrutinas para modelar las unidades de proceso y cuenta con una característica única que permite que la información se propague tanto en dirección directa como inversa [7].

Para aplicaciones en petróleo, gas y petroquímica, el paquete de propiedades generalmente recomendado es el modelo de ecuación de estado Peng-Robinson (PR). En HYSYS, los paquetes de fluidos basados en PR se han optimizado, ofreciendo un rango más amplio de temperatura y presión, así como un tratamiento especial para componentes clave. Además, cuentan con la base de datos de interacciones binarias más extensa, estableciendo altos estándares para la simulación de hidrocarburos [35].

1.9 Técnicas de optimización en procesos energéticos

La optimización de procesos es una disciplina fundamental en la ingeniería de procesos que busca mejorar el desempeño operativo de sistemas industriales mediante el ajuste de variables de diseño y operación. Su objetivo principal es maximizar la eficiencia, la rentabilidad o la sostenibilidad de una planta, minimizando simultáneamente el consumo de recursos, las pérdidas de energía y el impacto ambiental. En la industria de los hidrocarburos, donde los márgenes operativos están estrechamente ligados al aprovechamiento eficiente de la energía y a la recuperación máxima de productos, la optimización se convierte en una herramienta clave para mantener la competitividad y cumplir con regulaciones cada vez más estrictas. A través de modelos matemáticos, simulaciones y algoritmos de búsqueda, es posible identificar configuraciones óptimas que no serían evidentes mediante métodos empíricos o tradicionales, permitiendo así una toma de decisiones más informada y sustentada en criterios técnicos y económicos.

Ghaedi et al. (2014) llevaron a cabo un procedimiento de optimización de presiones en unidades de producción multietapa utilizando un algoritmo genético. Su estudio se aplicó tanto a una unidad de producción de petróleo crudo con cuatro etapas de separación como a una unidad de condensado de gas con tres etapas. En comparación con las condiciones base, los resultados mostraron una mejora del 2,4 % en la producción de crudo y del 8,6 % en la producción de condensado, evidenciando el potencial de los métodos de optimización para aumentar la recuperación de hidrocarburos [36].

Por su parte, Allahyarzadeh-Bidgoli et al. (2019) realizaron un análisis de optimización orientado a reducir el consumo de combustible y maximizar la recuperación de líquidos de hidrocarburos en unidades FPSO, evaluando tres escenarios operativos distintos. Sus resultados destacan la relevancia de ajustar las condiciones de operación de forma específica para cada entorno y objetivo de producción [37].

De manera complementaria, Andreasen (2022) examinó el efecto de las presiones de separación en una planta multietapa, concluyendo que se favorece una presión elevada en la primera etapa. No obstante, en las etapas posteriores no existe una única configuración óptima, ya que diversas combinaciones de presión y temperatura pueden producir resultados igualmente eficaces. En particular, en la tercera etapa se observó una

correlación entre la presión del separador y la temperatura de entrada, sugiriendo que ajustes coordinados entre ambas variables permiten alcanzar configuraciones operativas casi equivalentes en términos de rendimiento [33].

Estos estudios respaldan la importancia de la optimización de procesos como una herramienta fundamental para mejorar la eficiencia y el rendimiento en instalaciones de separación. Una vez alcanzado un nivel base de eficiencia mediante dicha optimización, es posible avanzar hacia soluciones tecnológicas complementarias como la cogeneración. Este sistema, basado en la generación conjunta de calor y electricidad, permite aprovechar el calor residual de los procesos industriales para producir energía útil, mejorando el aprovechamiento del combustible y reduciendo simultáneamente los costos operativos y las emisiones. En particular, su aplicación resulta especialmente valiosa en instalaciones remotas, como plataformas offshore, donde el acceso a fuentes externas de energía es limitado.

1.10 Trabajos relacionados

Las fuentes de calor residual en la industria del petróleo y el gas han sido objeto de creciente interés tanto en el ámbito académico como en el industrial, debido a su potencial para mejorar la eficiencia energética y reducir el impacto ambiental. Por ejemplo, Alshehihi [38] realizó una auditoría energética integral en las instalaciones de procesamiento de gas del campo petrolero Asab, operado por Abu Dhabi Gas Industries Ltd. (GASCO), con el objetivo de identificar fuentes de calor residual y evaluar su potencial de recuperación in situ. Por su parte, Zhang y Wu [39] propusieron un procedimiento de optimización para los sistemas energéticos integrados de una refinería, logrando reducir el consumo energético en más del 16%, en función de la producción del proceso y la eficiencia en el uso de la energía.

Otros autores, como Ononogbo et al. [6], han abordado el análisis de tecnologías de recuperación de calor residual (WHR), considerando su viabilidad económica, tiempos de retorno de inversión, barreras de implementación y posibles soluciones. En cuanto al aprovechamiento mediante ciclos Rankine orgánicos (ORC), Quoilin et al. [40] desarrollaron un modelo de dimensionamiento para aplicaciones a pequeña escala, capaz de predecir el rendimiento del ciclo con diferentes fluidos de trabajo y configuraciones, orientado a optimizar la eficiencia térmica y la rentabilidad económica.

Johansson y Söderström [41] compararon distintos ciclos termodinámicos, incluyendo generación termoeléctrica y ORC, destacando su aplicabilidad según el rango de temperatura, eficiencia de conversión y viabilidad económica, concluyendo que estos sistemas presentan altas eficiencias y una vida útil prolongada. De igual forma, Pierobon et al. [42] aplicaron una optimización multiobjetivo basada en algoritmos genéticos para el diseño de un sistema ORC que recupera calor residual de una turbina de gas en una plataforma offshore ubicada en Draugen, Mar del Norte, considerando simultáneamente la eficiencia térmica y el valor presente neto.

Khatita et al. [43] evaluaron la viabilidad de incorporar un ORC en una planta de tratamiento de gas en Egipto para convertir el calor residual en electricidad. En línea con esto, Barrera et al. [44] analizaron el rendimiento exergético de los procesos a bordo de una unidad flotante de producción, almacenamiento y descarga (FPSO) brasileña, demostrando que la integración de un ORC permite generar trabajo útil a partir de la exergía contenida en los gases de escape, lo cual representa un ahorro energético estimado del 15% a lo largo del perfil de producción.

Asimismo, Tian et al. [45] exploraron una configuración de cogeneración de electricidad y agua dulce mediante un ciclo ORC acoplado a un sistema de desalinización por destilación flash de múltiples etapas, aprovechando el calor residual de un ciclo combinado alimentado por gas natural, con resultados favorables en términos de eficiencia exergética global.

El consumo energético en la producción de hidrocarburos está dominado principalmente por los procesos de compresión y bombeo de gas. Sutoyo et al. [46] analizaron el impacto de diferentes configuraciones de compresores y bombas en plataformas marinas, demostrando que la posibilidad de ajustar la velocidad de los equipos mejora la eficiencia energética sin requerir reconfiguraciones continuas, resaltando así la importancia de la flexibilidad operativa.

Por su parte, Nguyen et al. [47] desarrollaron una metodología genérica para maximizar la producción de hidrocarburos y, simultáneamente, reducir la demanda energética en plantas de procesamiento de petróleo y gas. Esta metodología integra simulación de procesos, análisis energético y optimización, alcanzando reducciones de consumo energético y emisiones de CO₂ de hasta un 25–30 %.

Vidoza et al. [48] aplicaron algoritmos de optimización para equilibrar tres criterios en unidades offshore: costo de adquisición de equipos, eficiencia térmica y peso total. Sus resultados indican que un arreglo de doble presión, compuesto por tres turbinas de gas, un generador de vapor por recuperación de calor y un ciclo de vapor, representa una alternativa atractiva para el diseño de centros de generación de energía.

Li et al. [49] realizaron un análisis de ciclo de vida (LCA) para evaluar la huella ambiental de la producción offshore de petróleo y gas. A partir de este estudio, propusieron un modelo de programación matemática multiobjetivo que permite seleccionar la configuración y capacidad óptimas de las instalaciones, con el fin de minimizar tanto los costos como las emisiones asociadas.

A nivel nacional, Yáñez et al. [12] evaluaron procesos energéticamente intensivos en la industria petrolera colombiana, identificando oportunidades de ahorro energético a lo largo de la cadena de valor. Su estudio destacó la optimización de procesos y la recuperación de gases como estrategias prioritarias para lograr reducciones significativas en el consumo energético y en las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), con inversiones relativamente bajas.

En el ámbito académico nacional, la Universidad Nacional de Colombia ha desarrollado diversas investigaciones a nivel de posgrado enfocadas en la búsqueda de soluciones energéticamente eficientes. Entre estas se encuentran trabajos orientados a proponer alternativas para el procesamiento de crudo [50], [51], el tratamiento de gas natural [52] y la optimización energética de sistemas industriales [53], [54], [55], [56] los cuales constituyen antecedentes relevantes para la presente investigación.

2. Caso de Estudio

2.1 Estudio de caso

El fluido proveniente del pozo es calentado en un intercambiador de calor de entrada antes de pasar por un sistema de separación en tres etapas, donde se obtiene petróleo, gas y agua. El petróleo separado se enfría en un intercambiador de calor antes de ser bombeado para su exportación. Por su parte, el gas generado en cada etapa de separación se comprime hasta alcanzar la presión de la etapa anterior y se mezcla con el gas de dicha etapa. El gas del tercer separador se enfría antes de ingresar al separador de baja presión (*low-pressure scrubber*, LP), donde se separa el condensado líquido. Este condensado es recirculado mediante una bomba de condensado y descargado aguas arriba del tercer separador.

El gas separado en el separador LP se comprime y se mezcla con el gas del segundo separador. La mezcla resultante se enfría e ingresa al separador de presión media (*medium-pressure scrubber*, MP), donde se extraen los líquidos condensados. Estos líquidos se combinan con los provenientes del segundo separador y con el condensado de la bomba de recirculación.

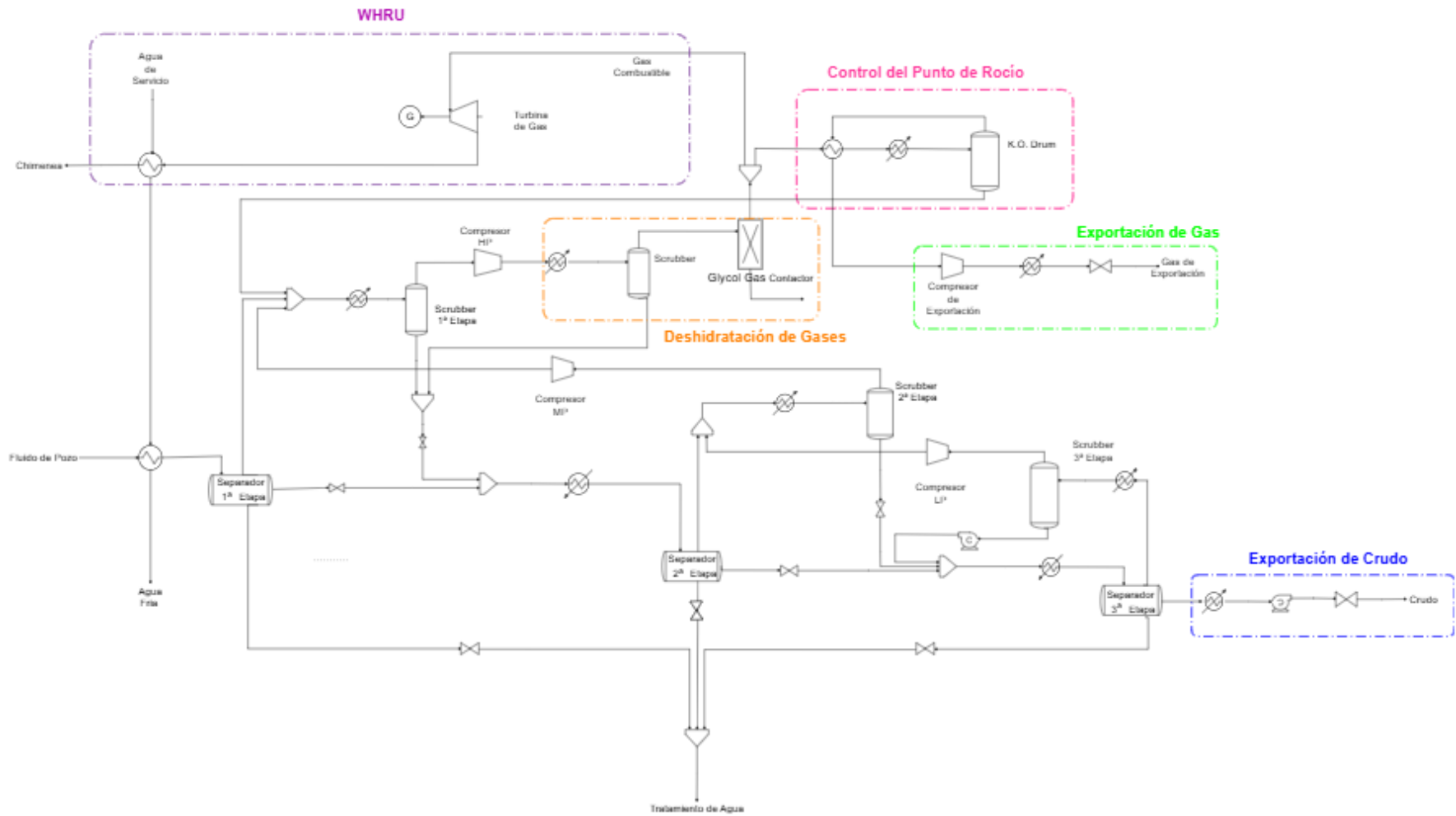
El gas del separador MP se comprime y se mezcla con el gas del primer separador. Posteriormente, se combina con el condensado del tanque de separación (Knock-Out Drum, KOD) de baja temperatura (*low temperature*, LT), parte de la unidad de control del punto de rocío.

La mezcla se enfría y pasa por la etapa de separación de alta presión (*high-pressure scrubber*, HP). El gas obtenido del separador de alta presión se comprime y se enfría antes de ingresar a la unidad de deshidratación. En la entrada de esta unidad, un nuevo separador retira la fracción líquida, la cual se recircula al segundo separador. Mientras

tanto, el gas seco es procesado en el contactor de glicol (glycol contactor). Una parte del gas deshidratado se utiliza como combustible, mientras que el resto se dirige a la unidad de control del punto de rocío, que emplea intercambiadores de calor para recuperar energía térmica mediante intercambio cruzado con el gas seco.

El gas enfriado se dirige al tanque de separación de baja temperatura (K.O. Drum, LT), donde el líquido condensado es recogido y transportado al enfriador de succión del compresor de alta presión. Finalmente, el gas, cuyo punto de rocío ha sido controlado, se utiliza para enfriar el gas húmedo en un intercambiador de calor antes de ser comprimido en el compresor de exportación. Antes de salir de la instalación, el gas se somete a un último proceso de enfriamiento en el enfriador de exportación. En la Figura 2 se presenta un diagrama de flujo simplificado del caso de estudio.

Figura 2. Diagrama de flujo de proceso



Fuente: Elaboración propia.

2.2 Descripción del fluido

La composición del yacimiento es un factor clave para determinar el valor de los activos de petróleo y gas, así como las características técnicas requeridas para el equipo. Las propiedades de los fluidos extraídos dependen en gran medida de su composición. En los primeros años de exploración del yacimiento, tanto la producción de petróleo como la de gas suelen aumentar hasta alcanzar su punto máximo, tras lo cual comienzan a disminuir con el tiempo. Paralelamente, la cantidad de agua generada en el proceso de extracción aumenta de manera continua, hasta convertirse en el componente predominante en la etapa final de vida del yacimiento

Tabla 1. Condiciones de entrada del petróleo

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	50	C
Presión	15,38	bar
Caudal másico	1788931,29	kg/h
GOR (Gas Oil Ratio)	1438,70	scf/bbl
BSW (Basic Sediment & Water)	23,67	%
Gravedad API	35,39	°API

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2. Composición del fluido del pozo

Nombre común	Fórmula	Fracción Molar	Peso Molecular (g/mol)
Agua	H ₂ O	0,1583	18,02
Dióxido de Carbono	CO ₂	0,0151	44,01
Nitrógeno	N ₂	0,0008	28,01
Metano	CH ₄	0,2892	16,04
Etano	C ₂ H ₆	0,0091	30,07
Propano	C ₃ H ₈	0,0070	44,1
n-Butano	C ₄ H ₁₀	0,0121	58,12
i-Butano	C ₄ H ₁₀	0,0182	58,12
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,0091	72,15
i-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,0171	72,15
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	0,0424	86,18
n-Heptano	C ₇ H ₁₆	0,0272	100,21
n-Octano	C ₈ H ₁₈	0,0555	114,23
n-Nonano	C ₉ H ₂₀	0,0484	128,26
n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	0,0424	142,29
n-Undecano	C ₁₁ H ₂₄	0,0383	156,31
n-Dodecano	C ₁₂ H ₂₆	0,0343	170,33
n-Tridecano	C ₁₃ H ₂₈	0,0303	184,36

n-Tetradecano	C ₁₄ H ₃₀	0,0272	198,38
n-Pentadecano	C ₁₅ H ₃₂	0,0242	212,41
n-Hexadecano	C ₁₆ H ₃₄	0,0212	226,44
n-Heptadecano	C ₁₇ H ₃₆	0,0182	240,46
n-Octadecano	C ₁₈ H ₃₈	0,0161	254,49
n-Nonadecano	C ₁₉ H ₄₀	0,0141	268,52
n-Eicosano (+)	C ₂₀ H ₄₂	0,0242	282,55

Fuente: *Elaboración propia.*

2.3 Simulación

Para las simulaciones numéricas se adoptaron las siguientes consideraciones:

- Las referencias de temperatura y presión son 25 °C y 1,015 bar, respectivamente;
- El sistema de deshidratación de gas elimina el 99% del agua en la corriente de gas;
- Se supone una eficiencia isentrópica del 75% para todos los compresores y bombas centrífugas.

La simulación se considera en condiciones de estado estable y el balance de energía se escribe como:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_{salida} * h_{salida} - \sum \dot{m}_{Entrada} * h_{Entrada} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

Donde \dot{Q} y \dot{W} representan los flujos de energía en forma de calor y trabajo, respectivamente, \dot{m} es el caudal másico de una corriente de material, y h es la entalpía específica. Las expresiones correspondientes a los balances de masa y energía para todas las operaciones unitarias se resumen en la Tabla 3.

Tabla 3. Cálculo de energía y masa de operaciones unitarias

Componente	Balance de masa	Balance de energía
Intercambiador de calor	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2$ $\dot{m}_3 = \dot{m}_4$	$\dot{m}_1(\dot{h}_2 - \dot{h}_1) = \dot{m}_3(\dot{h}_3 - \dot{h}_4)$
Separador	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3 + \dot{m}_4$	$\dot{m}_1 \dot{h}_1 \pm \dot{Q} = \dot{m}_2 \dot{h}_2 + \dot{m}_3 \dot{h}_3 + \dot{m}_4 \dot{h}_4$
Compresor	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2$	$-\dot{W} + \dot{m}_1 \dot{h}_1 = \dot{m}_2 \dot{h}_2$
Bomba	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2$	$-\dot{W} + \dot{m}_1 \dot{h}_1 = \dot{m}_2 \dot{h}_2$
Mezclador	$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3$	$\dot{m}_1 \dot{h}_1 + \dot{m}_2 \dot{h}_2 = \dot{m}_3 \dot{h}_3$
Divisor	$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3$	$\dot{m}_1 \dot{h}_1 = \dot{m}_2 \dot{h}_2 + \dot{m}_3 \dot{h}_3$

Fuente: *Elaboración propia.*

La función principal de una planta de separación es separar los diferentes grupos de hidrocarburos con el máximo rendimiento. Se busca que los hidrocarburos livianos, como el metano, etano y propano, se dirijan a la corriente de gas de exportación, mientras que los hidrocarburos más pesados, desde el pentano en adelante (C5, C6, C7... hasta C20+), se integren en la corriente de crudo de exportación. Por lo tanto, con base en estos grupos de hidrocarburos, el rendimiento de separación se calcula de la siguiente manera.

El software de simulación utilizado en este estudio fue Aspen HYSYS V14, desarrollado por Aspen Technology, Inc., con sede en Crosby Drive, Bedford, Massachusetts, EE. UU. Para los cálculos de las propiedades del fluido y la separación flash, se empleó el modelo termodinámico de Peng-Robinson.

En las simulaciones termodinámicas realizadas con Aspen HYSYS, se utilizó la ecuación de estado de Peng-Robinson (PR), una de las más empleadas en la industria del petróleo y gas debido a su capacidad para predecir con precisión el comportamiento de fases en sistemas multicomponentes, especialmente en condiciones de alta presión y temperatura. Esta ecuación fue desarrollada en 1976 por Ding-Yu Peng y Donald B. Robinson con el objetivo de mejorar la descripción del equilibrio líquido-vapor (VLE) para hidrocarburos y compuestos no polares, superando limitaciones de modelos anteriores como la ecuación de van der Waals y la de Redlich-Kwong.

La forma general de la ecuación de Peng-Robinson es:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b) + b(V - b)} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

donde:

- P es la presión,
- T es la temperatura,
- V es el volumen molar,
- R es la constante universal de los gases,
- $a(T)$ es un parámetro de atracción dependiente de la temperatura,
- b es un parámetro de repulsión relacionado con el volumen excluido por las moléculas.

Los parámetros a y b se calculan a partir de las propiedades críticas del componente puro y del factor acéntrico ω , mediante las siguientes expresiones:

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T) \text{ y } b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

Donde T_c y P_c son la temperatura y presión críticas del componente, respectivamente, y $\alpha(T)$ es una función correctora de temperatura definida por:

$$\alpha(T) = [1 + k(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Con:

$$k = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \text{ y } T_r = \frac{T}{T_c} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

Esta ecuación permite representar de forma precisa el comportamiento de fases de una gran variedad de compuestos, tanto puros como en mezclas, incluyendo hidrocarburos pesados y ligeros. En Aspen HYSYS, la ecuación de Peng-Robinson es particularmente útil en la modelación de procesos que involucran separaciones físicas (como la destilación o la separación trifásica), compresión de gases, y generación de energía mediante sistemas de cogeneración, como en plataformas offshore tipo FPSO.

Una de las principales ventajas de la ecuación de Peng-Robinson en simuladores como HYSYS es su integración con algoritmos de cálculo robustos para resolver equilibrios de fases multicomponente (VLE, LLE y VLLE), lo cual permite realizar análisis rigurosos de condiciones operativas, balances de energía y estudios de optimización de procesos. Gracias a su precisión y versatilidad, la PR EOS es la base termodinámica seleccionada en la mayoría de los casos industriales donde se requiere un modelado confiable del comportamiento de hidrocarburos bajo condiciones reales de operación.

Las propiedades y composición la corriente de gas natural obtenida luego de la separación se presentan en la Tabla 4 y Tabla 5, respectivamente.

Tabla 4. Propiedades del Gas de Obtenido luego del sistema de Compresión

Propiedad	Valor
Temperatura [°C]	25,29
Presión [bar]	89
Flujo molar [kmol/h]	6796,17
Flujo másico [kg/h]	139481,82

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5. Composición del Gas Obtenido

Componente	Composición molar
Agua (H ₂ O)	0,0000
Nitrógeno	0,0026
Dióxido de carbono (CO ₂)	0,0297
Metano	0,8748
Etano	0,0253
Propano	0,0143
Isobutano	0,0163
n-Butano	0,0201
Isopentano	0,0051
n-Pentano	0,0076
n-Heptano	0,0008
n-Hexano	0,0032
n-Octano	0,0001

Fuente: Elaboración propia.

Las propiedades y composición corriente de crudo obtenida luego de la separación se presentan en la Tabla 6 y Tabla 7, respectivamente.

Tabla 6. Propiedades del Crudo Obtenido

Propiedad	Valor
Temperatura [°C]	22,33
Presión [bar]	1,5
Flujo másico [kg/h]	1597282,08
Presión de vapor Reid a 37,8 °C [bar]	0,32

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7. Composición del Crudo Obtenido

Componente	Fracción molar
H ₂ O	0,0027
Nitrógeno	0,0000
CO ₂	0,0005
Metano	0,0022
Etano	0,0012
Propano	0,0040
i-Butano	0,0130
n-Butano	0,0228
i-Pentano	0,0151
n-Pentano	0,0299
n-Heptano	0,0829
n-Hexano	0,0524
n-Octano	0,1088
n-Nonano	0,0949
n-Decano	0,0831

n-C11	0,0751
n-C12	0,0672
n-C13	0,0593
n-C14	0,0534
n-C15	0,0475
n-C16	0,0415
n-C17	0,0356
n-C18	0,0316
n-C19	0,0277
n-C20+	0,0475

Fuente: Elaboración propia.

2.4 Requerimientos Energéticos

Las plataformas costa fuera (*Offshore*) suelen utilizar el gas producido localmente para generar electricidad mediante turbinas de gas, la cual es empleada en las actividades operativas, incluyendo el accionamiento de bombas y compresores de alta potencia. Los procesos en estas plataformas están diseñados para satisfacer las demandas máximas de producción de petróleo y gas, las cuales varían significativamente entre las etapas iniciales y finales del yacimiento.

En la Tabla 8 se presentan los principales requerimientos eléctricos asociados a las bombas y compresores y en la Tabla 9 los requerimientos térmicos en el tren de separación del petróleo. Estos Equipos representan los mayores consumidores de energía en una planta de separación de gas y petróleo.

Tabla 8. Requerimientos Eléctricos Actuales de la Instalación

Categoría	Equipo / Servicio	Potencia [kW]
Compresores	Primer Separador	13856,55
	Segundo Separador	1341,81
	Tercer Separador	850,62
Bombas	Exportación de Gas	3969,99
	Refrigeración	111,93
	Agua de mar	2668,49
	Medio de enfriamiento	739,19
	Medio de calentamiento	280,99
	Exportación de crudo	2668,49
Energía Eléctrica Total		26488,23

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 9. Requisitos de Calentamiento en el Tren de Separación

Equipo	Potencia térmica requerida [kW]
Primer Separador	25.464,57
Segundo Separador	1.241,61
Tercer Separador	3.180,92
Total	29.887,10

Fuente: Elaboración propia.

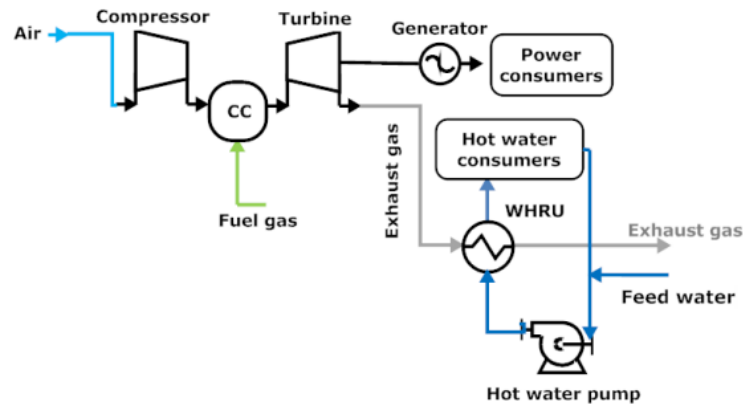
2.5 Generación de Energía

Las plataformas marinas suelen utilizar el gas producido localmente para generar electricidad para sus actividades operativas mediante turbinas de gas, y parte de esta electricidad impulsa bombas y compresores de alta potencia. Las unidades de proceso de las plataformas marinas están diseñadas para satisfacer la demanda máxima de producción de petróleo y gas.

La generación de energía con turbinas de gas en una plataforma offshore debe coincidir exactamente con la demanda energética de la misma. Por ello, al implementar un sistema de aprovechamiento del calor residual para la generación de energía, es fundamental evaluar su viabilidad, asegurando que en cada nivel de producción se cubra la demanda sin generar un excedente ni un déficit de energía.

La demanda de energía del GOSP es suministrada por turbogeneradores y sus gases de escape se utilizan para satisfacer la demanda de calor para los procesos de tratamiento, ya que una unidad de separación de petróleo y gas requiere agua caliente en varios procesos de producción. En el caso de estudio se evalúa el suministro de calor para los procesos de producción a partir de la recuperación del calor residual de los gases de escape. En la Figura 3 se presenta el sistema actual de generación de energía.

Figura 3. Esquema de generación de energía



Fuente: Tomado de [37]

2.6 Gases Exosto

El escape de estas turbinas tiene una temperatura relativamente alta (aprox. 400–600 °C) y contiene más energía térmica que la demanda de calor en las instalaciones en alta mar. Por lo tanto, convertir el exceso de calor del escape en energía aumentará la eficiencia del combustible y, por lo tanto, reducirá las emisiones de CO₂ [26].

Para determinar las propiedades de la mezcla de gases que sale de las turbinas de gas, se supone que los gases de escape están mezclados y que su composición no varía, es decir, el número de moles de cada componente y, por lo tanto, el número total de moles de la mezcla permanece igual. En la Tabla 10 se presentan las propiedades del gases de escape de la turbina de gas obtenido y en la Tabla 11 su composición.

Tabla 10. Propiedades del gas de combustión

Propiedad	Valor	Unidad
Temperatura	527,97	°C
Presión	1,13	bar
Flujo molar	8080,95	kgmol/h
Flujo másico	230833,05	kg/h
Poder Calorífico Inferior (LHV)	45,55	MJ/kg

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 11. Composición del gas de combustión

Componente	Nombre	Fórmula	Fracción molar
CO ₂	Dióxido de carbono	CO ₂	0,0286
CH ₄	Metano	CH ₄	0
O ₂	Oxígeno	O ₂	0,1506
N ₂	Nitrógeno	N ₂	0,7698
H ₂ O	Vapor de agua	H ₂ O	0,051

Fuente: Elaboración propia.

Los gases de escape se dirigen al sistema de recuperación de calor residual. Estos transfieren calor al sistema de calentamiento de agua, y luego el agua calentada se envía a los consumidores de agua caliente, como los intercambiadores de calor del tren de separación.

3. Cogeneración

La cogeneración, también conocida como generación combinada de calor y electricidad (CHP, por sus siglas en inglés), representa una estrategia clave para mejorar la eficiencia energética en procesos industriales, al aprovechar el calor residual que normalmente se desperdicia.

En este capítulo se presenta un análisis integral sobre las tecnologías y sistemas disponibles para la recuperación de calor residual en turbinas de gas. Asimismo, se describen los principales proveedores de equipos que ofrecen soluciones específicas para estos procesos, facilitando la implementación de proyectos de cogeneración a escala industrial. Posteriormente, se abordan los criterios y consideraciones técnicas para la selección del sistema de cogeneración más adecuado, según las características y necesidades de cada instalación. Finalmente, se expone la simulación de los sistemas seleccionados, con el fin de evaluar su desempeño y optimizar su operación antes de su aplicación en campo.

3.1 Tecnologías y Sistemas para la recuperación de calor residual de una turbina de gas

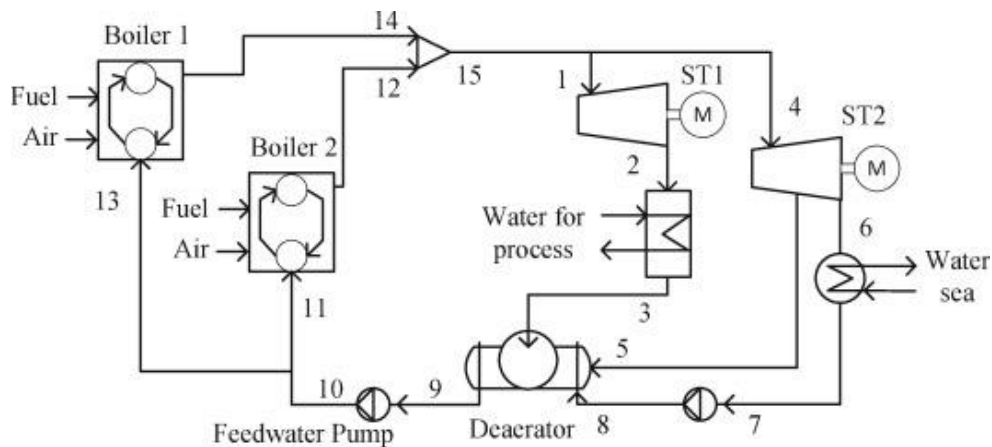
Las plantas de separación en plataformas offshore requieren soluciones de generación de energía que optimicen el aprovechamiento del calor residual, reduzcan las emisiones y se adapten a las restricciones de espacio y peso propias de estas instalaciones. Una instalación de separación de petróleo y gas puede emplear varios tipos de cogeneración. Estas tecnologías permiten generar simultáneamente electricidad y calor, optimizando la eficiencia energética y reduciendo las emisiones, lo que es crucial en entornos marinos. A continuación, se presenta una síntesis de los sistemas y tecnologías actualmente disponibles para la cogeneración en plantas de separación de petróleo y gas en alta mar.

3.1.1 Turbinas de vapor

La cogeneración con turbinas de vapor genera vapor de alta presión para procesos industriales. Es eficiente en la producción de energía eléctrica y vapor, aunque suele ser menos flexible en comparación con otros sistemas.

El esquema térmico simplificado propuesto para la planta de cogeneración de vapor se muestra en la Figura 4. Está compuesto por dos calderas, una turbina de vapor de condensación, una turbina de vapor de contrapresión, un condensador, un desaireador, un intercambiador de calor y bombas [57].

Figura 4. Esquema de cogeneración de planta de vapor



Fuente: Tomado de [57]

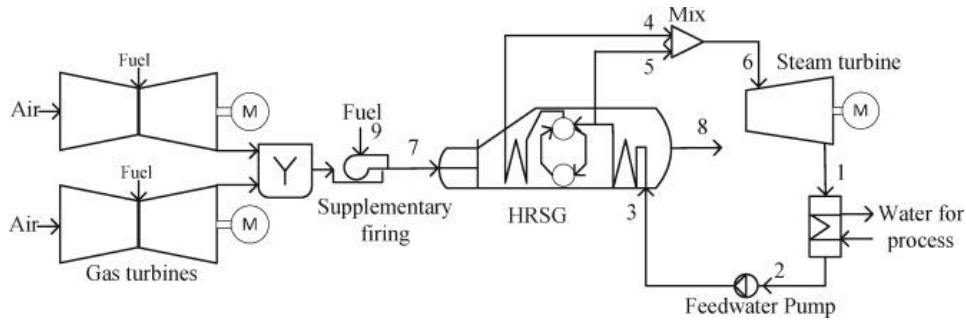
3.1.2 Ciclo combinado

Es un sistema altamente eficiente que combina una turbina de gas, una turbina de vapor y un generador de vapor de recuperación de calor (HRSG - Heat Recovery Steam Generators) para producir electricidad y calor simultáneamente, por lo que resulta adecuada para industrias con alta demanda de energía y calor. En este tipo de plantas, se quema gas natural y la energía liberada de los gases de escape se aprovecha en calderas de recuperación de calor (HRSG), mientras se genera vapor para calefacción de procesos, calentamiento de crudo o generación de energía adicional con turbinas de vapor [45].

La investigación ha indicado que la aplicación de sistemas de ciclo combinado en instalaciones offshore puede reducir la relación calor/potencia y mejorar la eficiencia operativa, pese a enfrentar considerables desafíos relacionados con la variabilidad de la

demanda energética a lo largo del ciclo de vida del campo [58]. En la Figura 5 se presenta el esquema de un ciclo combinado. En la Figura 5 se presenta el diagrama de cogeneración mediante ciclo combinado.

Figura 5. Esquema de cogeneración de ciclo combinado



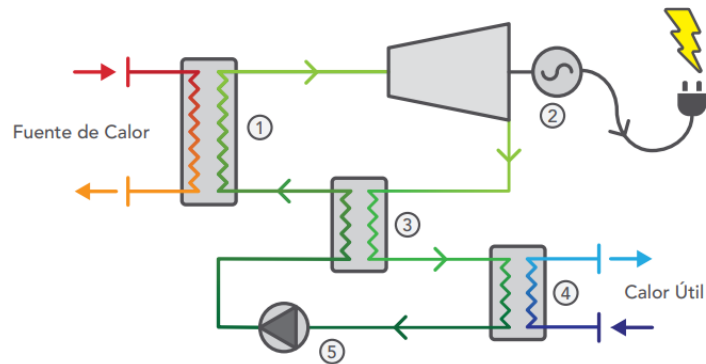
Fuente: Tomado de [57]

3.1.3 Ciclo Rankine convencional

Este sistema, utiliza el calor residual para generar energía de manera eficiente. Funciona transfiriendo energía térmica a líquidos o gases y produciendo electricidad. A diferencia de las bombas de calor, que convierten electricidad en energía térmica, el RC emplea calor residual como fuente primaria para generar electricidad. La fuente de calor puede ser el calor residual proveniente de cualquier fuente industrial.

Un ciclo Rankine típico está compuesto por un evaporador, una turbina, un condensador y una bomba. Su principio de funcionamiento se basa en la conversión de energía térmica en energía mecánica a través de un fluido de trabajo. En primer lugar, el combustible se quema en el evaporador, transfiriendo calor al fluido, que se evapora y alcanza el estado de vapor sobrecalentado. Este vapor se dirige hacia la turbina, donde se expande y genera trabajo mecánico. A continuación, el fluido pasa al condensador, donde cede calor al entorno y se condensa, retornando a estado líquido. Finalmente, la bomba impulsa el fluido de nuevo al evaporador, completando así el ciclo como se observa en la Figura 6 [59].

Figura 6. Esquema de cogeneración de ciclo Rankine



Fuente: Tomado de [60]

El sistema está compuesto de los siguiente equipos:

1. Evaporador: El fluido de trabajo interno se evapora a partir de la fuente de calor (en forma agua o aceite térmico).
2. Turbina: Mediante la expansión del vapor a alta presión, se genera electricidad.
3. Regenerador: Para aumentar la eficiencia del sistema, se aprovecha el calor presente en el vapor de baja presión a la salida de la turbina.
4. Condensador: Se produce calor útil (en forma de agua) mediante la condensación del fluido de trabajo.
5. Bomba: El fluido de trabajo se bombea desde baja hasta alta presión.

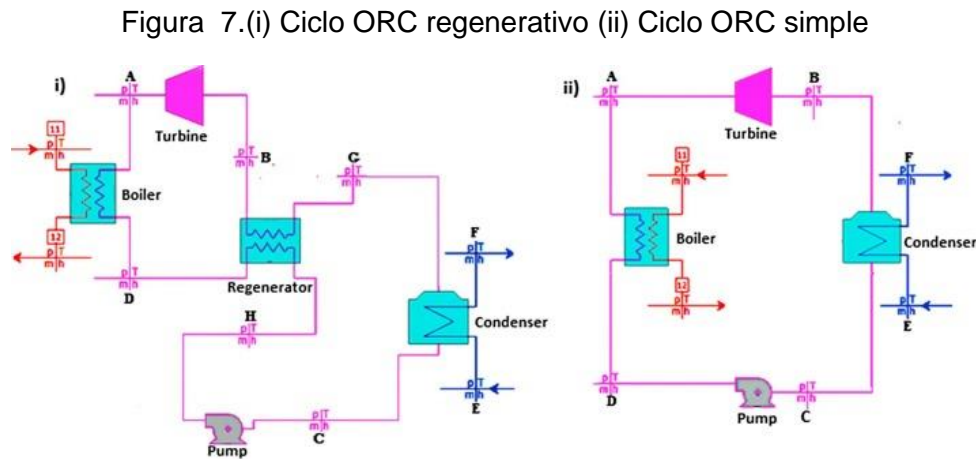
3.1.4 Ciclo orgánico de Rankine (Organic Rankine Cycle - ORC)

El ciclo ORC opera bajo el mismo principio de funcionamiento y diseño general que un ciclo Rankine simple, pero emplea una sustancia orgánica como fluido de trabajo en lugar de agua o vapor. Estas sustancias se caracterizan por tener puntos de ebullición bajos y altas presiones de vapor, lo que las hace adecuadas para la conversión eficiente de energía térmica en energía mecánica a partir de fuentes de calor de baja temperatura.

Es preferible elegir fluidos de trabajo que posean un calor latente elevado, una masa específica elevada y un calor específico bajo en la fase líquida, ya que dan como resultado una mayor potencia de la turbina y un tamaño de equipo más pequeño.

Este sistema presenta baja presión de operación, bajo costo de mantenimiento y se adapta mejor a la recuperación de calor de baja y media intensidad, cuyo rango de 150 a 400 °C

[59]. Las configuraciones simple y regenerativa del ciclo ORC se muestran en la Figura 7, en la configuración simple, el fluido de trabajo es presurizado por la bomba y absorbe calor de la fuente caliente a través de la caldera. A la salida de la caldera, el fluido se encuentra en estado de vapor sobrecalentado e ingresa a la turbina para su expansión. Posteriormente, el fluido es enfriado en un condensador mediante agua hasta alcanzar la temperatura de líquido saturado. En la configuración regenerativa, el fluido pasa a través de un regenerador, donde se precalienta antes de ingresar a la caldera.



Fuente: Tomado de [61].

3.1.5 Turbinas de Gas con Recuperación de Calor

Las turbinas de gas se emplean ampliamente debido a su alta eficiencia y confiabilidad, lo que las convierte en una alternativa preferida tanto para la generación eléctrica como para diversas operaciones industriales. No obstante, pese a su uso extendido, estas máquinas producen cantidades considerables de calor residual en forma de gases de escape a elevada temperatura. Si este calor no se aprovecha de manera adecuada, puede generar pérdidas energéticas significativas y contribuir al aumento de la contaminación ambiental. En consecuencia, resulta fundamental implementar sistemas eficaces de recuperación de calor residual [62].

Los sistemas basados en turbinas de gas convencionales con recuperación de calor residual. Son sistemas, ampliamente utilizados en la industria, Se usan turbinas aeroderivadas o turbinas de gas industrial para generar electricidad. Se caracterizan por su madurez tecnológica y confiabilidad, aunque se debe considerar que su eficiencia global

puede verse limitada por las emisiones de CO₂ y algunas ineficiencias en la conversión de energía [63].

Utiliza gas natural como combustible para generar energía eléctrica y térmica simultáneamente. Es ideal para aplicaciones donde se requiere energía eléctrica de manera constante.

3.1.6 Intercambiadores de recuperación de calor residual

El intercambiador de calor es un equipo destinado a la transferencia de energía térmica entre diferentes corrientes de material. Además de cumplir esta función principal, desempeña un papel clave en la recuperación de calor, el aprovechamiento de energía secundaria y la mejora de la eficiencia energética de los sistemas principales [64].

Para este proceso, se emplea un sistema de calentamiento de circuito cerrado. Una vez que el fluido de servicio transfiere la energía térmica necesaria al proceso, se calienta nuevamente mediante un sistema de cogeneración que aprovecha los gases de escape de la turbina de la facilidad, así como a través de intercambiadores de recuperación de calor residual.

El fluido de servicio "frío" es impulsado por las bombas hacia las unidades de recuperación de calor residual, estos intercambiadores cuentan con amortiguadores internos que regulan el flujo de gas. Finalmente, tras ser calentado, el fluido es dirigido al cabezal "caliente" para su distribución a los distintos equipos que requieren su uso.

3.1.7 Motores de combustión interna

En un motor de combustión interna (MCI), la ignición y combustión del combustible ocurren dentro de la propia cámara del motor, lo que permite transformar parcialmente la energía química liberada en trabajo mecánico. El motor está compuesto por un cilindro fijo y un pistón móvil, donde los gases de combustión en expansión impulsan el pistón, que a su vez transmite el movimiento al cigüeñal y, finalmente, al tren motriz a través de un sistema de engranajes [65].

Estos motores, que pueden operar con diésel o gas, incorporan sistemas de recuperación de calor provenientes de los gases de escape y de los circuitos de refrigeración. Gracias a ello, es posible aprovechar el calor excedente termodinámico para la producción in situ de

energía térmica cogenerada en forma de agua caliente, agua sobrecalentada o vapor, recuperando energía de los gases de escape, el agua de refrigeración de las camisas, el circuito de lubricación y el aire de enfriamiento [66]. Además, pueden generar electricidad mediante el accionamiento de un generador eléctrico o mediante el aprovechamiento específico del calor de refrigeración [67]. Suelen emplearse en instalaciones de menor escala o como respaldo de turbinas de gas, dado que resultan más eficientes en rangos de potencia inferiores a 15 MW, aunque presentan una menor eficiencia térmica. Por ello, se consideran más adecuados para cubrir principalmente demandas de energía eléctrica antes que térmica.

3.1.8 Celdas de combustible

Una pila de combustible transforma la energía química contenida en el hidrógeno u otros combustibles en electricidad de manera limpia y eficiente. A diferencia de los motores de combustión, puede alcanzar eficiencias superiores al 60 % al convertir directamente la energía química en energía eléctrica, generando emisiones muy bajas o nulas. Su funcionamiento es similar al de una batería, pero con la ventaja de que no se descarga ni requiere recarga, ya que produce electricidad y calor de forma continua mientras se le suministre combustible. Una pila de combustible está compuesta por dos electrodos: ánodo (negativo) y cátodo (positivo) separados por un electrolito. En el ánodo se introduce el hidrógeno, mientras que en el cátodo se alimenta aire. En el caso de una pila de hidrógeno, un catalizador en el ánodo divide las moléculas de hidrógeno en protones y electrones. Los electrones circulan a través de un circuito externo, generando corriente eléctrica, mientras que los protones atraviesan el electrolito hasta llegar al cátodo, donde se combinan con el oxígeno y los electrones para formar agua y calor residual [68].

Sin embargo, aún está en desarrollo para aplicaciones offshore. La cogeneración basada en celdas de combustible de óxido sólido (SOFC) resulta prometedora en esquemas combinados, ya que permite obtener electricidad a través de reacciones electroquímicas controladas a nivel molecular, lo que se traduce en mayores rendimientos y menores emisiones de gases de efecto invernadero [69]. Este enfoque, no obstante, conlleva altos requerimientos en términos de inversión y condiciones operativas controladas.

3.1.9 Tecnologías Emergentes

La transición energética hacia fuentes más sostenibles ha impulsado el desarrollo de nuevas tecnologías de cogeneración que buscan mejorar la eficiencia y reducir las emisiones en entornos desafiantes, como el offshore. Entre estas soluciones emergentes destacan la energía eólica flotante, los parques híbridos, los cables submarinos y la trigeneración, cada una con ventajas y desafíos particulares.

- **Micro-cogeneración:** Se plantean soluciones a menor escala integradas en la plataforma que permiten generar energía y calor a partir de combustibles líquidos, incluyendo aceites vegetales precalentados en algunos estudios. Estos sistemas son adecuados para aplicaciones con menor demanda energética y pueden proporcionar una mayor flexibilidad operativa [70].
- **Energía Eólica Flotante:** Genera electricidad mediante aerogeneradores flotantes en alta mar. Es una opción renovable emergente con potencial para reducir emisiones. Sin embargo, tiene altos costos de instalación y dependencia del viento.
- **Parques Híbridos:** Esta alternativa combina diferentes fuentes renovables para generar electricidad (Eólica, Solar, Undimotriz), ofreciendo diversificación y reducción de emisiones. Sin embargo, la integración de sistemas es compleja y los costos iniciales son elevados.
- **Cables Submarinos:** Proporcionan una solución más limpia, pero con limitaciones geográficas y altos costos de infraestructura.
- **Trigeneración:** Puede integrarse para producir electricidad, calor y frío, aunque no es común en alta mar.

El desarrollo e implementación de estas tecnologías podrían transformar la generación de energía en entornos marinos, optimizando recursos y reduciendo el impacto ambiental generado por las emisiones de GEI. Sin embargo, su adopción requiere superar barreras económicas, técnicas y de infraestructura que actualmente limitan su expansión.

3.2 Proveedores de Equipos para procesos de cogeneración

3.2.1 Ciclo orgánico de Rankine (ORC)

El equipo Rank® HTC1 está especialmente diseñado para aplicaciones de cogeneración con necesidades térmicas de alta temperatura, siendo capaz de producir calor útil en forma de agua caliente a 80°C. Además, mediante la captación de calor a temperaturas de entre 180°C y 210°C, se consigue un equipo de alta eficiencia con una generación eléctrica de hasta 45 kWe. Entre las principales aplicaciones de los equipos Rank®, destacan la recuperación de calor residual y el aprovechamiento de fuentes de calor renovables, con especial interés cuando se aprovecha el calor útil conformando sistemas de cogeneración o trigeneración [60]. En la Figura 8 se presenta el equipo Rank HTC1 y en la Tabla 12 los datos técnicos del equipo.

Figura 8. Rank HTC1



Fuente: Tomado de [60]

Tabla 12. Datos Técnicos HTC1

Fluido caloportador: Agua, vapor o aceite térmico	Temperatura de entrada (°C)	180-210
	Temperatura de salida (°C)	120-150
	Caudal volumétrico (m³/h)	13
	Potencia térmica (kWt)	300-500
	Diámetro conexiones	DN80 PN16
	Pérdida de carga (kPa)	50
	Volumen interior fluido (L)	45
Fluido caloportador: Agua	Temperatura de entrada (°C)	45-65
	Temperatura de salida (°C)	60-80
	Caudal volumétrico (m³/h)	19
	Potencia térmica (kWt)	200-350
	Diámetro conexiones	DN80 PN16

Electricidad	Pérdida de carga (kPa)	100
	Volumen interior fluido (L)	60
	Potencia bruta (kWe)	25-45
	Potencia neta (kWe)	20-35
	Tensión (V)	3 x 400
	Frecuencia (Hz)	50/60
	Intensidad (A)	82

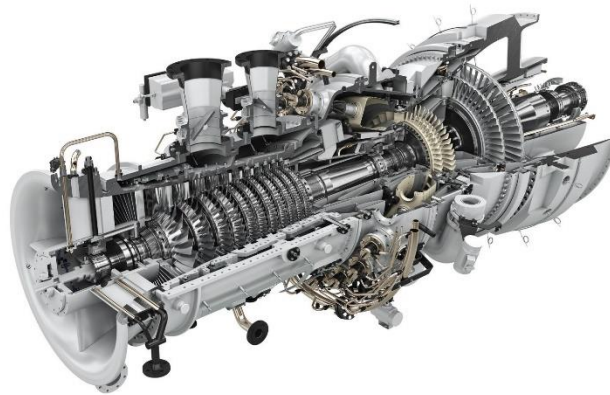
Fuente: Adaptado de [60]

3.2.2 Turbinas de Gas

Siemens Energy SGT-700

La turbina de gas SGT-700 se caracteriza por su versatilidad y alto rendimiento, siendo ideal tanto para aplicaciones de generación de energía como para accionamiento mecánico. Una de sus principales ventajas es su elevado calor de escape, lo que la hace adecuada para aplicaciones de cogeneración y centrales eléctricas de ciclo combinado [71]. En la Figura 9 se presenta una representación de esta turbina.

Figura 9. Turbina de gas industrial Siemens SGT-700



Fuente Tomado de: [72]

General Electric LM2500

Las turbinas de gas General Electric LM2500 son unidades aeroderivadas ampliamente utilizadas en aplicaciones industriales y marítimas. Estas turbinas son derivadas del motor de aviación General Electric CF6 y se destacan por su alta potencia en relación con su tamaño y peso, lo que las hace ideales para diversas aplicaciones, incluyendo la cogeneración a través de la recuperación de calor. Las turbinas de gas LM2500 son particularmente efectivas en este contexto debido a su capacidad para producir una gran

cantidad de calor residual, que puede ser recuperado y utilizado para generar vapor o calor para procesos industriales.

Estas turbinas se utilizan en configuraciones de ciclo combinado, que permiten la generación simultánea de electricidad y calor útil a partir de la combustión de gas natural. La alta temperatura de los gases de escape de las turbinas proporciona una oportunidad significativa para la recuperación de calor a través de generadores de vapor de recuperación de calor [73]. Las plantas de cogeneración que integran turbinas GE LM2500 con generadores de vapor de recuperación de calor (HRSG) son capaces de proporcionar vapor a alta y media presión [74]. Los sistemas de cogeneración que integran turbinas de gas como la GE LM2500 pueden alcanzar eficiencias que superan el 85% cuando se consideran tanto la energía eléctrica generada como el calor útil recuperado [75]. En plataformas de producción flotante, las turbinas GE LM2500 también se utilizan para la recuperación de calor residual a través de ciclos Rankine orgánicos [61].

En la Tabla 13 se presenta una tabla comparativa entre la turbina de gas GE LM2500 y la turbina de gas Siemens Energy SGT-700, enfocándose en aspectos clave como la eficiencia, la potencia generada y su capacidad de recuperación de calor.

Tabla 13. Tabla comparativa entre la turbina de gas GE LM2500 y la Siemens Energy SGT-700

Característica	GE LM2500	Siemens Energy SGT-700
Potencia nominal	25-35 MW	42-50 MW
Eficiencia térmica	Hasta 38%	Hasta 39%
Rango de temperatura de entrada	Hasta 1,600 °C	Aproximadamente 1,350 °C
Uso en recuperación de calor	Posibilidad de integración con sistemas HRSG	Incorpora tecnología avanzada de recuperación de calor
Caudal de Gases de Escape	No especificada	94 kg/s (208 lb/s)
Temperatura de Escape	No especificada	528 °C (983 °F)

Fuente: Adaptado de [71], [76]

Ambas turbinas son adecuadas para cogeneración, pero la SGT-700 podría ofrecer ventajas en aplicaciones que requieren un manejo más eficiente del calor recuperado y

una mayor capacidad de generación eléctrica, mientras que la LM2500 puede ser preferida en aplicaciones donde la velocidad de respuesta y la versatilidad sean cruciales.

3.2.3 Intercambiadores de calor

El GHR de Alfa Laval es un intercambiador de calor compacto especialmente diseñado para la recuperación de calor de gases de escape procedentes de motores de gas pequeños y medianos, turbinas, y gases de combustión de procesos limpios a temperaturas de hasta 600 °C. Su superficie de calentamiento está compuesta por una serie de tubos coaxiales dispuestos en una estructura cilíndrica, que puede instalarse en orientación vertical u horizontal. Ofrece capacidades que abarcan desde aproximadamente 250 kW hasta 10 MW, permitiendo una reutilización eficiente del 22 % al 25 % del exceso de calor de los gases de combustión. Este calor recuperado puede emplearse para la generación de agua caliente, vapor o aceite térmico, así como para producir electricidad mediante sistemas de Ciclo Orgánico de Rankine (ORC) [77].

Aplicaciones principales

Este intercambiador es compatible con una amplia gama de medios, como agua, vapor, trietilenglicol (TEG) y aceite de fluido térmico (TFO), lo que lo hace ideal para diversas aplicaciones:

- Cogeneración o Producción Combinada de Calor y Electricidad (CHP)
- Ciclo Orgánico de Rankine (ORC)

3.3 Selección de sistema de cogeneración

Actualmente, existen varias tecnologías y sistemas para la cogeneración en plantas de separación de petróleo y gas en alta mar, aunque la mayoría de las plataformas suelen utilizar turbinas de gas para generar electricidad. La elección del tipo de cogeneración en una plataforma de separación de petróleo y gas depende de las necesidades específicas de energía, la disponibilidad de combustibles y los requisitos de eficiencia.

Para seleccionar la mejor alternativa de cogeneración, se evaluaron los siguientes criterios:

Tabla 14. Criterios de Evaluación para la selección de sistema de Cogeneración.

Criterio	Descripción	Ponderación (%)
Eficiencia energética	Capacidad para convertir energía primaria en electricidad y calor útil	25
Compacidad	Relación entre potencia generada y espacio ocupado (crucial en plataformas)	20
Confiabilidad	Disponibilidad y resistencia a condiciones marinas adversas	15
Flexibilidad operativa	Capacidad para adaptarse a cambios en la demanda	10
Emisiones	Nivel de emisiones contaminantes (NOx, SOx, CO2)	15
Costos	CAPEX inicial y OPEX a largo plazo	15

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con los criterios y la correspondiente ponderación de cada uno presentada en la

Tabla 14. Se obtuvieron los siguientes resultados para cada alternativa:

Tabla 15. Matriz de Evaluación Sistemas de Cogeneración

Alternativa	Eficiencia (25%)	Compacidad (20%)	Confiabilidad (15%)	Flexibilidad (10%)	Emisiones (15%)	Costos (15%)	TOTAL
Turbina Gas Simple	6	8	8	7	5	7	6.75
Ciclo Combinado	9	7	7	6	8	6	7.45
Ciclo Rankine	7	6	8	6	7	7	6.85
Motores con Recuperación	7	6	8	8	5	7	6.75
Microturbinas	6	7	7	9	6	5	6.55
Sistemas Híbridos	7	5	5	6	9	4	6.10

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la matriz de evaluación, el Ciclo Combinado obtiene la puntuación más alta, con 7,45 sobre 10, posicionándose como la alternativa más equilibrada al considerar todos los factores relevantes. Le sigue el Ciclo Rankine Convencional, con una calificación de 6,85, como la segunda mejor opción. Ambas tecnologías resultan especialmente adecuadas en contextos donde:

- Se requiere una alta eficiencia energética.

- Existe una demanda constante de electricidad y calor.
- La reducción de emisiones es una prioridad.
- El espacio disponible permite su instalación, como en plataformas de tamaño mediano a grande.

El Ciclo Combinado ofrece el mejor balance entre desempeño técnico, económico y ambiental para instalaciones de separación modernas, mientras que el Ciclo Rankine se presenta como una alternativa robusta y confiable, con menor complejidad tecnológica.

4. Optimización

La optimización de procesos se refiere a medidas que ajustan parámetros y condiciones operativas para mejorar la eficiencia energética (control de procesos). Por ejemplo, la puesta a punto de calderas y calentadores [12].

Un problema general de optimización con p restricciones de igualdad en la respuesta, q restricciones de desigualdad en la respuesta y n límites para los factores se define y resuelve de la siguiente manera:

$$\min f(x) \quad \text{Ecuación 4.1}$$

Sujeto a las restricciones:

$$g_i(x) = 0 \text{ para } i = 1, \dots, p \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$$h_i(x) \geq 0 \text{ para } i = 1, \dots, q \quad \text{Ecuación 4.3}$$

$$L_r < x_r < U_r \text{ para } i = 1, \dots, q \quad \text{Ecuación 4.4}$$

Optimización Multiobjetivo

La optimización multiobjetivo (MOO) se fundamenta en la presencia de múltiples funciones objetivo que, al estar potencialmente en conflicto, deben ser optimizadas de manera simultánea. En este contexto, no existe una única solución que sea óptima para todos los objetivos, ya que mejorar el desempeño en uno de ellos suele implicar un deterioro en al menos otro. Como resultado, los algoritmos de optimización multiobjetivo generan un conjunto de soluciones denominado frente de Pareto, que agrupa las alternativas que satisfacen las restricciones del problema y representan compromisos óptimos entre los diferentes objetivos [78].

Entre los enfoques más utilizados para abordar estos problemas se encuentran las técnicas evolutivas de optimización multiobjetivo, una clase de metaheurísticas

desarrolladas específicamente para obtener soluciones que conforman un frente de Pareto representativo, con los mejores compromisos posibles entre las funciones objetivo. Por lo tanto, los algoritmos de optimización multiobjetivo incorporan el operador de dominancia, el cual establece que una solución $x(1)$ domina a otra solución $x(2)$ si se cumplen las siguientes condiciones:

- ❖ La solución $x(1)$ no es peor que $x(2)$ en ninguno de los objetivos.
- ❖ La solución $x(1)$ es estrictamente mejor que $x(2)$ en al menos uno de los objetivos.

Al aplicar estas reglas de manera iterativa sobre un conjunto de soluciones de un problema multiobjetivo, es posible identificar aquellas alternativas que no son dominadas por ninguna otra. Este grupo de soluciones conforma el conjunto no dominado. Las soluciones que no pertenecen a este conjunto se clasifican como parte del conjunto de soluciones dominadas. Si se logra identificar el conjunto de soluciones no dominadas en todo el espacio objetivo, se obtiene lo que se denomina el frente óptimo de Pareto. Los algoritmos de optimización multiobjetivo requieren del uso de métodos matemáticos que operen sobre poblaciones de soluciones. En este contexto, los algoritmos evolutivos (AE) han demostrado ser una alternativa robusta, gracias a sus características de diversidad y confiabilidad [79].

4.1 Algoritmos evolutivos

Los algoritmos evolutivos son métodos heurísticos aproximados, diseñados para resolver problemas de optimización combinatoria mediante el manejo de poblaciones de soluciones. Aunque los enfoques más recientes han integrado una amplia gama de influencias y adaptaciones, todos conservan como base común la analogía con los procesos evolutivos biológicos [80].

Entre 1993 y 1995 se propusieron diversas variantes de algoritmos evolutivos aplicadas a la optimización multiobjetivo. Entre ellas, los más destacados fueron el Multi-Objective Genetic Algorithm (MOGA), el Elitist Non-Dominated Sorting Genetic Algorithm (NSGA), y el Niche Pareto Genetic Algorithm (NPGA), los cuales recibieron una atención considerable. Estos enfoques evidenciaron la necesidad de incorporar operadores adicionales para transformar un algoritmo evolutivo convencional en un Algoritmo Evolutivo Multiobjetivo (MOEA). En la Tabla 16 se presenta una comparación entre los principales

tipos de algoritmos evolutivos: los Algoritmos Genéticos (AG), las Estrategias Evolutivas (ES), la Programación Evolutiva (EP) y la Programación Genética (GP).

Tabla 16. Tabla Comparativa de Algoritmos Evolutivos

Característica	Algoritmos Genéticos (AG)	Estrategias Evolutivas (ES)	Programación Evolutiva (EP)	Programación Genética (GP)
Representación	Generalmente cadenas binarias (cromosomas)	Vectores de números reales	Máquinas de estado finito, posteriormente vectores reales	Programas de computadora (árboles sintácticos)
Operadores principales	Selección, cruce y mutación	Principalmente mutación (adaptativa)	Principalmente mutación	Selección, cruce, mutación y operaciones específicas de árboles
Énfasis en	Operador de cruce	Operador de mutación	Operador de mutación	Operador de cruce
Selección	Proporcional al fitness, torneos, ranking	Determinista o probabilística	Torneos estocásticos	Torneos, proporcional al fitness
Aplicaciones típicas	Optimización combinatoria, problemas discretos	Optimización de parámetros continuos	Predicción, clasificación	Síntesis automática de programas, modelado simbólico
Fortalezas	Versatilidad, paralelismo implícito	Eficiente en optimización numérica, autoadaptación	Robusto frente a ruido, sin restricciones de estructura	Generación automática de programas, descubrimiento de soluciones creativas
Debilidades	Convergencia prematura, dificultad con variables continuas	Requiere ajuste fino de parámetros	Puede ser computacionalmente costoso	Alta complejidad computacional, crecimiento descontrolado de programas (bloat)
Enfoque filosófico	Inspirado en genética y selección natural	Enfocado en adaptación y supervivencia	Enfocado en comportamientos	Enfocado en evolución de programas
Tratamiento de restricciones	Penalización o reparación	Manejo explícito	Incorporadas en la función objetivo	A través de funciones de aptitud o sintaxis restringida
Control de parámetros	Generalmente fijos o adaptados manualmente	Auto-adaptación de parámetros de mutación	Adaptación basada en estadísticas poblacionales	Control de profundidad de árboles, poda

Fuente: *Adaptado de [81]*

La selección del algoritmo evolutivo más adecuado para un problema de optimización requiere un análisis cuidadoso de múltiples criterios que consideren tanto las características del problema como las capacidades técnicas del algoritmo. En este estudio, se realizó una comparación entre los principales algoritmos evolutivos con el fin de evaluar su aplicabilidad para la optimización de la planta de cogeneración de ciclo combinado estudiada.

Los criterios de comparación incluyen la versatilidad en la representación de soluciones, la adaptabilidad a múltiples objetivos, el manejo eficiente de variables mixtas (continuas y discretas), y la disponibilidad de bibliotecas de apoyo para su implementación. También se consideran aspectos prácticos como la facilidad de integración con simuladores de procesos, la comprensión y modificación del algoritmo por parte del usuario, y la trayectoria demostrada en aplicaciones relacionadas con sistemas energéticos. Finalmente, se evalúan capacidades como la paralelización, la robustez ante cambios de escala y la incorporación de conocimiento del dominio. Esta evaluación permitirá identificar el algoritmo más apropiado para abordar los retos específicos del sistema de cogeneración, garantizando una solución eficiente y técnicamente viable. En la Tabla 17 se presentan los criterios de selección y su respectiva ponderación y en la Tabla 18 se presentan los resultados de la comparación de algoritmos Evolutivos de acuerdo con los criterios presentados en la Tabla 17.

Tabla 17. Matriz de Selección de Algoritmo Evolutivo

Criterio	Ponderación (1-5)	Descripción
Versatilidad en representación	5	Capacidad para manejar simultáneamente variables discretas y continuas (configuraciones de equipos y parámetros operativos)
Adaptabilidad a múltiples objetivos	5	Efectividad para optimizar simultáneamente eficiencia energética y reducción de consumo de combustible.
Manejo de variables mixtas	5	Capacidad para trabajar con decisiones binarias/enteras (encendido/apagado de unidades) y continuas (temperaturas, flujos)
Disponibilidad de bibliotecas	4	Existencia de software profesional y código abierto para implementación rápida
Facilidad de integración con simuladores	4	Compatibilidad con software existente de simulación de plantas de potencia

Facilidad de comprensión y modificación	3	Claridad conceptual y facilidad para ajustar el algoritmo a necesidades específicas
Historia probada en sistemas energéticos	4	Evidencia documental de aplicaciones exitosas en sistemas similares
Paralelización	3	Facilidad para implementar versiones paralelas del algoritmo
Robustez ante cambios de escala	4	Comportamiento predecible al escalar el problema (agregar componentes o variables)
Capacidad para incorporar conocimiento del dominio	3	Facilidad para integrar heurísticas y restricciones del dominio energético

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 18. Matriz de selección de algoritmo Genético

Criterio	Peso	AG	ES	EP	GP
Versatilidad en representación	5	5 (25)	3 (15)	3 (15)	4 (20)
Adaptabilidad a múltiples objetivos	5	5 (25)	3 (15)	4 (20)	3 (15)
Manejo de variables mixtas	5	5 (25)	3 (15)	3 (15)	3 (15)
Disponibilidad de bibliotecas	4	5 (20)	4 (16)	3 (12)	3 (12)
Facilidad de integración con simuladores	4	5 (20)	4 (16)	3 (12)	2 (8)
Facilidad de comprensión y modificación	3	5 (15)	3 (9)	3 (9)	2 (6)
Historia probada en sistemas energéticos	4	5 (20)	4 (16)	3 (12)	2 (8)
Paralelización	3	5 (15)	4 (12)	4 (12)	4 (12)
Robustez ante cambios de escala	4	4 (16)	4 (16)	3 (12)	2 (8)
Capacidad para incorporar conocimiento del dominio	3	5 (15)	3 (9)	4 (12)	3 (9)
TOTAL		196	139	131	113

Fuente: Elaboración propia.

Con base en la matriz de decisión desarrollada, los Algoritmos Genéticos (AG) se identifican como la alternativa más adecuada para la optimización del sistema de

cogeneración de ciclo combinado. Esta elección se fundamenta en varias fortalezas clave de los AG, entre las cuales destacan:

- ❖ Su capacidad superior para manejar de forma simultánea variables discretas (como la selección y configuración de equipos) y continuas (tales como los parámetros operativos).
- ❖ Su notable adaptabilidad a problemas de naturaleza multiobjetivo, propios de sistemas energéticos complejos que requieren equilibrar eficiencia, emisiones y costos.
- ❖ La amplia documentación y casos de éxito registrados en la literatura técnica, que respaldan su eficacia en contextos similares de optimización energética.
- ❖ La facilidad con la que permiten incorporar restricciones operativas específicas del sector, lo que los convierte en una herramienta robusta y versátil para aplicaciones en ingeniería de procesos.

4.2 Algoritmos Genéticos

Una vez determinada la conveniencia de emplear Algoritmos Genéticos (AG) para abordar la optimización del sistema de cogeneración de ciclo combinado, resulta necesario profundizar en la selección de la variante más adecuada dentro de esta familia. Dado que el problema presenta una naturaleza multiobjetivo, con múltiples variables interdependientes y restricciones operativas, se consideran tanto algoritmos genéticos clásicos como versiones extendidas diseñadas para manejar múltiples objetivos de forma simultánea.

La Tabla 19 evalúa diferentes variantes de AG, incluyendo el algoritmo genético simple, algoritmos multiobjetivo como VEGA, NSGA, NSGA-II, SPEA2, así como el algoritmo genético de tipo micro (μ GA), con base en criterios clave como la capacidad de manejar múltiples objetivos, preservación de la diversidad, eficiencia computacional y aplicabilidad a problemas reales. Esta comparación permite identificar el enfoque más robusto y eficiente para el contexto específico del estudio.

Tabla 19. Tabla Comparativa de Variantes de Algoritmos Genéticos

Criterio	AG Simple	AG Multiobjetivo (VEGA)	NSGA	NSGA-II	SPEA2	μGA
Manejo de múltiples objetivos	2 (8)	3 (15)	4 (20)	5 (25)	4 (20)	2 (10)
Preservación de diversidad	2 (6)	3 (9)	3 (9)	5 (15)	4 (12)	2 (6)
Eficiencia computacional	4 (16)	3 (12)	2 (8)	5 (20)	3 (12)	4 (16)
Convergencia a frente óptimo de Pareto	1 (5)	3 (15)	4 (20)	5 (25)	5 (25)	2 (10)
Escalabilidad a problemas complejos	3 (12)	3 (12)	3 (12)	5 (20)	4 (16)	2 (8)
Facilidad de implementación	5 (15)	4 (12)	3 (9)	4 (12)	3 (9)	4 (12)
Adaptabilidad a restricciones técnicas	3 (12)	3 (12)	3 (12)	5 (20)	4 (16)	3 (12)
Disponibilidad de redes (frameworks)	5 (15)	3 (9)	3 (9)	5 (15)	4 (12)	3 (9)
Aplicaciones documentadas en sistemas energéticos	4 (12)	3 (9)	3 (9)	5 (15)	4 (12)	2 (6)
Capacidad para evitar óptimos locales	3 (9)	3 (9)	4 (12)	5 (15)	4 (12)	2 (6)
TOTAL	110	114	120	182	146	95

Fuente: Elaboración propia.

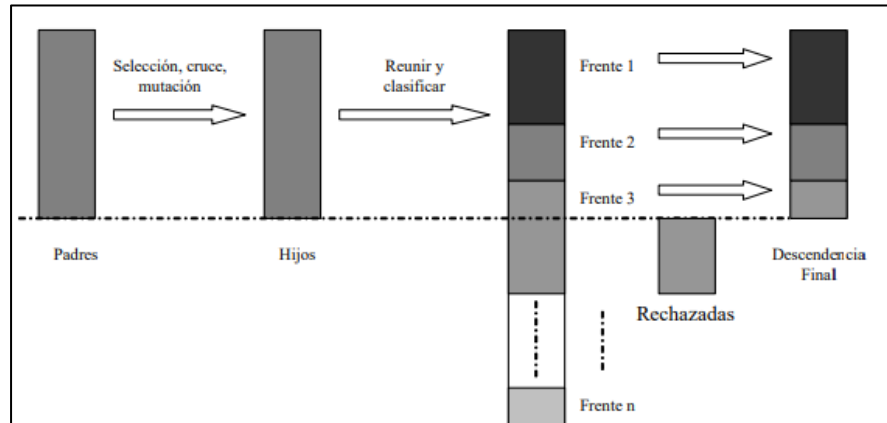
El NSGA-II resulta ser la mejor opción de los algoritmos evaluados, para la optimización de ciclos combinados. Su combinación de eficiencia computacional, preservación de diversidad, manejo de restricciones y convergencia hacia el frente óptimo de Pareto lo hacen particularmente adecuado para resolver los complejos compromisos inherentes a los sistemas de cogeneración modernos.

4.3 NSGA-II

El algoritmo NSGA-II fue propuesto por Deb, Agrawal, Pratap y Meyarivan en el 2002, con el fin de incorporar elitismo, para mejorar las propiedades de convergencia de un algoritmo de optimización multiobjetivo evolutivo (MOEA), dado que el elitismo ayuda a lograr una mejor convergencia en los MOEA, también se buscaba reducir la complejidad del procedimiento de ordenamiento rápido por no dominancia de su antecesor e implementar el concepto de distancia de hacinamiento para no usar el parámetro de compartición. Este algoritmo funciona en tres módulos principales: Clasificación no dominada, Asignación de distancia de hacinamiento y Operador de comparación poblada [82] [78].

El proceso se inicia a partir de un conjunto de tamaño N de soluciones Padres (P) obtenidas al aleatoria o mediante una técnica de inicialización, la descendencia (D) de tamaño N se crea a partir de P por medio de los operadores de selección, cruce y mutación. De esta manera la población aumenta al doble de los individuos de la población inicial ($2N$), a cada individuo se le asigna un rango equivalente a su nivel de no dominancia mediante un ordenamiento no dominado, así se clasifica la población en diferentes frentes de Pareto. Aunque esto requiere un mayor esfuerzo, se justifica por el hecho de permitir una verificación global de dominancia entre la población de padres y descendientes. Una vez el proceso de ordenamiento no dominado ha finalizado, la nueva población es generada a partir de las configuraciones de los frentes no dominados. Esta nueva población se llena una a la vez, empezando a ser construida con el mejor frente no dominado ($F1$) que consiste en todas las soluciones no dominadas en la población W , continúa con las soluciones del segundo frente ($F2$), es decir, cada miembro de $F2$ está dominado por al menos un miembro de $F1$ y así sucesivamente. Como la población total es de tamaño $2N$, y solamente existen N configuraciones que conforman la nueva población, solo la mitad de los frente se colocará en la nueva población, seleccionando las soluciones no dominadas para el frente de Pareto con mayor diversidad y descartando el resto de las soluciones tal como se ilustra en la Figura 10 [83] [84].

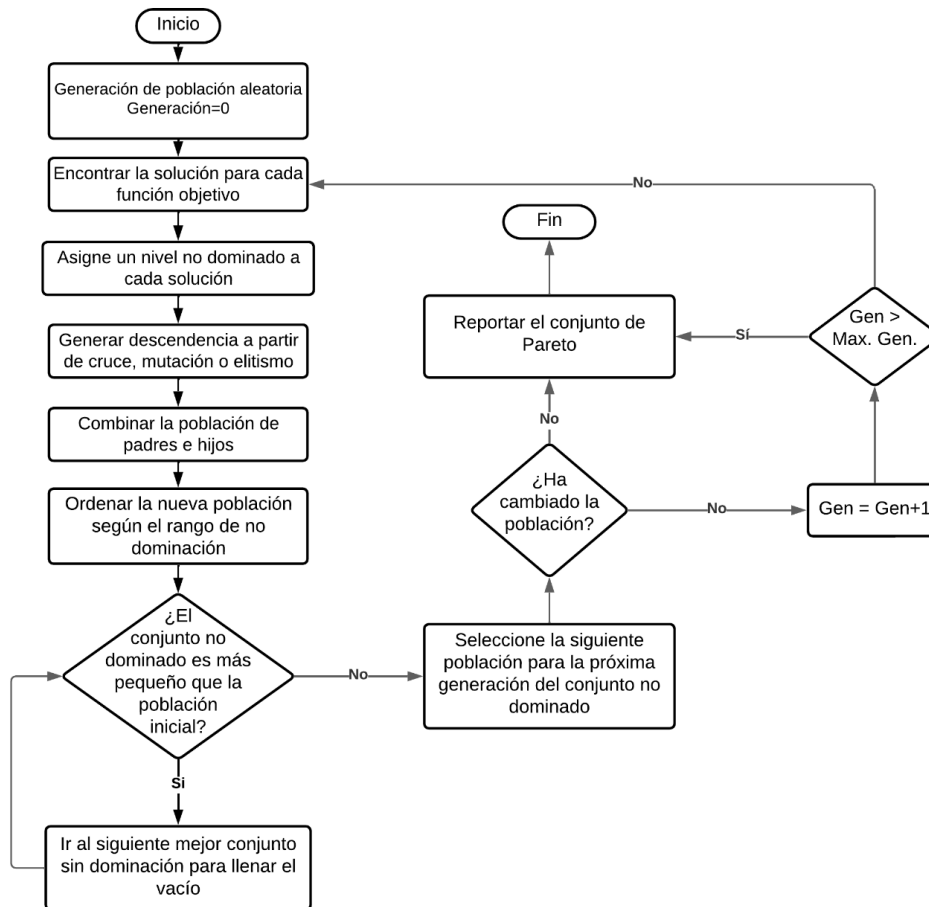
Figura 10. Determinación de la nueva Población



Fuente: Tomado de [79]

Este procedimiento de clasificación no dominada constituye uno de los pilares fundamentales del funcionamiento del algoritmo NSGA-II, al permitir una selección eficiente y equitativa de las soluciones que avanzan a la siguiente generación. El diagrama de flujo que se presenta en la Figura 11 resume de forma esquemática las principales etapas del algoritmo, desde la generación inicial de la población hasta la formación de la nueva generación a partir de los frentes de Pareto y los criterios de diversidad aplicados.

Figura 11. Diagrama de flujo de NSGA-II



Fuente: Elaboración propia.

A diferencia de otros algoritmos evolutivos que requieren parametrizaciones adicionales o estructuras más complejas para problemas con múltiples objetivos (por ejemplo, MOEA/D o NSGA-III, diseñados para más de tres objetivos), el NSGA-II ha demostrado ser altamente eficiente y robusto en escenarios de optimización biobjetivo, tanto en términos de convergencia como de diversidad [85].

4.4 Lenguaje de Programación

Un lenguaje de programación es un conjunto de símbolos e instrucciones que permite a los humanos comunicarse con las computadoras, especificando las secuencias de acciones que estas deben ejecutar. Al igual que los idiomas hablados, cada lenguaje de programación posee su propia sintaxis, estructura y vocabulario, así como atajos o

convenciones particulares que facilitan expresar ideas de forma que las computadoras puedan interpretarlas y ejecutarlas [86].

En la Tabla 20 se presentan los criterios de evaluación seleccionados para la comparación de lenguajes de programación, cada uno con su respectiva ponderación basada en la importancia relativa para el desarrollo de un sistema de optimización multiobjetivo NSGA-II aplicado a plantas de separación de petróleo y gas. Los pesos asignados reflejan las necesidades específicas del proyecto, priorizando las capacidades de optimización y la integración con el simulador Aspen HYSYS.

Tabla 20. Criterios de Evaluación y Ponderación para la Selección de Lenguaje de Programación

Criterio	Peso (%)	Descripción
Bibliotecas de Optimización	25	Disponibilidad de librerías especializadas en algoritmos genéticos multiobjetivo
Integración con Aspen HYSYS	20	Facilidad de conexión e intercambio de datos con el simulador
Manejo de Datos Numéricos	15	Eficiencia en cálculos científicos y manipulación de matrices
Facilidad de Implementación	15	Curva de aprendizaje y sintaxis del lenguaje
Documentación y Comunidad	10	Disponibilidad de recursos, ejemplos y soporte
Visualización de Resultados	10	Capacidades gráficas para análisis de frentes de Pareto
Rendimiento Computacional	5	Velocidad de ejecución para problemas complejos

Fuente: Elaboración Propia

En la Tabla 21 se presenta la evaluación cuantitativa de cada lenguaje de programación considerado, utilizando una escala de 1 a 10 puntos para cada criterio establecido. Las calificaciones fueron asignadas considerando las capacidades específicas de cada lenguaje en el contexto de optimización multiobjetivo y procesamiento de plantas químicas, basándose en la disponibilidad de herramientas, facilidad de uso y rendimiento esperado.

Tabla 21. Matriz de Selección de Lenguaje de Programación

Lenguaje	Python	MATLAB	C++	Java	R
Bibliotecas Opt.	10	8	6	7	7
Integración HYSYS	9	8	7	6	5

Datos Numéricos	10	9	8	7	8
Facilidad Impl.	9	7	4	6	6
Doc./Comunidad	10	8	6	7	7
Visualización	10	9	4	6	9
Rendimiento	7	6	10	8	5

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 22 se presenta la clasificación de los lenguajes de programación evaluados, ordenados de mayor a menor puntuación ponderada. Los resultados muestran la posición relativa de cada alternativa considerada, donde Python emerge como la opción más adecuada para el desarrollo del sistema de optimización multiobjetivo NSGA-II en el contexto de plantas de separación de petróleo y gas.

Tabla 22. Cálculo de puntuación ponderada para selección de lenguaje de programación

Posición	Lenguaje	Puntuación
1°	Python	8,95
2°	MATLAB	8,05
3°	R	7,00
4°	Java	6,80
5°	C++	6,45

Fuente: Elaboración propia.

Python es un lenguaje de programación de alto nivel, creado por Guido van Rossum en 1991. Se caracteriza por ser interpretado y por enfatizar la legibilidad del código a través de una sintaxis simple. Además, emplea un sistema de tipado dinámico y admite múltiples paradigmas de programación [87].

Para llevar a cabo las optimizaciones multiobjetivo del sistema GOSP y de los ciclos de cogeneración, se empleó una metodología que integró la simulación de procesos en Aspen HYSYS con herramientas de programación en Python. HYSYS fue utilizado para modelar rigurosamente el comportamiento termo-hidráulico de las plantas, mientras que Python permitió desarrollar y ejecutar algoritmos de optimización avanzados, facilitando así la búsqueda de configuraciones operativas óptimas bajo múltiples objetivos.

La elección de Python respondió a varias ventajas clave. Este lenguaje de programación ofrece una amplia gama de bibliotecas especializadas en optimización y análisis científico, como DEAP, PyMOO, SciPy y NumPy, que permiten implementar fácilmente algoritmos evolutivos como NSGA-II, calcular funciones objetivo compuestas y manejar grandes volúmenes de datos de simulación. Además, Python se integra eficazmente con Aspen

HYSYS a través de interfaces COM y hojas de cálculo, lo que permite automatizar simulaciones, modificar variables de decisión y extraer resultados de forma dinámica durante el proceso de optimización.

A diferencia de otros lenguajes como MATLAB o C++, Python combina potencia computacional, facilidad de escritura y acceso libre, lo que lo convierte en una herramienta ideal para entornos de investigación y desarrollo. Su sintaxis sencilla mejora la legibilidad y el mantenimiento del código, mientras que su activa comunidad científica proporciona abundantes recursos, documentación y soporte. En conjunto, esta integración entre Aspen HYSYS y Python permitió llevar a cabo un proceso de optimización robusto, flexible y eficiente, ajustado a las características específicas de los sistemas evaluados.

4.5 Planteamiento del problema de Optimización de la Instalación GOSP

En este trabajo se plantea un problema de optimización multiobjetivo con el fin de mejorar la eficiencia energética y productiva de una instalación GOSP. El objetivo es contribuir al desarrollo de operaciones más eficientes y sostenibles dentro de la industria petrolera, mediante la identificación de condiciones operativas que maximicen la recuperación de petróleo y minimicen el consumo energético.

La optimización se enfoca en evaluar y definir los parámetros óptimos de operación de los sistemas de separación existentes. El principal desafío radica en establecer las condiciones del tren de separación y compresión que permitan maximizar la rentabilidad del proceso, la cual está determinada principalmente por el volumen de petróleo crudo exportado y los requerimientos energéticos asociados.

Uno de los enfoques fundamentales de este estudio es restringir la optimización a variables operativas que puedan ser ajustadas por un operador típico de planta, sin necesidad de rediseñar o modificar los equipos instalados. Por esta razón, se excluyen del análisis aquellas variables que, por diseño, no pueden ser alteradas durante la operación normal de la instalación.

4.5.1 Funciones Objetivo

Se definieron dos funciones objetivo. La primera busca maximizar el caudal de crudo separado, lo cual se representa en el modelo como la minimización del valor negativo de este flujo. La segunda función objetivo consiste en minimizar la energía eléctrica requerida, con el fin de reducir los costos energéticos y mejorar la eficiencia global del proceso. La combinación de estos objetivos permite identificar las condiciones operativas que ofrecen el mejor compromiso entre producción y consumo energético en la instalación de separación y compresión.

$$\min(\text{Obj}) = \begin{cases} \text{Obj}_1 = -\text{Caudal de Crudo Separado} \\ \text{Obj}_2 = \text{Energía Eléctrica Requerida} \end{cases} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

4.5.2 Variables

En este trabajo se optimizaron ocho variables de diseño controlables clave de una planta de separación de petróleo y gas. Estas variables, que representan presiones y temperaturas en puntos estratégicos de la planta, fueron seleccionadas con el objetivo de maximizar la rentabilidad operativa y reducir los requerimientos energéticos. A continuación, se describen las variables seleccionadas:

Presión de los Separadores de Petróleo

El primer grupo de variables seleccionadas corresponde a las presiones de separación. Mantener una presión relativamente alta hasta la última etapa de separación puede favorecer la disolución de una mayor cantidad de metano (C1) y etano (C2) en el crudo. Sin embargo, estos componentes ligeros tienden a evaporarse en la etapa final, arrastrando también una fracción de hidrocarburos intermedios valiosos como el propano (C3), butano y pentano (C5). Por el contrario, si la presión es demasiado baja, el C1 y C2 se liberan en etapas tempranas, pero con ellos también puede perderse parte del C3–C5 [36]. A partir de este comportamiento, se infiere que existe un rango óptimo de presión que permite retener la mayor proporción posible de hidrocarburos intermedios en el crudo, mientras se limita el contenido de C1 y C2 en la corriente final para cumplir con las especificaciones de presión de vapor (RVP/TVP) del crudo exportado. Con base en esta lógica, las presiones del primer, segundo y tercer separador fueron seleccionadas como variables de optimización.

Temperatura de los Separadores de Petróleo

El segundo grupo de variables seleccionadas corresponde a las temperaturas de operación del segundo y tercer separador. La temperatura del primer separador se mantuvo fija en 70 °C, ya que, al incluirla como variable de optimización, el algoritmo tendía a reducirla al mínimo posible para minimizar el consumo energético del sistema. No obstante, temperaturas demasiado bajas en esta etapa afectan negativamente la eficiencia de separación, impidiendo una adecuada liberación de los gases disueltos en el crudo. En cambio, las temperaturas del segundo y tercer separador fueron consideradas variables de optimización debido a su influencia directa en la composición de las fases separadas y en la eficiencia global del tren de separación. Ajustar adecuadamente estas temperaturas

permite mejorar la recuperación de hidrocarburos intermedios, optimizando así la calidad del crudo exportado y reduciendo la carga sobre las etapas posteriores del proceso.

Temperatura de Entrada a los Separadores de Condensados

El último grupo de variables seleccionadas corresponde a las temperaturas de entrada a los separadores de condensados. Antes de que los gases ingresen al sistema de compresión, se enfrían con el fin de condensar y recuperar los líquidos presentes, los cuales se separan en los denominados separadores de condensados y posteriormente se recirculan al tren principal de separación. Estas temperaturas se regulan mediante el sistema de enfriamiento del gas proveniente de las distintas etapas del tren de separación, y tienen un impacto directo en la cantidad de hidrocarburos líquidos recuperados antes de la compresión. Optimizar estas temperaturas permite maximizar la recuperación de líquidos valiosos, reducir la carga sobre los compresores y mejorar la eficiencia energética del sistema.

4.5.3 Restricciones

La optimización del sistema considera restricciones sobre las variables de operación presentadas en la Tabla 23, incluyendo una función de penalización que asegura que la solución óptima permita la exportación del crudo con una presión de vapor Reid (RVP) inferior a 0,827 bar.

Tabla 23. Límites de las variables de decisión de la GOSP

Parámetro	Unidad	Rango Operacional
Presión del primer separador	bar	13,0 – 20,0
Presión del segundo separador	bar	6,0 – 10,0
Presión del tercer separador	bar	1,015 – 2,40
Temperatura del segundo separador	°C	65 – 75
Temperatura del tercer separador	°C	65 – 75
Temperatura de entrada al primer separador de condensados	°C	20 – 30
Temperatura de entrada al segundo separador de condensados	°C	20 – 30
Temperatura de entrada al tercer separador de condensados	°C	20 – 30
RVP	bar	< 0,827

Fuente: Adaptado de [88] & [89]

4.5.4 Parámetros del algoritmo genético

Para el desarrollo del proceso de optimización la configuración seleccionada consistió en una población de 100 individuos evaluados durante 100 generaciones y 281 generaciones. Se utilizó un operador de mutación del tipo Polynomial Mutation, mientras que la tasa de cruce fue establecida en 0,9, con el fin de asegurar una adecuada exploración del espacio de soluciones. Esta parametrización permitió balancear la diversidad poblacional con la convergencia hacia soluciones óptimas en términos de eficiencia energética y consumo de combustible.

El operador Polynomial Mutation es una técnica ampliamente utilizada en algoritmos genéticos, particularmente en problemas de optimización multiobjetivo con variables continuas. Este tipo de mutación introduce pequeñas variaciones en los individuos de la población con el objetivo de mantener la diversidad y evitar la convergencia prematura hacia óptimos locales. En la Tabla 24 se resumen los parámetros usados en la optimización.

Tabla 24. Parámetros de optimización

Parámetro	Configuración
Generaciones	100
Individuos	100
Mutación	<i>Polynomial Mutation</i>
Tasa de cruce	0,9

Fuente: Elaboración propia.

4.6 Planteamiento del problema de Optimización de los sistemas de cogeneración

4.6.1 Función Objetivo

En el presente estudio se plantea un sistema de cogeneración cuyo desempeño se evalúa a partir de dos funciones objetivo fundamentales. La primera está orientada a maximizar la eficiencia energética global del sistema, entendida como la relación entre la energía útil generada (eléctrica y térmica) y la energía primaria consumida. Este indicador permite

cuantificar el aprovechamiento integral del combustible y, por tanto, la efectividad del sistema en términos energéticos.

La segunda función objetivo busca minimizar el consumo de gas combustible por parte de la turbina gas. Este criterio responde tanto a consideraciones económicas —relacionadas con la posibilidad de destinar el combustible no utilizado a la venta— como ambientales, ya que una menor cantidad de combustible quemado implica una reducción directa en las emisiones de gases de GEI.

➤ **Maximizar eficiencia energética**

La función para maximizar la eficiencia energética se presenta en la Ecuación 4.6.

$$\eta_{en} = \frac{\sum_{i=1}^n (EP_i + TP_i)}{m_{fuel} * LHV} \quad \text{Ecuación 4.6}$$

Donde EP_i y TP_i son la producción eléctrica y térmica, respectivamente, m_{fuel} es la cantidad de combustible consumido y LHV es su poder calorífico inferior.

➤ **Reducción de consumo de Combustible**

Para evaluar la eficiencia del sistema de cogeneración analizado, es fundamental establecer la relación entre la cantidad teórica de gas necesaria para generar una determinada cantidad de energía útil y la cantidad real de gas consumido, la cual se desea reducir con la implementación del sistema de cogeneración. Esta reducción se logra mediante el ajuste de variables operativas clave, como la temperatura, la presión y otros parámetros propios del ciclo combinado, que permiten optimizar el aprovechamiento del calor residual y, con ello, disminuir el consumo específico de combustible.

$$R \frac{\text{Combustible usado}}{\text{Combustible Requerido en Teoría}} = f(T, P, V) \quad \text{Ecuación 4.7}$$

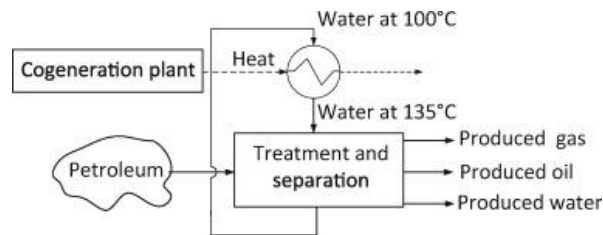
El valor de esta segunda función es determinado directamente por el algoritmo de optimización a partir de las variables de decisión y posteriormente verificado y corregido mediante simulación. Esta aproximación se debe a la complejidad del comportamiento termodinámico del ciclo combinado, cuya respuesta depende de múltiples parámetros operativos y condiciones de contorno que son modeladas de manera detallada en el simulador de procesos.

4.6.2 Variables

Agua de Calentamiento de crudo

El agua calentada por el condensador se utiliza para reducir la viscosidad del petróleo crudo antes de que entre al tren de separación. Calentar el petróleo facilita la separación de sus componentes (agua, gas, sedimentos, etc.) en los equipos posteriores como se muestra en la Figura 12.

Figura 12. Esquema simplificado del proceso de calentamiento



Fuente: Tomado de [57]

Presión de Entrada a la Turbina de Vapor

La presión de entrada a la turbina de vapor corresponde a la presión del vapor justo antes de su ingreso al equipo. Esta variable representa el nivel de energía con el que el vapor impulsa las paletas de la turbina para generar trabajo mecánico.

Su importancia radica en que una mayor presión de entrada está asociada a un mayor contenido de energía del vapor, lo que se traduce en un mayor potencial para realizar trabajo útil durante su expansión. Esto permite una mayor generación de electricidad con una mayor eficiencia. De manera análoga, se puede comparar con una corriente de agua a alta presión que acciona con mayor fuerza una rueda hidráulica, incrementando así el aprovechamiento energético del sistema.

Presión de salida de la turbina de vapor

La presión de salida de la turbina de vapor corresponde a la presión del vapor una vez ha completado su expansión dentro del equipo. Idealmente, esta presión debe mantenerse lo más baja posible —incluso cercana al vacío— con el fin de maximizar la cantidad de energía extraída del vapor.

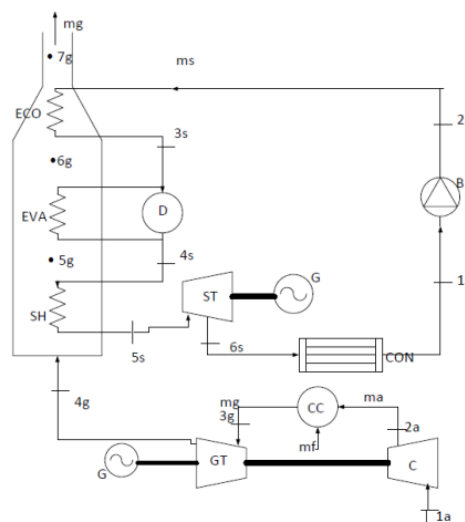
Una menor presión de salida permite una mayor expansión del vapor en la turbina, lo que se traduce en una mayor conversión de energía térmica en trabajo mecánico, incrementando así la generación eléctrica y la eficiencia del ciclo. Por el contrario, una presión de salida elevada indica que el vapor aún conserva una parte significativa de su energía, la cual no fue aprovechada en el proceso de conversión.

Pinch Point

El *Pinch Point* es la diferencia mínima de temperatura entre los gases de escape provenientes de la turbina de gas y el fluido (agua o vapor) que está siendo calentado. En el ciclo Ranking tiene lugar en el intercambiador de Calor y para el ciclo Combinado, este tiene lugar en el Generador de Vapor por Recuperación de Calor (HRSG).

Su relevancia radica en que el HRSG aprovecha el calor residual de los gases de escape para generar vapor, el cual alimenta la turbina de vapor en un ciclo combinado. Un Pinch bajo indica una transferencia de calor más eficiente, ya que implica que se está recuperando la mayor cantidad posible de energía térmica de los gases antes de que sean liberados al ambiente. Por el contrario, un Pinch elevado sugiere una menor recuperación de calor y, por tanto, una pérdida de energía útil, lo que reduce la eficiencia global del sistema. En la Figura 13 se presenta un diagrama típico de un sistema de cogeneración con HRSG.

Figura 13. Diagrama del ciclo combinado con un HRSG



Fuente: Tomado de [39]

ΔT entre el Vapor de Proceso y el Agua que se Calienta (Condensador)

Esta variable representa la diferencia de temperatura entre el vapor que, tras salir de la turbina, ha sido condensado, y el agua que se está calentando mediante el calor remanente de dicho condensado. En otras palabras, refleja cuán distante está térmicamente el fluido caliente (condensado) respecto al agua más fría que recibe su calor.

Su utilidad radica en que este intercambiador de calor permite recuperar parte de la energía térmica contenida en el vapor condensado. Un ΔT reducido indica una transferencia de calor más eficiente, ya que el condensado está cediendo una mayor cantidad de su energía al agua, elevando significativamente su temperatura. Esta agua precalentada puede utilizarse posteriormente para calentar el petróleo crudo antes del proceso de separación, disminuyendo así el requerimiento de energía adicional proveniente de combustibles. En cambio, un ΔT elevado sugiere un aprovechamiento menos eficiente del calor disponible, lo que puede traducirse en un mayor consumo energético global.

Temperatura de entrada a la turbina de vapor

La temperatura de entrada a una turbina de vapor en un ciclo combinado es la temperatura del vapor que ingresa a la turbina después de haber sido generado y sobrecalentado en la caldera de recuperación de calor (CRC), utilizando los gases calientes residuales de la turbina de gas. La temperatura de entrada a la turbina de vapor es crucial porque un aumento en esta temperatura incrementa la energía útil que puede extraerse del vapor al expandirse en la turbina, lo que mejora el rendimiento térmico global del ciclo combinado.

4.6.3 Restricciones

En todo proceso de optimización, especialmente en sistemas termodinámicos complejos como los ciclos combinados, es fundamental establecer límites realistas y técnicamente viables para cada una de las variables involucradas. Estas restricciones garantizan que las soluciones obtenidas no solo sean óptimas desde el punto de vista matemático, sino también físicamente factibles, seguras y operativamente sostenibles.

Las variables seleccionadas para el estudio, como la presión y temperatura de entrada y salida de la turbina de vapor, el *Pinch point* en el generador de vapor por recuperación (HRSG), y el diferencial de temperatura en el intercambiador de calor entre el condensado y el agua de servicio, se encuentran sujetas a rangos que reflejan tanto limitaciones

técnicas del equipo como consideraciones de eficiencia energética y seguridad operativa. Estos límites fueron definidos con base en datos de operación industrial, recomendaciones de fabricantes y literatura especializada, de manera que las soluciones propuestas se mantengan dentro de un marco de condiciones realistas y aplicables a entornos reales de producción.

En la Tabla 25 se detallan las restricciones consideradas para cada variable del modelo de optimización.

Tabla 25. Límites de las variables de decisión

Variable	Unidad /Servicio	Límites
Agua de Calentamiento	Medio de calentamiento	100-135 °C
ΔT entre corriente de entrada al condensador y Agua de Calentamiento	Condensador	10-30°C
Pinch Point	HRSG	10 -30°C
Temperatura del vapor sobrecalentado	Turbina de Vapor	400 -515 °C
Presión de Entrada a la Turbina de Vapor	Turbina de Vapor	15-40 bar
Presión de Salida de la Turbina de Vapor	Turbina de Vapor	1-12 bar

Fuentes: Adaptado de [19], [39], [58], [90].

4.6.4 Parámetros del algoritmo genético

Para el desarrollo de las optimizaciones de los sistemas de cogeneración se usaron los mismos parámetros presentados en la Tabla 24.

5. Resultados y Análisis

En este capítulo se presentan y analizan los principales resultados obtenidos del desarrollo del proceso de simulación y optimización tanto de la planta de separación crudo – gas, GOSP, como de los sistemas de cogeneración evaluados. En primer lugar, se desarrolla un análisis de sensibilidad de las variables de optimización de la instalación, con el fin de identificar los parámetros con mayor influencia en su desempeño. Posteriormente, se aplica un enfoque similar a los sistemas de cogeneración considerados, ciclo combinado y ciclo Rankine, evaluando cómo varían las funciones objetivo ante cambios en las variables de entrada. Finalmente, se presentan los frentes de Pareto obtenidos para cada uno de los casos de estudio, lo que permite visualizar las soluciones óptimas en función de los objetivos planteados. Estos resultados sirven como base para comparar el desempeño de las distintas configuraciones y facilitar la toma de decisiones orientadas a la eficiencia energética y la reducción de emisiones en instalaciones de separación.

5.1 Análisis de sensibilidad Instalación GOSP

En esta sección se presenta el análisis de sensibilidad realizado sobre la Instalación de Separación y Procesamiento de Gas y Petróleo, con el objetivo de evaluar la influencia de las variables de decisión definidas en el proceso de optimización. El análisis se centra en estudiar cómo el cambio individual de cada variable afecta el comportamiento de las funciones objetivo: el consumo de energía eléctrica y la recuperación de crudo.

Las condiciones base establecidas para el sistema corresponden a los siguientes valores operativos:

- Temperatura del Segundo Separador de Petróleo: 65,78 °C
- Temperatura del Tercer Separador: 65,00 °C
- Presión del Primer Separador de Petróleo: 20,00 bar
- Presión del Segundo Separador de Petróleo: 10,70 bar

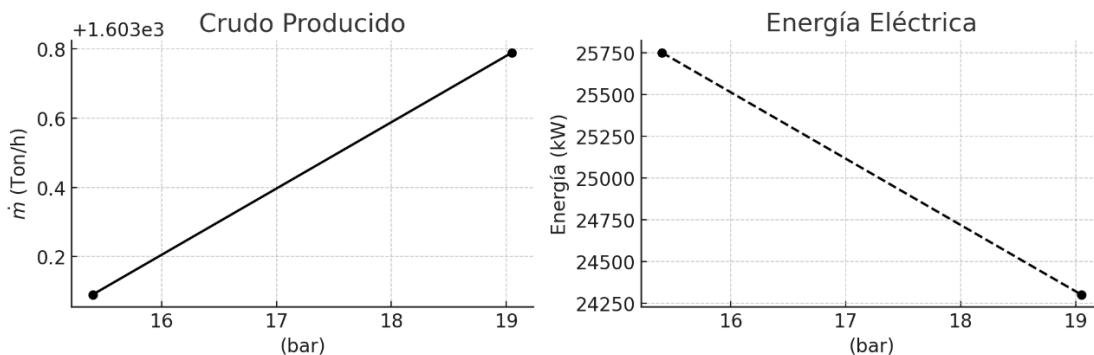
- Presión del Tercer Separador de Petróleo: 2,40 bar
- Temperatura de entrada al Primer Separador de Condensados: 20 °C
- Temperatura de entrada al Segundo Separador de Condensados: 20 °C
- Temperatura de entrada al Tercer Separador de Condensados: 20 °C

A partir de esta configuración base, se realizó una variación controlada de cada una de las variables, manteniendo constantes las demás, con el fin de identificar el impacto directo sobre los indicadores clave del proceso. Este análisis permite detectar los parámetros más sensibles y, por tanto, aquellos con mayor potencial de ajuste para lograr una operación más eficiente y una mayor recuperación de hidrocarburos.

5.1.1 Presión del Segundo Separador de Petróleo

En la Figura 14 se presentan los resultados del efecto de la variación de la presión del primer separador de petróleo sobre las dos funciones objetivo establecidas: la producción de crudo y el consumo de energía eléctrica.

Figura 14. Análisis de sensibilidad de la Presión del Primer Separador de Petróleo



Fuente: *Elaboración propia.*

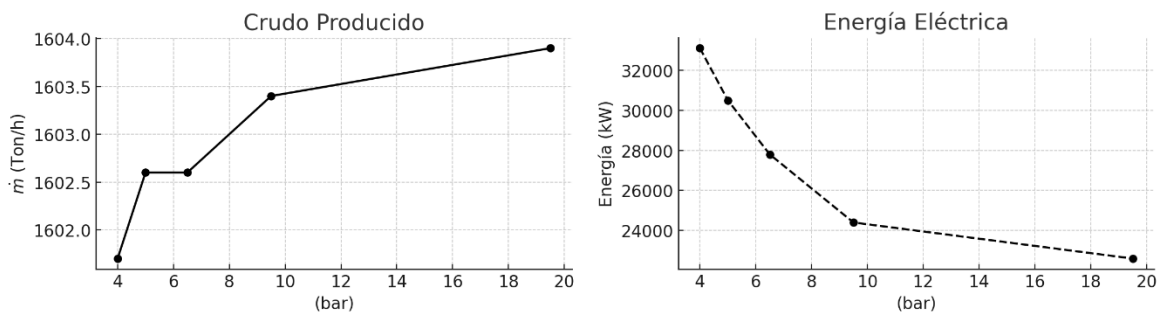
A una presión de 15,40 bar, el flujo de crudo producido es de 1.603,09 Ton/h, mientras que a 19,05 bar aumenta ligeramente a 1603,79 Ton/h. Este incremento representa apenas un 0,044%, por lo que no se justifica incrementar la presión del primer separador. Dada la composición del flujo analizado, una presión de aproximadamente 15 bar y 70°C en el primer separador, combinada con una adecuada separación en los dos separadores posteriores, permite una separación eficiente del fluido.

Por otro lado, el consumo eléctrico total de la planta disminuye de 25750 kW a 24300 kW al aumentar la presión de 15,40 a 19,05 bar. Esta reducción se debe a una menor demanda energética del sistema bajo condiciones de mayor presión, especialmente en lo relacionado con el manejo del gas separado. El sistema de compresión, que representa el principal consumidor de energía en esta instalación, se ve particularmente beneficiado. En especial, el primer compresor, encargado de comprimir la fracción gaseosa separada en el primer separador, requiere significativamente menos energía a 19,05 bar (8526,64 kW), debido a la menor relación de compresión necesaria.

5.1.2 Presión del Segundo Separador

La Figura 15 muestra los resultados del efecto de la variación de la presión del segundo separador sobre las funciones objetivo establecidas, considerando los valores de 4, 5, 6,5, 9,5 y 19,5 bar. Para este análisis se empleó un intervalo amplio, de 4 hasta 19,5 bar, con el fin de evaluar en mayor detalle el comportamiento de esta variable. No obstante, es importante señalar que la presión del segundo separador no debe exceder los límites operativos establecidos, los cuales se encuentran entre 4,5 y 8 bar.

Figura 15. Análisis de sensibilidad de la Presión del Segundo Separador de Petróleo



Fuente: Elaboración propia.

El aumento de presión mejora la recuperación de crudo. Al incrementar la presión de 4 a 19,5 bar, se obtienen 2,2 toneladas por hora adicionales de crudo. Sin embargo, este incremento no es proporcional a la presión aplicada, ya que la pendiente de crecimiento en la producción se reduce a presiones más altas.

En cuanto al consumo de energía eléctrica, este disminuye a medida que se incrementa la presión. Al pasar de 4 a 19,5 bar, la energía requerida se reduce de 33100 kW a 22600 kW, lo que representa una disminución del 31,72 %. Esta reducción es especialmente

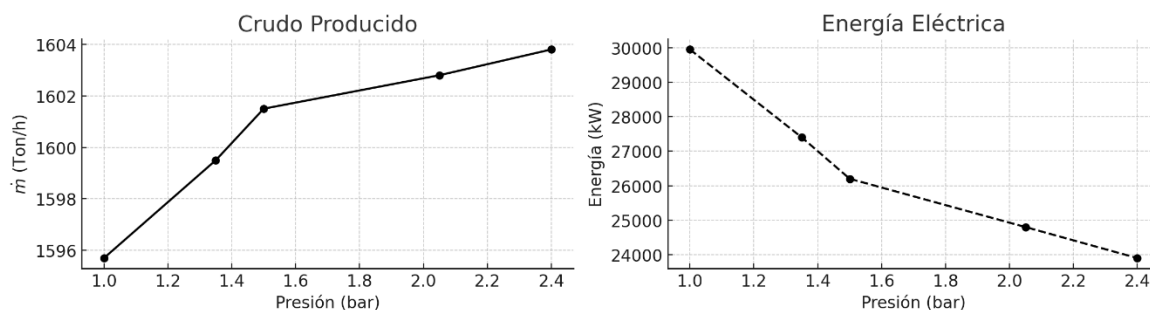
significativa en el primer tramo, entre 4 y 6,5 bar, con una caída de aproximadamente 5.000 kW, tras lo cual la disminución se hace más gradual.

Aunque aumentar la presión de 4 a 19,5 bar conlleva un incremento del 9,39 % en los requerimientos térmicos, un 4,8 % en los requerimientos de enfriamiento y un 5,07 % en el consumo energético de las bombas, el comportamiento mostrado en la Figura 15 se explica porque el sistema de compresión es el principal consumidor de energía en esta instalación. En particular, la energía requerida por el compresor que comprime la fracción gaseosa separada en el segundo separador varía significativamente con la presión: a 19,5 bar requiere solo 73,3 kW, mientras que a 8 bar asciende a 1143,32 kW, y a 4 bar alcanza los 2306 kW.

5.1.3 Presión del Tercer Separador

En la Figura 16 se presentan los resultados del efecto de la variación de la presión del tercer separador sobre las dos funciones objetivo establecidas, para presiones de 1,00; 1,35; 1,50; 2,05 y 2,40 bar.

Figura 16. Análisis de sensibilidad de la Presión del Tercer Separador de Petróleo



Fuente: Elaboración propia.

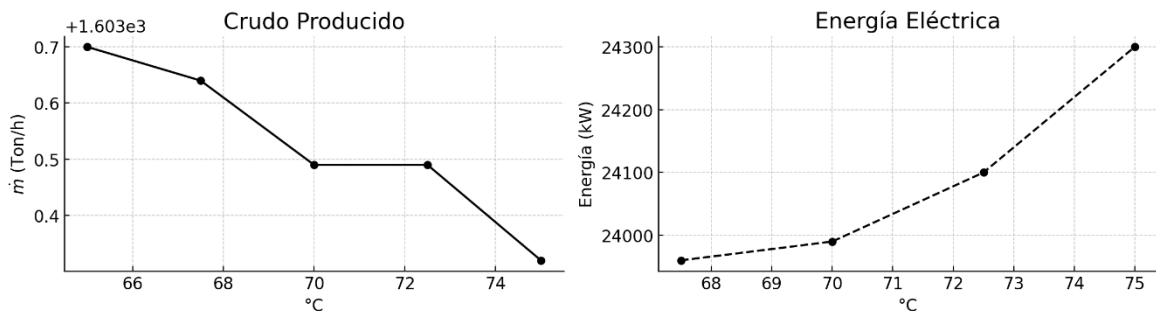
En términos de producción de crudo, se observa un incremento sostenido al aumentar la presión del separador, pasando de aproximadamente 1595,7 Ton/h a 1603,9 Ton/h, lo que representa un aumento relativo cercano al 0,51%. Este comportamiento indica una mejora en la eficiencia de separación de la fase líquida a presiones más elevadas.

Por otro lado, el consumo de energía eléctrica muestra una tendencia descendente a medida que aumenta la presión, Al pasar de 1 a 2,4 la energía requerida se reduce de 30000 kW a 24000 kW, lo cual equivale a una disminución del 20%.

5.1.4 Temperatura Segundo Separador de Petróleo

La Figura 17 presenta cómo se comportan la producción de crudo y el consumo eléctrico al modificar la temperatura del segundo separador, considerando los valores de 65, 67,5, 70, 72,5 y 75 °C.

Figura 17. Análisis de sensibilidad de la temperatura del Segundo Separador de petróleo



Fuente: Elaboración propia.

La producción de crudo presenta una tendencia decreciente a medida que aumenta la temperatura. Sin embargo, en el rango evaluado entre 65 °C y 75 °C, la disminución es mínima: pasa de 1603,70 a 1603,32 toneladas por hora, lo que representa una reducción de apenas 0,024 %. Esta leve caída se atribuye a una mayor volatilización del crudo a temperaturas más elevadas. En este contexto, no resulta necesario incrementar la temperatura por encima de 65 °C, ya que no se observa un beneficio significativo en la recuperación adicional de crudo.

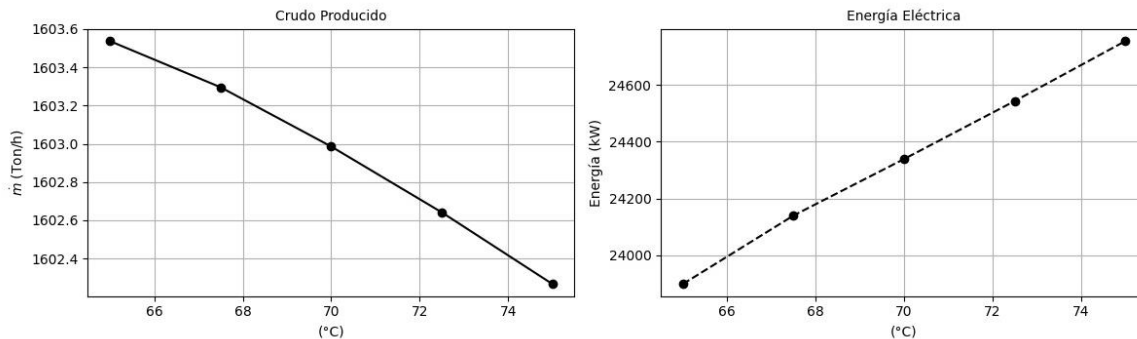
En cuanto al consumo de energía eléctrica, entre 67,5 °C y 75 °C se observa un incremento del 1,42 %, pasando de 23960 kW a 24300 kW en la energía total requerida por la instalación. Este aumento está principalmente asociado al incremento en la energía requerida para calentar el petróleo: mientras que alcanzar los 67,5 °C demanda 2249,14 kW, elevar la temperatura hasta 75 °C requiere 6155,04 kW.

Adicionalmente, también se incrementa la energía necesaria para los enfriadores que procesan la corriente de gas separada. A 67,5 °C, el enfriador consume 1550,2 kW, mientras que a 75 °C el requerimiento asciende a 1893,75 kW.

5.1.5 Temperatura Segundo Separador de Petróleo

La Figura 18 presenta cómo se comportan la producción de crudo y el consumo eléctrico al modificar la temperatura del segundo separador, considerando los valores de 65, 67,5, 70, 72,5 y 75 °C.

Figura 18. Análisis de sensibilidad de la temperatura del Tercer Separador de petróleo



Fuente: *Elaboración propia.*

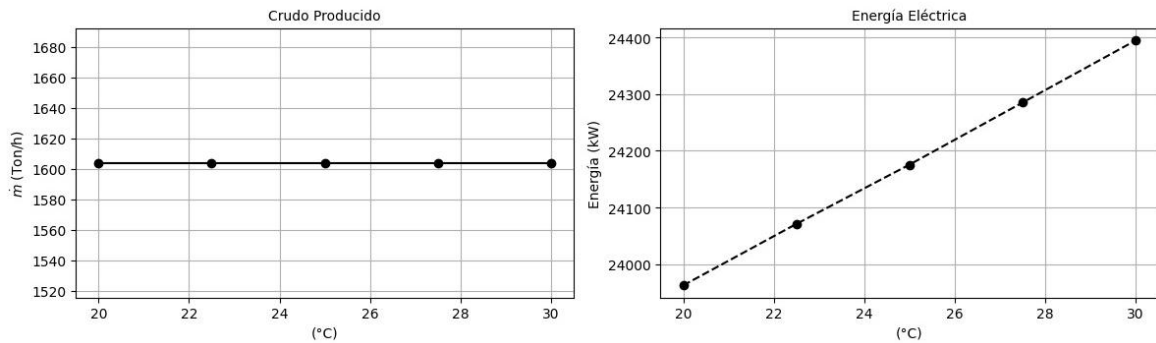
La producción de crudo, al igual que en el caso anterior, muestra una tendencia decreciente con el aumento de la temperatura. No obstante, en el rango evaluado entre 65 °C y 75 °C, la reducción es marginal: desciende de 1603,55 a 1602,35 toneladas por hora, lo que equivale a una disminución del 0,075 %. Esta ligera caída se debe a una mayor volatilización del crudo a temperaturas más altas. En este sentido, elevar la temperatura por encima de 65 °C no resulta justificado, ya que no se evidencian mejoras significativas en la recuperación de crudo.

Por otro lado, el consumo total de energía eléctrica de la instalación aumenta un 4,18 % al pasar de 23900 kW a 24900 kW entre 65 °C y 75 °C. Este incremento está asociado principalmente al mayor requerimiento energético para calentar el petróleo, así como al aumento en la energía consumida por los enfriadores encargados de procesar la corriente de gas separada.

5.1.6 Temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados

Para el primer separador la temperatura antes del enfriamiento es de desde 70 °C y se desea bajar esta temperatura hasta un rango entre 20 °C y 30 °C. La Figura 19 presenta los resultados del efecto de la variación de la temperatura de entrada al primer separador de condensados, sobre la producción de crudo y la energía eléctrica requerida considerando los valores de 20, 22,5, 25, 27,5 y 30 °C.

Figura 19. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados



Fuente: *Elaboración propia.*

Según los datos obtenidos, se observa que la variación de estas temperaturas no afecta la producción de crudo, la cual se mantiene constante en 1603,86 toneladas por hora para todas las condiciones evaluadas. Esto se debe a que la producción de crudo está principalmente influenciada por las condiciones operativas del tren de separación principal. Esto sugiere que el enfriamiento del gas hasta 30 °C es suficiente para condensar la fracción líquida recuperable en esta etapa, y enfriar por debajo de este valor no mejora significativamente la eficiencia de separación de líquidos.

Con relación al consumo de energía eléctrica, se observa una tendencia decreciente a medida que disminuye la temperatura de entrada del gas. Al reducir dicha temperatura de 30 °C a 20 °C, el consumo eléctrico total pasa de 24.400 kW a 23.980 kW, lo que representa una disminución del 1,75 %.

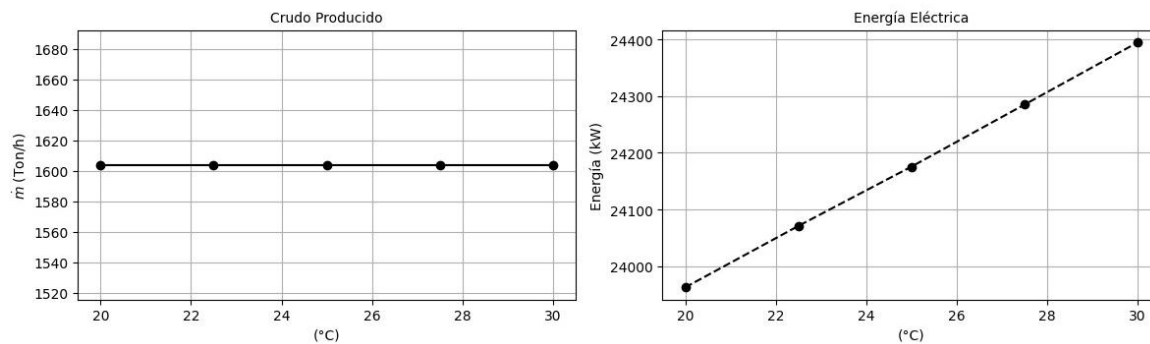
Para lograr el enfriamiento del gas hasta 30 °C se requiere una carga térmica de 4264 kW, mientras que para alcanzar los 20 °C se necesitan 5354 kW. No obstante, es importante resaltar que la energía eléctrica requerida por el compresor disminuye conforme se reduce

la temperatura de entrada del gas. Específicamente, al pasar de 30 °C a 20 °C, el consumo del compresor No. 1 se reduce de 8876 kW a 8524 kW, lo que representa una disminución de 3,97 %. Esta reducción se debe a que, a menor temperatura, el gas es más denso y ocupa menos volumen, lo que disminuye la carga de compresión.

5.1.7 Temperatura de Entrada al segundo Separador de Condensados

Para el segundo separador la temperatura antes del enfriamiento es de desde 65 °C. La Figura 20 presenta los resultados de la evaluación del efecto de la temperatura de entrada al primer separador de condensados, considerando los valores de 20, 22,5, 25, 27,5 y 30 °C.

Figura 20. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Segundo Separador de Condensados



Fuente: *Elaboración propia.*

Se observa que, al igual que en el caso de la temperatura de entrada al primer separador de condensados, la variación de esta variable no afecta la producción de crudo, la cual se mantiene constante en 1603,86 toneladas por hora para todas las condiciones evaluadas. Asimismo, se identifica una tendencia decreciente en el consumo de energía eléctrica a medida que disminuye la temperatura de entrada del gas, con una reducción del 1,75 % al pasar de 30 °C a 20 °C.

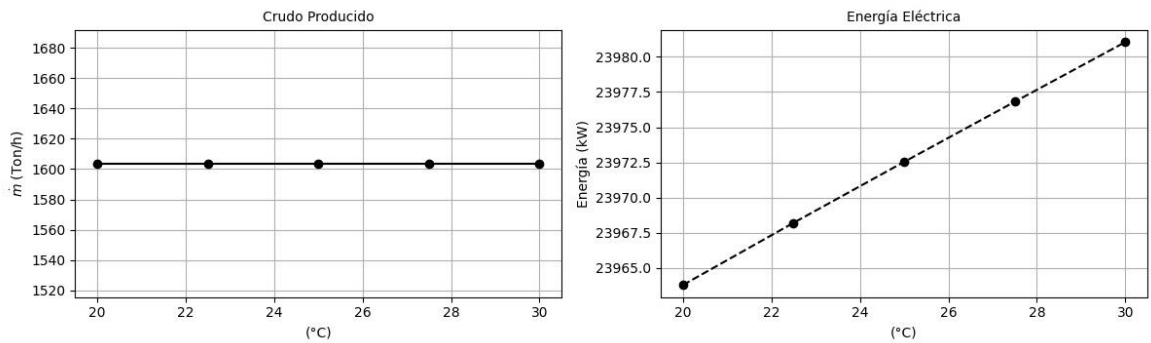
Para lograr el enfriamiento del gas hasta 30 °C se requiere de 964 kW, mientras que para alcanzar los 20 °C se necesitan 1264 kW. No obstante, es importante resaltar que la energía eléctrica requerida por el compresor disminuye conforme se reduce la temperatura de entrada del gas. Específicamente, al pasar de 30 °C a 20 °C, el consumo del compresor

No. 2 se reduce de 1914 kW a 1833 kW. Esto implica que operar el compresor con una entrada más caliente es menos eficiente energéticamente.

5.1.8 Temperatura de Entrada al segundo Separador de Condensados

Para el tercer separador la temperatura antes del enfriamiento es de desde 65 °C. La Figura 21 presenta los resultados de la evaluación del efecto de la temperatura de entrada al primer separador de condensados, considerando los mismos valores de 20, 22,5, 25, 27,5 y 30 °C.

Figura 21. Análisis de sensibilidad de la temperatura de Entrada al Tercer Separador de Condensados



Fuente: Elaboración propia.

Al igual que en los dos casos anteriores, la variación de esta temperatura no afecta la producción de crudo, la cual se mantiene constante en 1603,86 toneladas por hora en todas las condiciones evaluadas. De manera similar, se observa una tendencia decreciente en el consumo de energía eléctrica a medida que disminuye la temperatura de entrada del gas, pasando de 23982,5 kW a 30 °C a 23962,5 kW a 20 °C.

Para lograr el enfriamiento del gas hasta 30 °C se requieren 663,6 kW, mientras que para alcanzar los 20 °C se necesitan 543,6 kW. No obstante, es importante destacar que la energía eléctrica requerida por el compresor disminuye con la reducción de la temperatura de entrada del gas. Específicamente, el consumo del compresor No. 3 se reduce de 257,2 kW a 243,0 kW al pasar de 30 °C a 20 °C. Esto indica que, por cada grado Celsius de disminución en la temperatura, el consumo eléctrico del compresor se reduce aproximadamente en 1,5 kW. Teniendo en cuenta que, en la etapa posterior de control del punto de rocío, es necesario enfriar el gas hasta 10 °C y los resultados obtenidos, se recomienda fijar las temperaturas de entrada a los separadores de condensados en 20 °C.

Esto facilita los procesos de enfriamiento posteriores y optimiza el consumo energético de los compresores.

5.2 Resultados de la Optimización de la Instalación GOSP

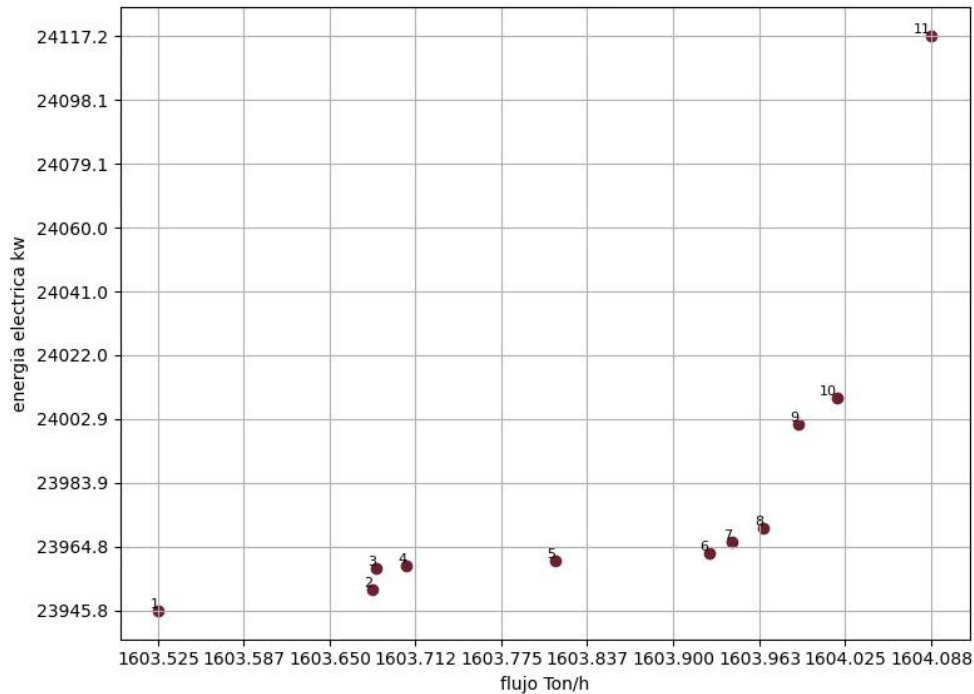
En esta sección se presentan y analizan los resultados obtenidos de la optimizaciones multiobjetivo de la GOSP con el objetivo de identificar la configuración operativa que permitan alcanzar un equilibrio adecuado entre las funciones objetivo.

A través de la aplicación de algoritmos de optimización multiobjetivo, se obtuvo el frente de Pareto que representan el conjunto de soluciones no dominadas obtenidas. De esta manera es posible visualizar y comprender las compensaciones entre la eficiencia eléctrica y la producción de crudo. Posteriormente, se analizó el frente de Pareto para identificar la solución que mejor se ajusta a los criterios definidos.

Frente de Pareto

En la Figura 22 se presenta el frente de Pareto obtenido de la optimización multiobjetivo con 100 generaciones para este sistema y en los anexos se presentan los detalles de cada solución.

Figura 22. Frente de Pareto GOSP con 100 generaciones



Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 22, se observa una relación no lineal de compromiso entre los dos objetivos del estudio. En las soluciones 1 a 5, se alcanza un consumo energético mínimo, aunque con una producción de crudo ligeramente menor. En contraste, las soluciones 9 a 11 permiten obtener un mayor flujo de crudo, pero a costa de un incremento considerable en el consumo de energía eléctrica.

La solución extrema enfocada en la eficiencia energética (solución 1) permite obtener un flujo de crudo de 1603,52 Ton/h con un requerimiento energético de 23945,79 kW. Por otro lado, la solución orientada a maximizar la producción (solución 11) alcanza un flujo de 1604,09 Ton/h, con un consumo de 24117,17 kW. Esto representa un aumento del 0,035 % en la producción y del 0,72 % en el consumo energético. Aunque estas diferencias pueden parecer pequeñas, es importante destacar que, en instalaciones de gran escala como una GOSP, incluso variaciones menores al 1 % pueden implicar impactos económicos significativos.

Para seleccionar la alternativa más conveniente dentro del frente de Pareto, se formula una función objetivo compuesta, orientada a la optimización global del sistema. Esta función incorpora simultáneamente los dos objetivos evaluados: (f_1) maximizar la

producción de crudo y (f_2) minimizar el consumo energético. Con el fin de reflejar la prioridad económica del proceso, se asignó un peso del 60 % a la producción y del 40 % al consumo energético, considerando que el valor económico del crudo recuperado supera el costo energético involucrado. La expresión matemática resultante es la siguiente:

$$\min(z) = -w_1 * f_1 + w_2 * f_2 \quad \text{Ecuación 5.1}$$

Donde w_1 representa el peso asignado al *objetivo 1* y w_2 el peso correspondiente al *objetivo 2*. Dado que la función objetivo compuesta está formulada como un problema de minimización, y el objetivo f_1 debe ser maximizado, este se multiplica por -1 para mantener la coherencia con la dirección del problema de optimización.

$$\min(z) = -0,6 * f_1 + 0,4 * f_2 = -9284650963 \quad \text{Ecuación 5.2}$$

La solución óptima, según la función objetivo compuesta, corresponde a la Opción No. 11. En la Tabla 26 se presentan las variables optimizadas de la solución 11.

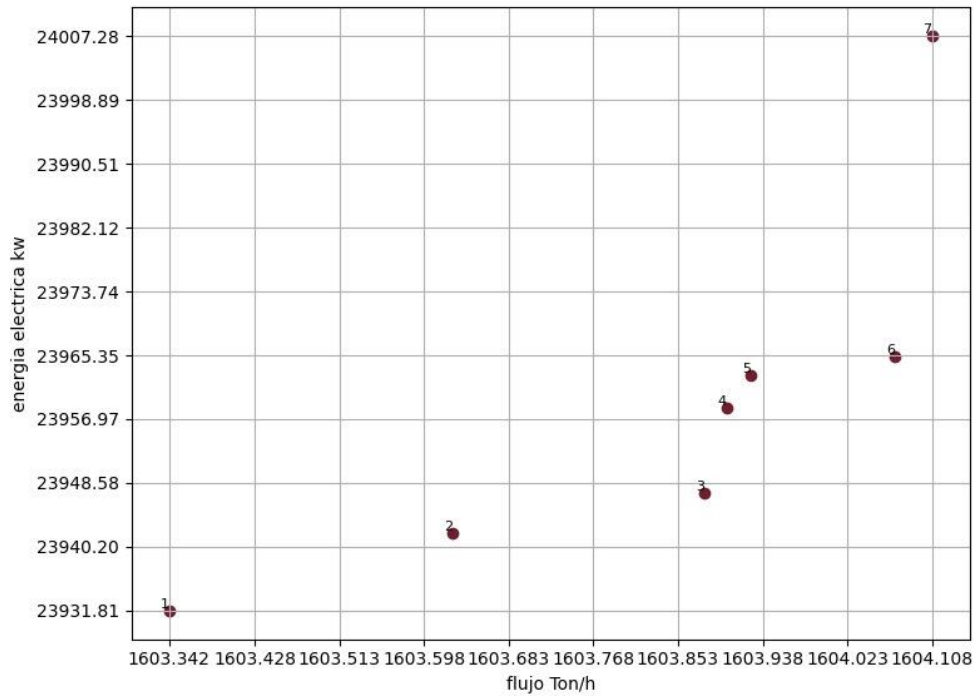
Tabla 26. Variables Optimizadas de la Instalación GOSP con 100 Generaciones

Variable	Valor
Temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados [°C]	20,81
Temperatura de Entrada al Segundo Separador de Condensados [°C]	29,79
Temperatura de Entrada al Tercer Separador de Condensados [°C]	24,46
Temperatura Segundo Separador [°C]	65,73
Temperatura del Tercer Separador [°C]	65,28
Presión Tercer Separador [bar]	239,79
Presión del Segundo Separador [bar]	605,79
Presión del Primer Separador [bar]	1999,02
Flujo de crudo obtenido [kg/h]	1604087,53
Energía Eléctrica [kW]	24117,17
Función objetivo compuesta Normalizada	-0,24

Fuente: Elaboración propia.

Se decidió ejecutar la optimización hasta 500 generaciones con el objetivo de evaluar los cambios en las soluciones no dominadas encontradas en las primeras 100 generaciones. Sin embargo, a partir de la generación 281 no se identificaron nuevas soluciones, por lo que el frente de Pareto obtenido en ese punto se considera final para el caso estudiado y se presenta en la Figura 23.

Figura 23. Frente de Pareto GOSP con 281 generaciones



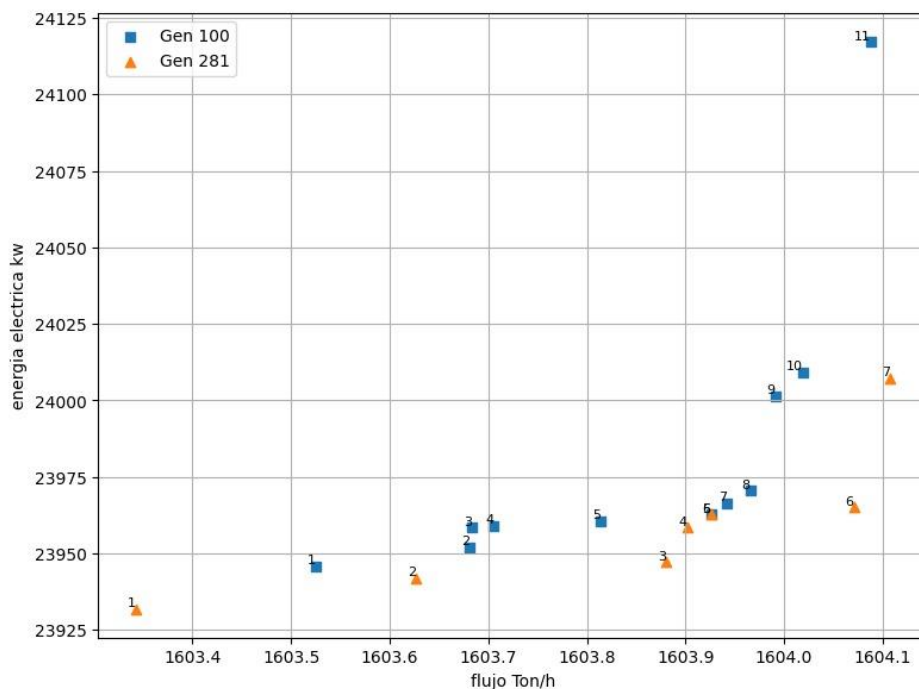
Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 23 se observa nuevamente una relación no lineal de compromiso entre los dos objetivos evaluados: producción de crudo y consumo energético. Las soluciones ubicadas en el rango 1 a 3 presentan un menor requerimiento de energía eléctrica, a costa de una ligera reducción del flujo de crudo producido. Por otro lado, las soluciones 6 y 7 muestran una producción de crudo ligeramente mayor, pero con un aumento considerable del consumo energético.

Por ejemplo, la Solución 1, que representa la opción de mínimo consumo energético, genera un flujo de 1603342,50 kg/h (1603,34 Ton/h) y requiere 23931,81 kW de energía eléctrica. En contraste, la Solución 7, que maximiza la producción, alcanza un flujo de 1604126,96 kg/h (1604,13 Ton/h) con un requerimiento energético de 23986,23 kW. Esta variación equivale a un incremento de apenas 0,049 % en el flujo de crudo, frente a un aumento del 0,23 % en el consumo eléctrico.

Cabe resaltar que la escasa variación en las funciones objetivo se debe a las características específicas del caso de estudio, así como a los límites y restricciones definidos durante el proceso de optimización. Como resultado, el rango de soluciones no dominadas es reducido, y las soluciones obtenidas presentan alta similitud entre sí.

Figura 24. Comparación de frentes de Pareto a 100 y 281 Generaciones



Fuente: *Elaboración propia.*

Para seleccionar la alternativa más conveniente dentro del frente de Pareto generado a las 281 generaciones, se utilizó la función objetivo compuesta (Ecuación 5.2). Los resultados indican que la mejor solución del nuevo frente de Pareto corresponde a la alternativa No. 6. Cabe destacar que las soluciones presentes en este nuevo frente no coinciden con las obtenidas a las 100 generaciones, como se puede observar en la Figura 24.

Las variables optimizadas de la solución No. 6 del nuevo frente de Pareto se presenta en la Tabla 27.

Tabla 27. Variables Optimizadas de la Instalación GOSP con 281 Generaciones

Variable	Valor
Temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados [°C]	20,00
Temperatura de Entrada al Segundo Separador de Condensados [°C]	20,00
Temperatura de Entrada al Tercer Separador de Condensados [°C]	20,36
Temperatura Segundo Separador [°C]	65,78
Temperatura del Tercer Separador [°C]	65,00

Presión Tercer Separador [bar]	2,40
Presión del Segundo Separador [bar]	10,70
Presión del Primer Separador [bar]	20,00
Flujo de crudo obtenido [kg/h]	1604070,62
Energía eléctrica requerida [kW]	23965,15
Función objetivo compuesta Normalizada	-0,31

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar cuál alternativa resulta más favorable entre la Solución No. 11 del frente correspondiente a 100 generaciones y la Solución No. 6 del frente con 281 generaciones, se compararon nuevamente los valores de las funciones objetivo. Esta comparación se realizó mediante la minimización de la función objetivo compuesta definida en la Ecuación 5.2. Los resultados se presentan en la Tabla 28.

Tabla 28. Valores de las Funciones Objetivo para la Mejor Solución del Frente de Pareto con 100 y 281 Generaciones

	100 Generaciones (Solución No. 11)	281 Generaciones (Solución No. 6)
Flujo de crudo obtenido [kg/h]	1604087,53	1604070,62
Energía eléctrica requerida [kW]	24117,17	23965,15
Función Objetivo Compuesta Normalizada	-0,24	-0,31

Fuente: Elaboración propia.

El menor valor de la función objetivo compuesta lo presenta la Solución No. 6, perteneciente al frente de Pareto obtenido tras 281 generaciones. Esto se debe a que la disminución en el flujo de crudo respecto a la Solución No. 11 (del frente de 100 generaciones) es apenas del 0,001 %, mientras que la reducción en el consumo energético alcanza el 0,63 %.

En general, las soluciones obtenidas tras 281 generaciones muestran un mejor compromiso entre los objetivos, lo cual es esperable, ya que un mayor número de generaciones permite al algoritmo NSGA-II explorar más exhaustivamente el espacio de búsqueda y refinar las soluciones hacia una frontera de Pareto más óptima.

Sin embargo, esta mejora en los resultados conlleva un aumento significativo en la carga computacional. En este caso específico, las diferencias entre ambos frentes no superaron el 1 %, por lo que se sugiere, para estudios con características similares, limitar la optimización a 100 generaciones, logrando así un buen equilibrio entre calidad de solución y eficiencia computacional.

En la Tabla 29 se comparan los valores de las variables de decisión antes y después de la optimización, con el fin de evaluar su impacto sobre el consumo energético y la producción de crudo.

Tabla 29. Comparación entre condiciones base y optimizadas de la Instalación GOSP

Variable	Caso Base	Caso Optimizado
Temperatura de Entrada al Primer Separador de Condensados [°C]	35	20
Temperatura de Entrada al Segundo Separador de Condensados [°C]	35	20
Temperatura de Entrada al Tercer Separador de Condensados [°C]	35	20,36
Temperatura Segundo Separador [°C]	70	65,78
Temperatura del Tercer Separador [°C]	70	65
Presión Tercer Separador [bar]	1,5	2,4
Presión del Segundo Separador [bar]	6	10,7
Presión del Primer Separador [bar]	15,38	20
Flujo de crudo obtenido [kg/h]	1597282,08	1604070,62
Energía eléctrica requerida [kW]	26488,23	23965,15

Fuente: Elaboración propia.

El caso optimizado muestra una reducción notable del consumo energético (9,52 %), y un aumento del 0,43 % en el nivel de producción de crudo. Esto implica una mejora considerable en la eficiencia del proceso, ya que se requiere menos energía para obtener una cantidad mayor de crudo. Desde una perspectiva operativa y económica, esta optimización resulta favorable, especialmente en instalaciones donde la energía eléctrica representa un costo significativo o está limitada, como en plataformas offshore.

5.3 Análisis de sensibilidad de los Sistemas de cogeneración

En esta sección se presenta el análisis de sensibilidad de las variables de decisión de los sistemas de cogeneración evaluados, con el objetivo de establecer las correlaciones entre

estas variables y su efecto sobre las dos funciones objetivo: la eficiencia energética global del sistema y la fracción de gas natural requerida para cubrir la demanda energética.

5.3.1 Temperatura de entrada a la turbina de vapor

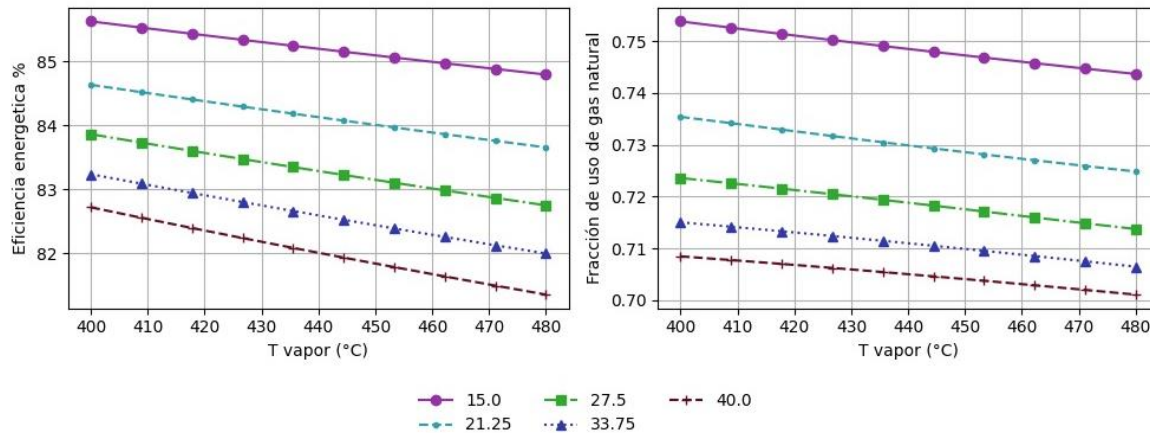
En esta sección se analiza el efecto de la temperatura de entrada a la turbina de vapor, en un intervalo entre 400 a 480 °C, sobre la eficiencia energética del sistema (%) y el consumo de combustible (%). Este análisis se realiza en función de tres variables de decisión: la presión de entrada a la turbina de vapor, la diferencia de temperatura en el condensador (ΔT condensador) y el Pinch Point.

En todos los casos, se considera una presión de salida de la turbina de vapor de 2 bar, ya que este valor garantiza que no se produzca cruce de temperaturas en el condensador dentro de los rangos de operación analizados.

Presión de entrada a la turbina de vapor

En la Figura 25 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto de la presión de entrada a la turbina de vapor sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la temperatura de entrada a la turbina de vapor (Eje X). Los valores evaluados para la presión de entrada a la turbina de vapor son: 15, 21,25; 27,5; 33,75 y 40 bar, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante tanto el ΔT condensador, como el Pinch Point de 10 °C.

Figura 25. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto a la Presión de entrada a la turbina de vapor



Fuente: *Elaboración propia.*

De acuerdo con la Figura 25 tanto la eficiencia energética como el consumo de combustible disminuyen al aumentar la temperatura de entrada a la turbina, independientemente de la presión analizada. En este sentido, la máxima eficiencia energética se alcanza a una temperatura de 400 °C y una presión de 15 bar, mientras que el menor consumo de combustible se presenta a 480 °C y 40 bar. Este comportamiento se debe a que cuando el vapor ingresa a la turbina con una presión y temperatura más elevadas, su entalpía y exergía son mayores, lo que se traduce en un mayor potencial para realizar trabajo y así la instalación puede suplir más energía por medio del sistema de cogeneración.

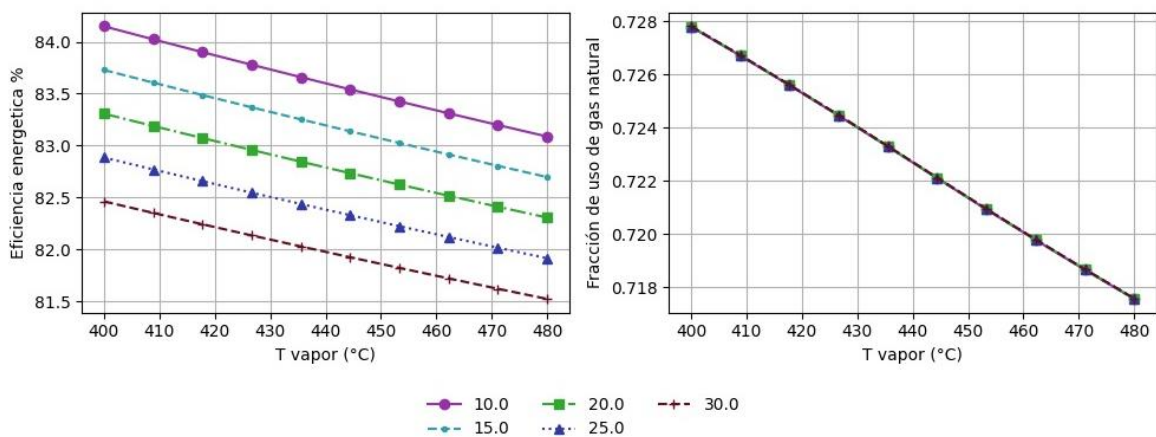
Además, una presión de entrada más alta permite una mayor relación de expansión a lo largo de la turbina, lo que significa que el vapor puede transferir una proporción más significativa de su energía para mover las palas, generando así más trabajo por unidad de masa. Esto se ve reforzado por una mayor caída de entalpía entre la entrada y la salida de la turbina, lo cual está directamente relacionado con la cantidad de energía mecánica que puede ser extraída. A su vez, dado que ciertas pérdidas del sistema, como las asociadas a la fricción o a fugas, son prácticamente constantes, el hecho de procesar una mayor cantidad de energía por unidad de masa hace que dichas pérdidas representen una fracción menor del trabajo total producido, mejorando la eficiencia global. El ingreso de vapor en condiciones más exigentes también permite un diseño más eficiente de las múltiples etapas de álabes de la turbina, asegurando una extracción de energía más uniforme a lo largo de su recorrido.

En contraste, cuando el vapor entra a la turbina con menor presión y temperatura, tanto su entalpía como su exergía disminuyen, reduciendo así la cantidad de trabajo que puede ser extraído. Esto implica una menor caída de entalpía y, en consecuencia, una menor generación de potencia por kilogramo de vapor. En el contexto de un ciclo combinado, esta menor contribución del ciclo de vapor obliga a depender más del calor de escape de la turbina de gas para producir vapor, lo que resulta en una generación de potencia total más baja a partir del mismo recurso térmico. Como consecuencia, la turbina de gas debe compensar la falta de potencia incrementando su generación, lo que a su vez exige un mayor consumo de combustible para alcanzar la misma producción energética total, reduciendo así la eficiencia global del ciclo combinado.

Diferencia de temperatura en el condensador

En la Figura 26 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto el ΔT en el condensador sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la temperatura de entrada a la turbina de vapor (Eje X). Los valores evaluados para el ΔT en el condensador son: 10, 15, 20, 25 y 30°C, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante el Pinch Point en 10 °C y la presión de entrada a la turbina de vapor en 25 bar.

Figura 26. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto a la diferencia de temperatura en el condensador



Fuente: Elaboración propia.

Al igual que en el caso anterior, se observa que la eficiencia energética disminuye a medida que aumenta la temperatura de entrada a la turbina de vapor, independientemente del valor de ΔT en el condensador, lo que se relaciona con que una menor diferencia de

temperatura (ΔT) en el condensador conduce a una mayor eficiencia energética del sistema.

Para todos los ΔT evaluados, la eficiencia presenta una reducción aproximada de 1,1 puntos porcentuales al aumentar la temperatura de entrada de vapor de 400 °C a 480 °C. Por otro lado, si el ΔT disminuye de 30 °C a 10 °C, se obtiene un aumento de eficiencia de aproximadamente 2,31 % en cualquier punto del rango de temperatura analizado.

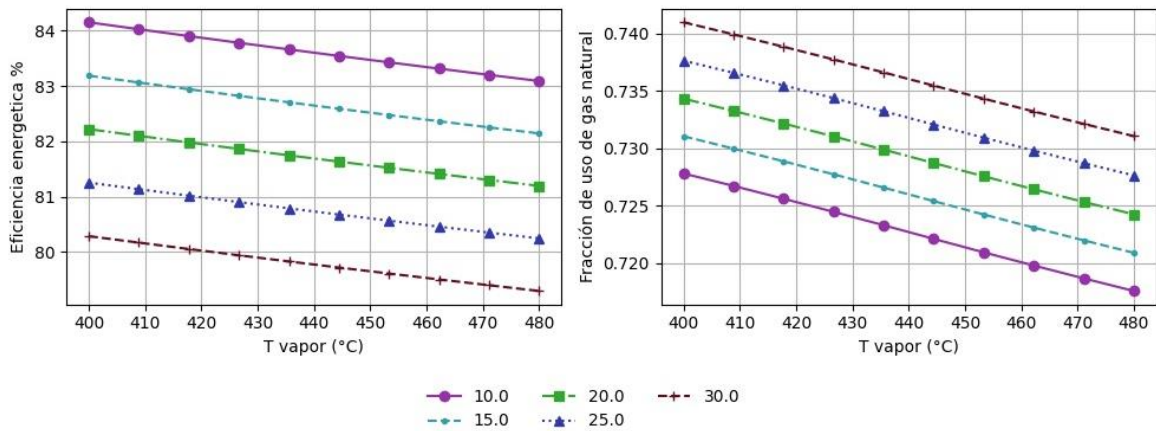
En cuanto a la fracción de uso de gas natural (gráfica derecha), aunque visualmente parece que solo se muestra una curva, en realidad los cinco casos correspondientes a los distintos ΔT están superpuestos, dado que el comportamiento es prácticamente idéntico en todos ellos. Esta gráfica permite concluir que el consumo de gas natural disminuye con el aumento de la temperatura de entrada a la turbina, y que la sensibilidad del consumo de combustible al ΔT del condensador es despreciable en este análisis.

Este comportamiento se debe a que al disminuir la diferencia de temperatura (ΔT) entre el vapor condensado y el agua que se calienta, se mejora la eficiencia del proceso de transferencia de calor en el intercambiador. Un ΔT menor implica, menores pérdidas de calor hacia el entorno, ya que la diferencia de temperatura con el ambiente también se reduce. Esta mejora en la transferencia térmica permite alcanzar una mayor temperatura del agua calentada, lo que reduce la necesidad de energía adicional para llevar el crudo a su temperatura óptima en el tren de separación. Sin embargo, el impacto de esta variable es menos significativo en comparación con el de la presión del vapor, ya que esta última influye directamente en la generación de energía eléctrica a través de la turbina de vapor. En contraste, la variación en el ΔT no afecta de forma directa la cantidad de electricidad producida por el ciclo combinado, lo que limita su efecto en el desempeño global del sistema desde el punto de vista energético.

Pinch Point

En la Figura 27 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto del Pinch Point sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la temperatura de entrada a la turbina de vapor (Eje X). Los valores evaluados para el ΔT en el Pinch Point son: 10, 15, 20, 25 y 30 °C, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante el ΔT en el condensador en 10 °C y la presión de entrada a la turbina de vapor en 25 bar.

Figura 27. Análisis de Sensibilidad de la Temperatura de entrada a la turbina de vapor con respecto al Pinch Point



Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 27, una menor diferencia de temperatura mínima (Pinch Point) permite alcanzar la mayor eficiencia energética y el menor consumo de combustible. Al reducir el Pinch de 30 °C a 10 °C, en cualquier punto del rango de temperaturas de entrada a la turbina de vapor evaluadas, la eficiencia energética se incrementa en un 4,61 %, mientras que el consumo de combustible disminuye en un 1,76 %.

Este comportamiento se explica porque al disminuir el Pinch Point se posibilita una mayor transferencia de calor hacia el agua, lo que incrementa la eficiencia térmica global de la planta. En consecuencia, una menor diferencia de temperatura entre los flujos caliente y frío mejora la efectividad del intercambiador de calor. A medida que el sistema se vuelve más eficiente, se requiere una menor cantidad de gas combustible para satisfacer la demanda energética de la instalación.

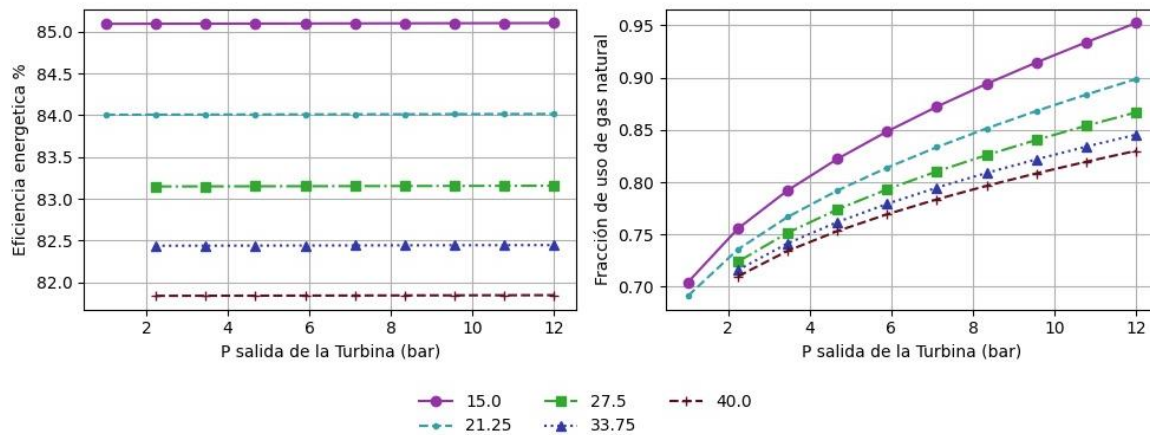
5.3.2 Presión de salida de la turbina vapor

En esta sección se analiza el efecto de la presión de salida de la turbina vapor, en un rango de 2 a 12 bar, sobre la eficiencia energética del sistema (%) y el consumo de combustible (%). Este análisis se realiza en función de tres variables de decisión: la presión de entrada a la turbina de vapor, la diferencia de temperatura en el condensador (ΔT condensador) y el Pinch Point. En todos los casos, se considera una temperatura de entrada de la turbina de vapor de 450°C.

Presión de entrada a la turbina de vapor

En la Figura 28 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto de la presión de entrada a la turbina de vapor sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la presión de salida de la turbina vapor (Eje X). Los valores evaluados para la presión de entrada a la turbina de vapor son: 15, 21,25; 27,5; 33,75 y 40 bar, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante tanto el ΔT condensador y como el Pinch Point de 10 °C.

Figura 28. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina vapor con respecto a la Presión de entrada a la turbina de vapor



Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 28, la eficiencia energética se mantiene prácticamente constante al aumentar la presión de salida de la turbina de vapor; sin embargo, la fracción de consumo de gas natural se incrementa de forma considerable. Por ejemplo, para una presión de entrada de 15 bar, elevar la presión de salida de 1,5 a 12 bar genera un aumento del 34,5 % en el consumo de gas natural.

Por otro lado, la eficiencia energética mejora al reducir la presión de entrada a la turbina de vapor. En particular, al disminuir esta presión de 40 a 15 bar, la eficiencia se incrementa en un 3,78 %. No obstante, este cambio también conlleva un aumento del 15,06 % en el consumo de gas natural.

Este comportamiento se debe a que, si bien un aumento en la presión de salida de la turbina de vapor reduce la caída de presión y, por tanto, la caída de entalpía a lo largo de

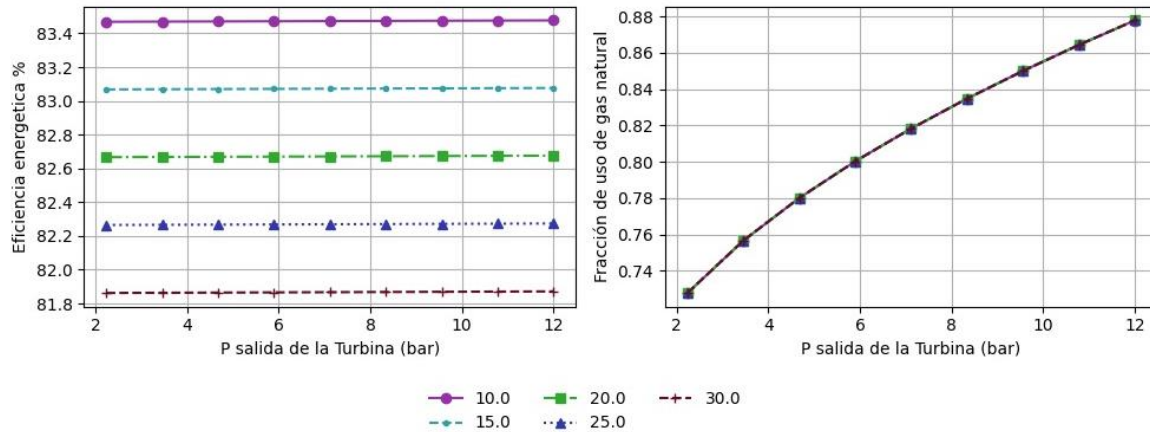
la turbina, lo que en principio tendería a disminuir la eficiencia del ciclo de vapor, este efecto es compensado en gran medida por el diseño del ciclo de cogeneración. En este tipo de configuración, el calor disponible a la salida de la turbina de vapor se reutiliza para calentar agua, lo que contribuye a mejorar la eficiencia térmica global del sistema.

Sin embargo, este aprovechamiento térmico no evita que el ciclo de vapor genere menos trabajo neto cuando la presión de salida es más alta, debido a la menor expansión del vapor. Como consecuencia de esta menor producción eléctrica, la turbina de gas debe compensar la diferencia para mantener la generación total del ciclo, lo cual implica un mayor consumo de gas natural. Por tanto, a medida que la presión de salida de la turbina de vapor se incrementa, también lo hace la fracción de gas natural requerida para satisfacer la demanda energética del sistema, lo que impacta negativamente el rendimiento en términos de consumo de combustible.

Diferencia de temperatura entre el condensador y el agua de servicio.

En la Figura 29 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto el ΔT en el condensador sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la presión de salida de la turbina vapor (Eje X). Los valores evaluados para el ΔT en el condensador son: 10, 15, 20, 25 y 30°C, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante el Pinch Point en 10 °C y la presión de entrada a la turbina de vapor en 25 bar.

Figura 29. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina de vapor con respecto a la diferencia de temperatura en el condensador



Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo con la Figura 29, la eficiencia energética se mantiene constante para cada valor de ΔT en el condensador, cuando se incrementa la presión de salida de la turbina de vapor. No obstante, la fracción de consumo de gas natural si aumenta con la presión de salida: al pasar de 2 a 12 bar, el requerimiento de gas natural se incrementa en un 15,2 %.

Asimismo, se observa que una menor ΔT en el condensador permite alcanzar una mayor eficiencia energética. Por ejemplo, al reducir el ΔT de 30 °C a 10 °C, la eficiencia aumenta en un 1,82 %. Sin embargo, esta variación en el ΔT no presenta ningún efecto sobre el consumo de combustible.

Este comportamiento se debe a que el diseño y la operación del sistema de recuperación de calor están configurados para mantener una diferencia de temperatura más o menos fija entre el vapor condensado y el agua que se calienta, y así puede suplir los requerimientos térmicos.

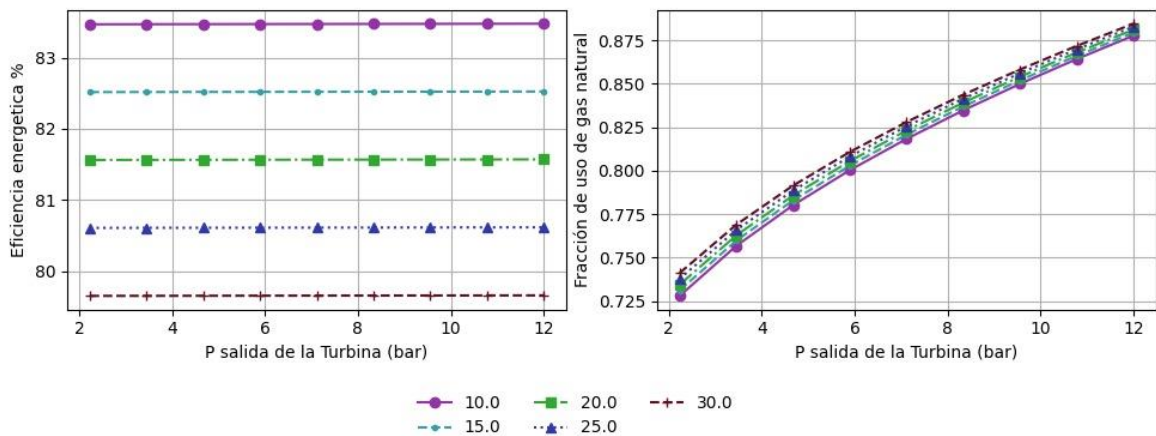
Por otra parte, un mayor ΔT en el condensador, manteniendo constante la temperatura del agua de entrada, implica que el vapor condensado tiene una temperatura más elevada. Esta mayor temperatura de condensación está asociada a una mayor presión de salida de la turbina de vapor, ya que la temperatura de saturación del vapor aumenta con la presión. Como se ha analizado previamente, un incremento en la presión de salida reduce el trabajo neto generado por el ciclo de vapor y, en consecuencia, incrementa la fracción de gas natural requerida para mantener la producción total de energía. Además, un ΔT más alto indica una menor eficiencia en la transferencia de calor hacia el agua, lo que significa que

se está desaprovechando parte del potencial térmico del condensado, el cual se encuentra a una temperatura superior a la necesaria para calentar el agua al nivel requerido. Esta menor recuperación de calor útil conlleva una mayor demanda de fuentes térmicas adicionales para compensar la falta de aprovechamiento del calor residual, afectando negativamente el desempeño energético global del sistema.

Pinch Point

En la Figura 30 se presenta el análisis de sensibilidad del efecto de la variación del Pinch Point sobre la eficiencia energética y el consumo de combustible (Ejes Y) con respecto a la presión de salida de la turbina de vapor (Eje X). Los valores evaluados para el Pinch Point son: 10, 15, 20, 25 y 30°C, para llevar a cabo los análisis se mantuvo constante el ΔT en el condensador en 10 °C y la presión de entrada a la turbina de vapor en 25 bar.

Figura 30. Análisis de Sensibilidad de la Presión de salida de la turbina de vapor con respecto al Pinch Point



Fuente: Elaboración propia.

Con base en la Figura 30, es posible establecer que la eficiencia energética se mantiene constante para cada valor de Pinch Point a medida que se incrementa la presión de salida de la turbina de vapor. No obstante, un aumento en dicha presión sí implica un mayor consumo de gas natural: en este caso, al pasar de 2 a 12 bar, la fracción de gas requerido se incrementa en un 20,54 %.

Por otro lado, una disminución en el Pinch Point conduce a una mayor eficiencia energética. Por ejemplo, al reducirlo de 30 °C a 10 °C, la eficiencia mejora en un 3,86 %.

Sin embargo, la influencia del Pinch Point sobre el consumo de gas natural es muy limitada; por ello, en la Figura 30 se observa que las curvas correspondientes a distintos Pinch Point están muy próximas entre sí.

Este comportamiento se debe a que un *Pinch Point* más bajo indica una transferencia de calor más eficiente entre los gases de escape y el agua/vapor. Esta mayor eficiencia permite extraer una mayor cantidad de energía térmica de los gases de escape, lo que se traduce en una mayor generación de vapor o en vapor de mejor calidad (es decir, a mayor presión y temperatura). Como resultado, la turbina de vapor puede producir más trabajo mecánico, lo que incrementa la eficiencia térmica del ciclo combinado, ya que se obtiene más electricidad por la misma cantidad de energía térmica proveniente del combustible.

Por el contrario, un *Pinch Point* más alto reduce la eficiencia de transferencia de calor, limitando la cantidad de energía útil extraída de los gases de escape. Esto conlleva una menor generación de vapor o vapor de menor calidad, lo que reduce la capacidad de la turbina de vapor para generar electricidad. En consecuencia, el ciclo de gas debe asumir una mayor proporción de la generación total de energía, lo que implica un mayor consumo de gas natural y una disminución en la eficiencia global del sistema.

5.4 Resultados de la Optimización de los sistemas de cogeneración

En esta sección se presentan y analizan los resultados obtenidos a partir de las optimizaciones multiobjetivo aplicadas a los sistemas de cogeneración evaluados: el ciclo combinado y el ciclo Rankine. El objetivo de estas optimizaciones es identificar configuraciones operativas que permitan alcanzar un equilibrio adecuado entre las funciones objetivo.

A través de la aplicación de algoritmos de optimización multiobjetivo, se obtuvieron frentes de Pareto que representan el conjunto de soluciones no dominadas para cada uno de los ciclos analizados. Estos frentes permiten visualizar y comprender las compensaciones entre la eficiencia térmica, el aprovechamiento energético y el consumo de combustible.

Posteriormente, se analizan los frentes de Pareto para identificar la solución que mejor se ajusta a los criterios definidos. Finalmente, se presenta una comparación entre ambos

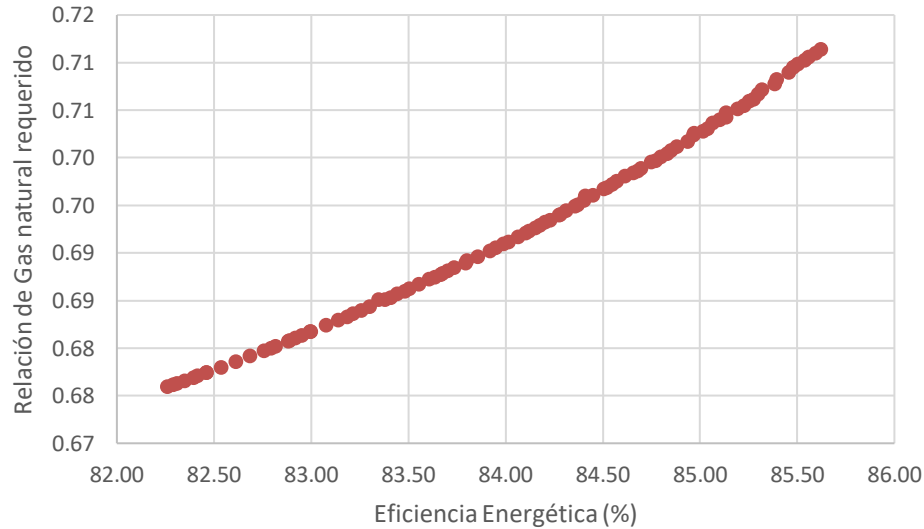
ciclos con base en los resultados obtenidos, lo que permite evaluar sus ventajas y limitaciones bajo las mismas condiciones de operación y requerimientos energéticos.

5.4.1 Frente de Pareto Ciclo Combinado

A continuación, se presentan los resultados de la cogeneración usando el Ciclo Combinado, con el fin de evaluar su desempeño para aprovechar el calor residual disponible de los gases exosto de la turbina de gas. En la

Figura 31 se presenta el frente de Pareto obtenido de la optimización multiobjetivo para este sistema y en los anexos se presentan los detalles de cada solución.

Figura 31. Frente de Pareto Ciclo Combinado



Fuente: Elaboración propia.

En el frente de Pareto observamos una clara correlación negativa entre la eficiencia y la relación de gas natural. Es decir, cuando se reduce el consumo de gas, también disminuye la eficiencia y a mayor consumo de gas, se puede lograr una eficiencia más alta.

Para poder elegir la mejor solución del frente de Pareto se planteó una función objetivo compuesta, orientada a la optimización global del sistema. Esta función considera las dos funciones objetivo evaluadas: (f_1) la maximización de la eficiencia energética del proceso y (f_2) la minimización del consumo de combustible destinado a la generación de energía. Con el fin de reflejar la prioridad relativa entre ambos objetivos, se asigna un peso del 40 % al primero y del 60 % al segundo. Si bien la mejora de la eficiencia energética es un aspecto

relevante para el desempeño técnico del sistema, se considera prioritario reducir el consumo de combustible. Esta decisión se fundamenta en dos aspectos clave: por un lado, el combustible no utilizado puede ser comercializado, lo cual representa una oportunidad de ingreso económico adicional; por otro lado, al evitar su combustión se reduce la emisión de GEI, contribuyendo así al cumplimiento de objetivos ambientales y normativos. Quedando la Ecuación 5.3

$$\min(z) = -w_1 * f_1 + w_2 * f_2 \quad \text{Ecuación 5.3}$$

Donde w_1 representa el peso asignado al *objetivo 1* y w_2 el peso correspondiente al *objetivo 2*. Dado que la función objetivo compuesta está formulada como un problema de minimización, y el objetivo f_1 debe ser maximizado, este se multiplica por -1 para mantener la coherencia con la dirección del problema de optimización.

$$\min(z) = -0,4 * f_1 + 0,6 * f_2 = -33,8224 \quad \text{Ecuación 5.4}$$

La solución óptima, según la función objetivo compuesta, corresponde a la Opción No. 3. En la Tabla 30 se presentan las variables optimizadas que permiten alcanzar una eficiencia energética del 85,62%, en contraste con el 32% obtenido en el ciclo de turbina simple analizado en el caso base. Además del notable incremento en eficiencia, esta configuración logró una reducción del 28,86% en el consumo de combustible. Esta solución permite un aumento significativo en la eficiencia, a cambio de un incremento relativamente pequeño en la relación de gas natural, lo cual representa un compromiso favorable desde el punto de vista energético.

Tabla 30. Resultados de Parámetros del Ciclo de Combinado

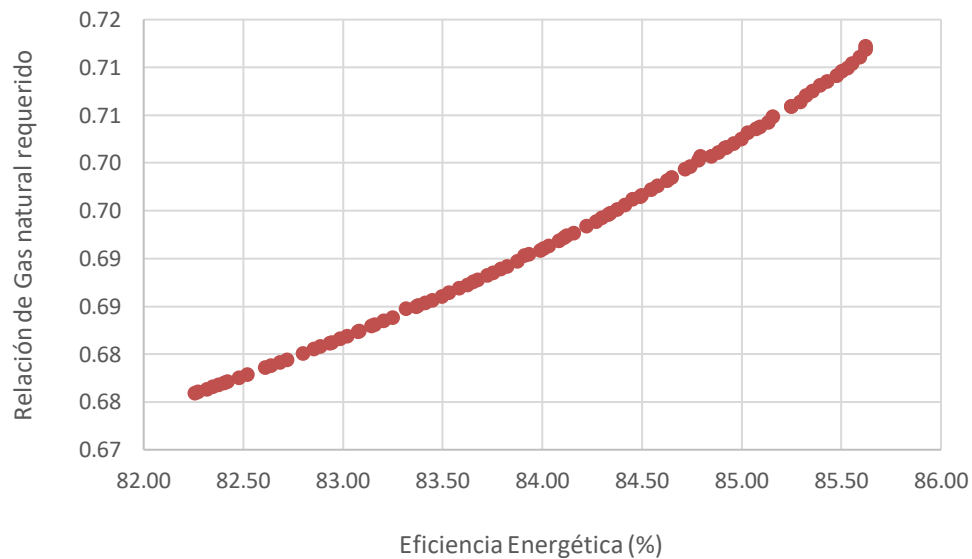
Parámetro	Valor	Unidad
T(in) Turbina de vapor	400,01	°C
P(in) Turbina de vapor	15,01	bar
ΔT Agua de servicio	10	°C
Pinch Point	10	°C
P(out) Turbina de vapor	1,01	bar
Eficiencia térmica del ciclo combinado	85,62	%
Relación de consumo de combustible	0,7114	
Función Objetivo Compuesta	-33,8224	

Fuente: Elaboración propia.

5.4.2 Frente de Pareto Ciclo Ranking

Se estudió un segundo caso de cogeneración para la misma instalación de separación de petróleo y gas. En este caso, se implementó un ciclo Rankine, con el objetivo de evaluar su desempeño frente al ciclo combinado para aprovechar el calor residual disponible de los gases exosto de la turbina de gas. Para esta optimización, se utilizaron las mismas funciones objetivo, variables de decisión, restricciones y parámetros de optimización que en el caso del ciclo combinado. En la Figura 32 se presenta el frente de Pareto obtenido de la optimización multiobjetivo del Ciclo Ranking y en los Anexos se presentan los detalles de cada solución.

Figura 32. Frente de Pareto Ciclo Ranking



Fuente: Elaboración propia.

La Figura 32 muestra la frontera de Pareto obtenida para el sistema de cogeneración con Ciclo Ranking, donde se analiza la eficiencia del sistema (%) en función de la relación de gas natural. El comportamiento observado es similar al presentado en el ciclo combinado, es creciente, evidenciando que a medida que se incrementa el consumo de gas natural, también lo hace la eficiencia global del sistema. Esta tendencia sigue una forma cóncava hacia arriba, típica de las fronteras de Pareto, lo que indica rendimientos marginales decrecientes: los aumentos en eficiencia son progresivamente menores conforme se incrementa el consumo relativo de gas.

El rango de la relación de gas natural evaluado va aproximadamente de 0,676 a 0,760, mientras que la eficiencia varía entre 82,26% y 85,63%. El incremento en eficiencia energética es de 3,37 puntos porcentuales, lo que representa una mejora relativa de aproximadamente 4,1%. Se observa una mayor densidad de puntos en el intervalo de relación de gas entre 0,676 y 0,713, lo cual sugiere que en ese rango se exploraron más soluciones viables y que el sistema es más sensible a los cambios en dicha relación. En contraste, en el extremo derecho de la curva, algunos puntos alcanzan la eficiencia máxima (~85.63%) sin una mejora significativa adicional, incluso con un mayor consumo relativo de gas natural. Esto podría interpretarse como una zona de saturación operativa, donde se deja de obtener beneficios energéticos relevantes pese a un mayor uso del recurso.

Para elegir la mejor opción del frente de Pareto también se usó la Ecuación 4.2 obteniendo el siguiente resultado:

La solución óptima, según la función objetivo compuesta, corresponde a la Opción No. 5. En la Tabla 31 se presentan las variables optimizadas que permiten alcanzar una eficiencia energética del 85,62%. Además del notable incremento en eficiencia, esta configuración logró una reducción del 28,78% en el consumo de combustible. Esta solución permite un aumento significativo en la eficiencia, a cambio de un incremento relativamente pequeño en la relación de gas natural, lo cual representa un compromiso favorable desde el punto de vista energético.

Tabla 31. Resultados de Parámetros del Ciclo Ranking

Parámetro	Valor	Unidad
T(Entrada) Turbina de vapor	400	°C
P(Entrada) Turbina de vapor	15	bar
ΔT Agua de servicio	10	°C
Pinch Point	10	°C
P(out) Turbina de vapor	1,03	bar
Eficiencia Energetica del ciclo combinado	85,62	%
Combustible Requerido	71,22	%
Función Objetivo Compuesta	-33,8224	

Fuente: Elaboración propia.

Comparación de la mejor solución entre ciclo Rankine y ciclo combinado

Ambos sistemas de cogeneración evaluados alcanzan una eficiencia energética idéntica del 85,62%, lo que en principio podría hacer pensar que su desempeño es equivalente. Sin

embargo, un análisis detallado de los parámetros operativos y del consumo de combustible revela diferencias clave que permiten establecer cuál sistema es más conveniente desde el punto de vista energético y económico.

En primer lugar, los parámetros de operación de ambos sistemas son prácticamente idénticos: temperatura de entrada a la turbina de vapor de ~ 400 °C, presión de entrada de ~ 15 bar, presión de salida cercana a 1 bar, ΔT del agua de servicio de 10 °C y Pinch Point también de 10 °C. Esto dado que en la optimización se usaron las mismas variables con las mismas restricciones, lo cual facilita una comparación justa.

La principal diferencia cuantitativa radica en el combustible requerido para alcanzar dicha eficiencia. El sistema de ciclo combinado demanda un 71,14% de combustible, mientras que el ciclo Rankine requiere un 71,22%, es decir 0,08 puntos porcentuales más. Aunque esta diferencia puede parecer pequeña, representa un consumo mayor para producir la misma cantidad de energía útil, lo que en operación continua y con la cantidad de energía requerida por una instalación de separación tiene un impacto significativo y acumulativo tanto en costos como en emisiones.

Desde esta perspectiva, el sistema de ciclo combinado es más eficiente en el uso del combustible. No obstante, esta pequeña ganancia debe ser contrastada con el costo de inversión y operación, donde el ciclo combinado suele ser más costoso debido a la necesidad de más intercambiadores y por lo tanto, una mayor complejidad operativa. Por otro lado, el ciclo Rankine, al ser más simple, implica menores costos de instalación, mantenimiento y operación, lo cual puede compensar la ligera desventaja en el consumo de combustible.

6. Conclusiones

Del análisis de sensibilidad realizado sobre las condiciones de operación de la GOSP, se concluye que, aunque el aumento de presión en los separadores genera mejoras modestas en la producción de crudo ($\leq 0,51\%$), permite una reducción significativa del consumo eléctrico, especialmente en el sistema de compresión, con ahorros de hasta $31,7\%$. Por tanto, desde un enfoque energético y operativo, resulta recomendable operar a presiones más elevadas, siempre que se respeten los límites de diseño y no se comprometan otros aspectos críticos del proceso, como la eficiencia térmica o la estabilidad del sistema.

En cuanto a la temperatura en los separadores de petróleo, se observa que su variación no mejora la producción de crudo y, en algunos casos, incluso la reduce ligeramente. En el rango evaluado ($65\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $75\text{ }^{\circ}\text{C}$), no se identifican beneficios en la recuperación de crudo, mientras que el consumo energético total de la planta puede incrementarse hasta en un $4,18\%$, debido principalmente al mayor requerimiento de calefacción y a la carga adicional de los enfriadores que procesan el gas. Por tanto, no se recomienda operar por encima de $65\text{ }^{\circ}\text{C}$, ya que se penaliza la eficiencia energética sin obtener ganancias significativas en producción.

Respecto a la temperatura de entrada a los separadores de condensados, se concluye que esta variable no influye en la producción de crudo, pero sí puede contribuir a una mejora energética del sistema. Reducir dicha temperatura a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ permite una disminución del consumo eléctrico total de hasta un $1,75\%$, al optimizar el trabajo de los compresores y facilitar el control del punto de rocío en etapas posteriores.

A partir de la optimización multiobjetivo realizada sobre la instalación GOSP, se identificó una relación de compromiso no lineal entre el consumo energético y la producción de crudo. Aunque el incremento en el número de generaciones permitió refinar las soluciones obtenidas, las diferencias entre los frentes de Pareto generados con 100 y 281

generaciones fueron menores al 1 %, lo que sugiere que, en estudios similares, limitar la optimización a 100 generaciones puede ser una estrategia eficiente en términos de costo computacional. No obstante, la función objetivo compuesta utilizada (60 % producción y 40 % energía) permitió identificar como solución óptima a la Opción No. 6 del frente de 281 generaciones, con una producción de 1604070,62 kg/h y un consumo energético de 23965,15 kW, alcanzando un valor normalizado de -0,31 en la función objetivo.

En comparación con el caso base, esta alternativa representa una mejora del 0,43 % en la producción de crudo y una reducción del 9,52 % en el consumo energético, lo cual se traduce en un aumento significativo de la eficiencia operativa del sistema. Estos resultados reflejan el valor de aplicar técnicas de optimización para ajustar variables como temperaturas y presiones de los separadores, que en el caso optimizado fueron reducidas considerablemente (por ejemplo, la temperatura de entrada al primer separador pasó de 35 °C a 20 °C). En contextos como las plataformas offshore, donde los recursos energéticos son limitados y costosos, y donde el espacio disponible para equipos adicionales es extremadamente restringido, este tipo de mejoras resulta especialmente relevante desde el punto de vista técnico, económico, ambiental y de diseño compacto del sistema.

A partir de los análisis de sensibilidad realizados para los sistemas de cogeneración, se concluye que el aumento de la presión y temperatura del vapor de entrada a la turbina de vapor incrementa significativamente la exergía del sistema, mejorando así el potencial del vapor para realizar trabajo útil. Por ejemplo, al incrementar la temperatura de entrada del vapor de 400 °C a 480 °C, la eficiencia térmica del sistema puede aumentar de aproximadamente 82,3 % a 85,6 % para una presión de entrada de 40 bar. En contraste, operar la turbina de vapor con vapor a menor presión y temperatura, por ejemplo, con presiones de entrada de 15 bar y temperaturas cercanas a 400 °C, limita la eficiencia térmica a valores cercanos al 82 %, lo que reduce la potencia generada en el ciclo de vapor. Esto obliga a la turbina de gas a aumentar su producción para mantener la generación total de energía del ciclo combinado, lo cual conlleva un mayor consumo de gas natural. En efecto, la fracción de uso de gas natural puede pasar de 0,71 a más de 0,76 en este tipo de condiciones.

Una disminución del ΔT entre el vapor condensado y el agua de alimentación, por ejemplo, de 30 °C a 10 °C, mejora la eficiencia del intercambio térmico, permitiendo una mejor

recuperación de calor para usos secundarios y reduciendo indirectamente la demanda de energía primaria. Este cambio puede mejorar la eficiencia térmica hasta en 1 punto porcentual. Sin embargo, este efecto es menor en comparación con el impacto directo que tiene la presión del vapor sobre la eficiencia global del ciclo.

La optimización del intercambio de calor en el generador de vapor por recuperación de calor (HRSG), mediante un Pinch Point más bajo, también resulta clave para maximizar la eficiencia térmica del sistema. Por ejemplo, al reducir el Pinch Point de 30 °C a 10 °C, la eficiencia puede incrementarse desde ~83 % hasta 85,6 %, y la fracción de uso de gas natural puede disminuir de 0,73 a 0,70. Una transferencia de calor más eficiente permite generar mayor cantidad de vapor o vapor de mejor calidad, lo que incrementa el aporte del ciclo de vapor a la producción eléctrica total, reduce el consumo de gas natural y mejora el desempeño energético global del ciclo combinado.

Python se consolida como un opción adecuada para implementar el algoritmo NSGA-II en la optimización energética de plantas de separación de petróleo y gas, al combinar potencia computacional, facilidad de uso y un ecosistema maduro de herramientas especializadas. La aplicación del algoritmo de optimización multiobjetivo (NSGA-II en Python) permitió explorar diversas combinaciones de variables de diseño y operación, identificando el conjunto de soluciones en el que no es posible mejorar la eficiencia sin incrementar la fracción de gas natural, y viceversa. Para los sistemas de cogeneración analizados, se alcanzó una eficiencia energética de aproximadamente 85,62 % y se logró una reducción cercana al 28,86 % en el consumo de combustible en comparación con el proceso sin cogeneración.

Al comparar directamente el ciclo ranking y el ciclo combinado bajo las mismas condiciones operativas, se evidencia que el ciclo combinado presenta un uso ligeramente más eficiente del combustible (0,08 % menos que el ciclo Rankine), lo cual puede traducirse en menores costos operativos y emisiones a largo plazo. No obstante, esta ventaja técnica debe sopesarse frente a los mayores costos de inversión y complejidad operativa del ciclo combinado, ya que el ciclo Rankine, al ser más simple, requiere menor infraestructura, espacio y mantenimiento. Por tanto, si bien el ciclo combinado es marginalmente superior en términos energéticos, la elección final debe considerar tanto el desempeño técnico como los factores económicos y logísticos del proyecto.

7.Anexos

Tabla 32. Soluciones Frente de Pareto GOSP 100 generaciones

	Temperatura de Entrada a los Separadores de Condensados (°C)			Temperatura Separadores de Petróleo (°C)		Presión en los separadores de Petróleo (bar)			Flujo de crudo obtenido [kg/h]	Energía Eléctrica Requerida [kW]	Función objetivo compuesta
	Primer Separador	Segundo Separador	Tercer Separador	Segundo Separador	Tercer Separador	Tercer Separador	Segundo Separador	Primer Separador			
1	20,0083	20,0038	20,8117	65,8788	65,0004	2,3998	10,7020	19,9971	1603524,9174	23945,7901	0,0000
2	20,0104	20,6820	23,6615	66,7203	65,0082	2,3999	10,6984	19,9908	1603681,0228	23952,0861	-0,0024
3	20,0303	20,0248	23,7046	66,1688	65,0009	2,3999	10,6976	19,9919	1603683,7607	23958,5346	-0,0050
4	20,0305	20,2031	20,7401	65,8809	65,0033	2,3999	10,7008	19,9954	1603705,5087	23959,0865	-0,0060
5	20,0128	20,1874	24,3884	66,1464	65,0015	2,4000	10,6993	19,9955	1603813,8164	23960,6817	-0,0107
6	20,0041	20,0248	23,7314	66,2049	65,0009	2,3999	10,6975	19,9893	1603925,7636	23962,7651	-0,0169
7	20,0130	20,0005	24,3707	66,2064	65,0047	2,3996	10,6972	19,9913	1603942,4692	23966,4068	-0,0214
8	20,0090	20,0348	24,0709	66,2218	65,0016	2,3999	10,7021	19,9982	1603965,6263	23970,5533	-0,0272
9	20,1320	21,2124	25,5240	66,7284	65,1155	2,3996	10,6973	19,9995	1603990,9860	24001,4233	-0,0645
10	20,0305	20,0020	25,4464	65,8809	65,0033	2,3999	10,7008	19,9954	1604019,5274	24009,3095	-0,0782
11	20,8066	29,7873	24,4643	65,7270	65,2752	2,3979	6,0579	19,9902	1604087,5305	24117,1663	-0,2400

Tabla 33. Soluciones frente de Pareto GOSP 281 generaciones

	Temperatura de Entrada a los Separadores de Condensados (°C)			Temperatura Separadores de Petróleo (°C)		Presión en los separadores de Petróleo (bar)			Flujo de crudo obtenido [kg/h]	Energía Eléctrica Requerida [kW]	Función objetivo compuesta
	Primer Separador	Segundo Separador	Tercer Separador	Segundo Separador	Tercer Separador	Tercer Separador	Segundo Separador	Primer Separador			
1	20,0090	20,0031	20,1975	65,7792	65,0015	2,3999	10,7009	19,9954	1603342,4964	23931,8109	0,0000
2	20,0083	20,0038	20,8117	65,8287	65,0034	2,3998	10,7020	19,9971	1603627,0851	23941,9479	-0,1432
3	20,0040	20,0025	20,1918	65,7534	65,0035	2,3998	10,7019	19,9975	1603880,0902	23947,2676	-0,2976
4	20,0082	20,0016	23,9253	66,1720	65,0108	2,3995	10,6970	19,9987	1603901,8572	23958,5047	-0,2316
5	20,0041	20,0248	23,7314	66,2049	65,0009	2,3999	10,6975	19,9893	1603925,7636	23962,7651	-0,2186
6	20,0041	20,0033	20,3586	65,7844	65,0004	2,3996	10,7015	19,9966	1604070,6196	23965,1450	-0,3119
7	20,0091	20,0253	25,1583	65,9323	65,0006	2,3999	10,7023	19,9981	1604126,9595	23986,2332	-0,2000

Tabla 34. Soluciones frente de Pareto Ciclo Combinado

So l.	T(in) Turbina de vapor [°C]	P(in) Turbina de vapor [bar]	dT Agua de servicio [°C]	Pinch Point [°C]	P(out) Turbina de Vapor[bar]	Eficiencia [%]	Relación Combustible [-]	Función Objetivo Compuesta
1	400,00181	15,00543	10,00003	10,00169	1,31331	85,62352	0,72641	-33,8135640
2	479,99947	31,40122	10,00118	10,00179	1,01304	82,26025	0,67591	-32,4985531
3	400,00846	15,00543	10,00009	10,00167	1,01311	85,62316	0,71140	-33,8224259
4	474,45950	25,57173	10,00039	10,00000	1,01302	83,07639	0,68236	-32,8211416
5	403,67446	15,68702	10,02192	10,00011	1,01306	85,45762	0,70896	-33,7576683
6	411,39175	18,24109	10,02179	10,00085	1,01302	84,93651	0,70170	-33,5535837
7	407,69133	15,78118	10,01218	10,00012	1,01307	85,39668	0,70817	-33,7337701
8	470,86324	21,39736	10,00066	10,00030	1,01303	83,73470	0,68843	-33,0808248
9	466,95780	16,55199	10,01555	10,00032	1,01300	84,61418	0,69806	-33,4268353
10	471,41336	17,17197	10,00008	10,00009	1,01300	84,45184	0,69606	-33,3631022
11	401,69069	16,23932	10,00065	10,00175	1,01313	85,38473	0,70775	-33,7292414
12	467,26104	28,26068	10,00219	10,00005	1,01300	82,81616	0,68016	-32,7183701
13	472,02965	17,89603	10,00196	10,00088	1,01302	84,31210	0,69444	-33,3081752
14	412,12938	15,93458	10,00072	10,00167	1,01300	85,32037	0,70716	-33,7038531
15	478,29006	30,85536	10,00172	10,00021	1,01300	82,34885	0,67655	-32,5336096
16	417,03356	17,07894	10,00138	10,00003	1,01300	85,06512	0,70364	-33,6038624
17	470,97557	26,47230	10,00077	10,00013	1,01300	82,99864	0,68170	-32,7904361
18	479,11782	29,22429	10,00617	10,00000	1,01300	82,53627	0,67796	-32,6077305
19	478,95771	17,93820	10,00014	10,00000	1,01304	84,23085	0,69344	-33,2762766
20	477,07321	16,22959	10,00134	10,00021	1,01300	84,57327	0,69749	-33,4108172

21	408,23425	17,13182	10,00017	10,12556	1,01306	85,13471	0,70473	-33,6310427
22	477,53559	19,59770	10,04561	10,00002	1,01300	83,95009	0,69050	-33,1657353
23	400,00438	15,14485	10,00133	10,00004	1,01300	85,59790	0,71098	-33,8125718
24	475,23987	26,40619	10,00177	10,00007	1,01300	82,95260	0,68130	-32,7722552
25	477,07321	20,58295	10,00184	10,00021	1,01300	83,79407	0,68892	-33,1042774
26	471,41336	27,31307	10,00008	10,00009	1,01300	82,88228	0,68072	-32,7444772
27	475,72215	30,21614	10,00144	10,00004	1,01300	82,46076	0,67738	-32,5778757
28	476,73340	24,90921	10,00010	10,00007	1,01300	83,14035	0,68289	-32,8464057
29	475,74893	23,87335	10,00184	10,00491	1,01300	83,30029	0,68432	-32,9095240
30	478,95771	18,86858	10,00014	10,00000	1,01316	84,06424	0,69163	-33,2107162
31	410,34277	17,30366	10,00189	10,00150	1,01300	85,10397	0,70397	-33,6192028
32	417,31256	18,66741	10,00617	10,00030	1,01300	84,79911	0,70005	-33,4996137
33	408,73210	17,79893	10,00075	10,00020	1,01300	85,04143	0,70302	-33,5947563
34	408,37550	15,15479	10,00177	10,00007	1,01301	85,50376	0,70981	-33,7756173
35	466,06906	21,31572	10,01388	10,00012	1,01300	83,80265	0,68915	-33,1075705
36	475,23987	22,53306	10,00177	10,00026	1,01300	83,50710	0,68620	-32,9911208
37	410,34277	17,83597	10,00072	10,00030	1,01300	85,01636	0,70274	-33,5848998
38	409,46055	15,21965	10,00039	10,00002	1,01300	85,48002	0,70948	-33,7663236
39	478,53604	22,91319	10,00260	10,00011	1,01300	83,41011	0,68527	-32,9528857
40	475,54798	27,84468	10,00128	10,00092	1,01302	82,75893	0,67972	-32,6957398
41	477,07321	16,56605	10,00184	10,00021	1,01300	84,50780	0,69668	-33,3851100
42	473,49551	17,30637	10,00042	10,00020	1,01300	84,40485	0,69549	-33,3446486
43	478,18645	17,28947	10,00189	10,00150	1,01300	84,35849	0,69490	-33,3264535
44	414,41727	18,66741	10,00618	10,00006	1,01300	84,83375	0,70041	-33,5132559
45	406,31836	17,03562	10,00010	10,00001	1,01301	85,19616	0,70513	-33,6553847
46	457,97703	23,64386	10,00168	10,00020	1,01301	83,55357	0,68670	-33,0094094
47	403,73702	17,03562	10,00260	10,00003	1,01301	85,22599	0,70546	-33,6671190
48	479,56016	30,32797	10,00549	10,00000	1,01300	82,39452	0,67689	-32,5516701
49	471,12074	27,03711	10,01438	10,00012	1,01303	82,92109	0,68106	-32,7598041

50	403,63138	16,86848	10,00044	10,00023	1,01304	85,25530	0,70589	-33,6785890
51	418,01377	18,11465	10,00000	10,00007	1,01302	84,88066	0,70115	-33,5315742
52	473,87408	21,37558	10,00186	10,00013	1,01300	83,70308	0,68808	-33,0683849
53	478,98098	18,64304	10,00040	10,00000	1,01300	84,10376	0,69205	-33,2262751
54	474,45950	24,57596	10,00012	10,00029	1,01300	83,21586	0,68357	-32,8762039
55	401,69069	16,86681	10,00065	10,00006	1,01313	85,27813	0,70614	-33,6875655
56	477,07234	16,34652	10,00184	10,00011	1,01300	84,55038	0,69720	-33,4018302
57	474,61185	18,34239	10,00182	10,00016	1,01302	84,20426	0,69321	-33,2657825
58	403,72955	15,12121	10,00009	10,00012	1,01304	85,56114	0,71055	-33,7981292
59	475,55424	21,66592	10,00184	10,00004	1,01300	83,63778	0,68743	-33,0426564
60	417,28168	18,34296	10,00617	10,00030	1,01302	84,85171	0,70075	-33,5202370
61	417,31256	17,63041	10,00022	10,00000	1,01301	84,96886	0,70232	-33,5661525
62	475,22814	28,43086	10,00184	10,00491	1,01300	82,68735	0,67915	-32,6674487
63	475,54798	17,89603	10,00135	10,00088	1,01302	84,27452	0,69397	-33,2934219
64	478,10647	19,75906	10,00080	10,00031	1,01300	83,91991	0,69015	-33,1538753
65	467,28043	28,43677	10,00334	10,00005	1,01300	82,79373	0,67997	-32,7095065
66	468,27279	22,42535	10,00065	10,00175	1,01301	83,60639	0,68720	-33,0302345
67	477,07234	20,18774	10,01254	10,00011	1,01306	83,85854	0,68957	-33,1296744
68	416,04324	18,92436	10,00553	10,00026	1,01301	84,77367	0,69967	-33,4896624
69	476,77775	17,30637	10,00042	10,00020	1,01300	84,37034	0,69505	-33,3311062
70	406,21852	16,43766	10,00010	10,00030	1,01300	85,29895	0,70664	-33,6955974
71	478,10647	18,60197	10,00062	10,00031	1,01300	84,12043	0,69224	-33,2328292
72	477,55564	16,86038	10,43984	10,00000	1,01308	84,41158	0,69594	-33,3470633
73	477,85654	28,74050	10,00144	10,00019	1,01300	82,61415	0,67857	-32,6385199
74	476,92402	18,35865	10,00316	10,00004	1,01300	84,17630	0,69287	-33,2547986
75	479,99947	30,98895	10,00118	10,00182	1,01300	82,30901	0,67626	-32,5178456
76	421,93041	18,64304	10,00040	10,00011	1,01300	84,74875	0,69953	-33,4797810
77	406,83497	17,36928	10,00092	10,00017	1,01300	85,13430	0,70426	-33,6311626
78	404,10525	15,21965	10,00040	10,00003	1,01300	85,53894	0,71021	-33,7894508

79	470,74872	24,60619	10,00066	10,00030	1,01303	83,25757	0,68396	-32,8926536
80	478,28119	23,08767	10,08950	10,00011	1,01300	83,38002	0,68506	-32,9409753
81	412,55484	17,83597	10,00072	10,09735	1,01300	84,97243	0,70252	-33,5674571
82	479,99947	24,31588	10,00178	10,00107	1,01300	83,18473	0,68325	-32,8639446
83	466,34881	24,15943	10,34499	10,00030	1,01300	83,34857	0,68504	-32,9284044
84	421,93041	18,97319	10,00040	10,00000	1,01300	84,69598	0,69885	-33,4590810
85	471,14684	26,47230	10,00077	10,00013	1,01300	82,99643	0,68168	-32,7895642
86	479,13497	30,21614	10,00004	10,00013	1,01300	82,41429	0,67704	-32,5594949
87	421,50083	19,23056	10,01203	10,00011	1,01307	84,65941	0,69839	-33,4447346
88	475,72215	30,21614	10,00202	10,00004	1,01300	82,46072	0,67738	-32,5778579
89	475,99971	19,48993	10,00184	10,00020	1,01300	83,98896	0,69090	-33,1810469
90	478,15830	17,70567	10,00165	10,00001	1,01308	84,28180	0,69403	-33,2963053
91	479,99947	31,13087	10,00021	10,00187	1,01300	82,29221	0,67614	-32,5111980
92	475,23987	21,51266	10,00177	10,00012	1,01300	83,66553	0,68770	-33,0535930
93	466,48792	23,68229	10,00068	10,00030	1,01300	83,44253	0,68566	-32,9656161
94	477,32801	16,47860	10,00082	10,00030	1,01309	84,52213	0,69686	-33,3907363
95	419,93383	19,22352	10,00222	10,00308	1,01316	84,67974	0,69860	-33,4527356
96	479,25744	22,38875	10,00009	10,00001	1,01300	83,48194	0,68591	-32,9812303
97	478,10647	18,42064	10,00080	10,00031	1,01300	84,15265	0,69259	-33,2455062
98	471,93869	21,68715	10,00177	10,00026	1,01300	83,67665	0,68785	-33,0579535
99	479,29590	19,13140	10,00105	10,00011	1,01300	84,01447	0,69110	-33,1911278
100	466,49167	27,75623	10,00012	10,00016	1,01304	82,89031	0,68077	-32,7476596

Tabla 35. Soluciones frente de Pareto Ciclo Ranking

So l.	T(in) Turbina de vapor [°C]	P(in) Turbina de vapor [bar]	dT Agua de servicio [°C]	Pinch Point [°C]	P(out) Turbina de Vapor[bar]	Eficiencia [%]	Relación Combustible [-]	Función Objetivo Compuesta
1	479,99466	31,41715	10,00117	10,00130	1,01300	82,25871	0,67589	-32,49794922
2	400,00003	15,00123	10,00211	10,00011	2,19167	85,62550	0,76044	-33,79393814
3	400,00145	15,00383	10,00023	10,00011	1,95526	85,62500	0,75220	-33,79868009
4	400,00257	15,00098	10,00038	10,00007	1,44682	85,62500	0,73231	-33,81061042
5	400,00065	15,00238	10,00023	10,00029	1,02711	85,62435	0,71217	-33,82243767
6	400,00257	15,00349	10,00006	10,00027	1,38052	85,62447	0,72943	-33,81213192
7	400,00241	15,00381	10,00005	10,00011	2,16918	85,62520	0,75966	-33,79428138
8	413,63013	16,77552	10,00018	10,00181	1,01301	85,15611	0,70482	-33,63955318
9	479,23813	29,33220	10,00001	10,00154	1,01300	82,52158	0,67785	-32,60192171
10	479,97721	28,49697	10,00850	10,02700	1,01300	82,61152	0,67860	-32,63744787
11	405,69406	16,75539	10,00076	10,00161	1,01301	85,25055	0,70590	-33,67668079
12	479,47014	29,65624	10,00035	10,00004	1,01300	82,47854	0,67752	-32,58490531
13	403,06607	15,88450	10,00073	10,00043	1,01301	85,43152	0,70850	-33,74750664
14	479,97660	21,67461	10,00203	10,00036	1,01304	83,58516	0,68686	-33,02194951
15	478,64358	24,28548	10,00038	10,00011	1,01329	83,20620	0,68346	-32,87240485
16	476,42411	22,27644	10,00001	10,00057	1,01303	83,53274	0,68642	-33,00124164
17	401,56043	16,77552	10,00002	10,00017	1,01301	85,29531	0,70638	-33,69429613
18	479,97320	17,92056	10,00067	10,00015	1,01300	84,22348	0,69334	-33,27338895
19	415,22079	17,39973	10,00040	10,00077	1,01317	85,03190	0,70313	-33,59088192
20	479,99840	22,23562	10,00845	10,00035	1,01300	83,49647	0,68604	-32,98696825
21	406,54797	15,87055	10,00004	10,00039	1,01301	85,39486	0,70808	-33,73309781
22	400,00257	15,00092	10,00038	10,00011	1,38052	85,62493	0,72943	-33,81231151
23	476,39090	27,01789	10,00005	10,00142	1,01303	82,85632	0,68050	-32,73422465

24	479,48210	18,71123	10,00204	10,00004	1,01300	84,08637	0,69185	-33,21943618
25	479,97660	22,54980	10,00203	10,00036	1,01304	83,44882	0,68559	-32,96817064
26	405,69406	16,14005	10,00076	10,00161	1,01305	85,35663	0,70748	-33,7181638
27	479,93299	18,99022	10,00017	10,00035	1,01302	84,03253	0,69127	-33,19824966
28	476,00672	16,25348	10,00076	10,00009	1,01303	84,57984	0,69757	-33,41339439
29	461,36348	25,01633	10,00510	10,00007	1,01835	83,31894	0,68475	-32,91672328
30	476,72651	17,27364	10,00025	10,00011	1,01304	84,37734	0,69513	-33,33385813
31	479,99539	27,97443	10,00124	10,00003	1,01306	82,68424	0,67911	-32,66622971
32	405,65399	17,44450	10,00004	10,00046	1,01301	85,13606	0,70423	-33,63188564
33	406,54797	16,26497	10,00004	10,00128	1,01301	85,32526	0,70704	-33,70588256
34	401,67966	15,07270	10,00003	10,00012	1,01435	85,59301	0,71104	-33,81057997
35	479,65381	24,63141	10,00029	10,00038	1,01301	83,14398	0,68289	-32,84785776
36	479,05021	19,28508	10,00017	10,00035	1,01302	83,99086	0,69085	-33,18183294
37	479,97320	19,89539	10,00844	10,00015	1,01300	83,87572	0,68967	-33,13648599
38	479,23813	20,43562	10,00254	10,00003	1,01300	83,79416	0,68888	-33,10434026
39	478,07236	18,38837	10,00215	10,00038	1,01301	84,15896	0,69266	-33,24799195
40	479,92127	21,42847	10,00002	10,00154	1,01300	83,62487	0,68723	-33,03760632
41	478,44995	30,24018	10,00206	10,00030	1,01300	82,42071	0,67708	-32,56203387
42	479,94251	30,91915	10,00016	10,00009	1,01301	82,31880	0,67633	-32,52172142
43	477,28479	15,95000	10,00052	10,00014	1,01301	84,62670	0,69815	-33,43179153
44	479,70253	15,03361	10,00163	10,02700	1,01300	84,78423	0,70027	-33,49353121
45	476,44463	28,69615	10,00042	10,00001	1,01300	82,63885	0,67876	-32,64828471
46	476,16896	23,08062	10,00630	10,00024	1,01301	83,41309	0,68532	-32,95404382
47	476,73249	17,69737	10,00200	10,00003	1,01303	84,29865	0,69423	-33,30292391
48	409,50103	17,43552	10,00170	10,00074	1,01300	85,09227	0,70377	-33,61464617
49	409,47017	18,00814	10,00053	10,00038	1,01306	84,99904	0,70246	-33,57814117
50	411,12971	17,43552	10,00200	10,00077	1,01300	85,07323	0,70356	-33,60715609

51	474,18764	16,77552	10,00018	10,00181	1,01301	84,49754	0,69658	-33,38106991
52	479,29455	25,09394	10,00039	10,00011	1,01300	83,08274	0,68237	-32,82367328
53	461,36348	20,97182	10,00510	10,00007	1,01301	83,91300	0,69029	-33,15102433
54	402,16958	15,53260	10,00076	10,00001	1,01300	85,50413	0,70959	-33,77589957
55	479,65381	24,52466	10,00029	10,00153	1,01300	83,15907	0,68303	-32,85381024
56	400,00000	15,51317	10,00208	10,00004	1,01303	85,53193	0,70993	-33,78680941
57	476,59865	16,38206	10,00048	10,00002	1,01303	84,54874	0,69718	-33,40118658
58	411,25615	18,10557	10,00215	10,00038	1,01301	84,96199	0,70202	-33,56358447
59	414,08150	18,38837	10,00215	10,00038	1,01301	84,88285	0,70105	-33,53251115
60	461,43951	15,91351	10,00510	10,00007	1,01835	84,79537	0,70064	-33,49776629
61	415,57004	18,49292	10,00121	10,00038	1,01301	84,84854	0,70064	-33,51903468
62	479,94312	31,29421	10,00016	10,00009	1,01303	82,27418	0,67600	-32,50407172
63	470,91335	20,15690	10,00857	10,00068	1,01300	83,93373	0,69042	-33,15924042
64	479,85756	25,09394	10,00052	10,00035	1,01306	83,07570	0,68231	-32,82089251
65	477,22977	15,38037	10,00006	10,00036	1,01300	84,74195	0,69963	-33,47700395
66	476,43080	27,43920	10,00607	10,00096	1,01300	82,79997	0,68005	-32,71195885
67	479,91779	25,46100	10,00004	10,00043	1,01300	83,02333	0,68186	-32,80021463
68	479,94312	30,67585	10,00047	10,00017	1,01301	82,34787	0,67654	-32,53322429
69	479,92127	21,09700	10,00002	10,00039	1,01301	83,67846	0,68774	-33,0587392
70	479,93305	25,71870	10,00052	10,00014	1,01301	82,98742	0,68156	-32,78602906
71	479,92127	21,23829	10,00002	10,00039	1,01301	83,65566	0,68752	-33,0497499
72	479,05768	30,53279	10,00837	10,00033	1,01300	82,37663	0,67676	-32,54459634
73	400,00145	15,80973	10,00017	10,00018	1,01306	85,47937	0,70912	-33,76627707
74	479,99569	23,86791	10,00169	10,00134	1,01303	83,25031	0,68382	-32,8898336
75	479,97391	17,66803	10,00045	10,00006	1,01300	84,26991	0,69386	-33,29164913
76	470,38613	23,85688	10,00001	10,00004	1,01300	83,36962	0,68497	-32,93686747
77	479,91779	26,02151	10,00045	10,00041	1,01300	82,94571	0,68122	-32,76955554
78	479,97660	27,70331	10,00209	10,00036	1,01301	82,71965	0,67939	-32,68022944

79	479,98486	20,19985	10,00809	10,00003	1,01300	83,82448	0,68916	-33,11629571
80	478,56018	17,35607	10,00001	10,00076	1,01318	84,34265	0,69472	-33,3202304
81	400,00611	15,01530	10,00033	10,00029	1,02191	85,62187	0,71185	-33,82164058
82	415,20529	18,09681	10,00008	10,00074	1,01300	84,91676	0,70154	-33,54577805
83	471,62070	18,99022	10,00848	10,00068	1,01302	84,12289	0,69238	-33,23373059
84	411,66460	18,28016	10,02356	10,00030	1,01304	84,92719	0,70158	-33,54992434
85	405,69406	16,75539	10,00076	10,00005	1,01304	85,25084	0,70590	-33,67679458
86	477,28479	17,48341	10,00052	10,00014	1,01301	84,33240	0,69460	-33,31619682
87	479,05768	26,18177	10,00195	10,00033	1,01300	82,93461	0,68113	-32,76516474
88	403,04542	15,19960	10,00203	10,00036	1,01302	85,55453	0,71041	-33,79556623
89	477,71923	20,79045	10,00124	10,00036	1,01304	83,75322	0,68850	-33,08818614
90	469,05558	15,91830	10,00626	10,00028	1,01302	84,71618	0,69932	-33,46688321
91	479,82050	16,50611	10,00045	10,00017	1,01301	84,49169	0,69646	-33,37879887
92	479,75519	19,13897	10,00041	10,00036	1,01303	84,00843	0,69103	-33,18875547
93	470,38613	23,79708	10,00001	10,00035	1,01300	83,37814	0,68505	-32,94022809
94	477,29072	18,71123	10,00204	10,00003	1,01300	84,11012	0,69214	-33,22876539
95	471,55506	16,12242	10,00076	10,00164	1,01306	84,65078	0,69848	-33,44122472
96	476,72651	16,85883	10,00025	10,00011	1,01512	84,45563	0,69616	-33,36455543
97	479,93305	30,20719	10,00205	10,00014	1,01300	82,40459	0,67696	-32,55565974
98	477,57822	20,96491	10,00218	10,00037	1,01303	83,72643	0,68825	-33,07762412
99	476,30388	26,80007	10,00005	10,00142	1,01303	82,88627	0,68075	-32,74605779
100	477,63372	17,02025	10,00240	10,00036	1,01317	84,41545	0,69558	-33,34883166

8. Bibliografía

- [1] H. Jouhara, N. Khordehghah, S. Almahmoud, B. Delpech, A. Chauhan y S. Tassou, «Waste heat recovery technologies and applications,» *Thermal Science and Engineering Progress*, vol. 6, pp. 268-289, 2018.
- [2] International Bank for Reconstruction and Development, «Global Gas Flaring Tracker Report,» World Bank Publications, Washington, 2024.
- [3] Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, «Impuesto al carbono,» 2024. [En línea]. Available: <https://www.minambiente.gov.co/cambio-climatico-y-gestion-del-riesgo/impuesto-al-carbono/>.
- [4] Energy Institute, «Statistical Review of World Energy 2025,» 2025. [En línea]. Available: <https://www.energyinst.org/statistical-review>.
- [5] . Y. Redutskiy y M. Balycheva, «Energy Efficiency in Petroleum Supply Chain Optimization: Push Segment Coordination,» *Energies*, vol. 17, nº 2, 2024.
- [6] C. Ononogbo, E. C. Nwosu, N. R. Nwakuba, G. N. Nwaji, O. C. Nwufo, O. C. Chukwuezie, M. M. Chukwu y E. E. Anyanwu, «Opportunities of waste heat recovery from various sources: Review of technologies and implementation,» *Heliyon*, vol. 9, nº 2, 2023.
- [7] M. Edwin, S. Abdulsalam y I. M. Muhammad, «Process Simulation and Optimization of Crude Oil Stabilization Scheme Using Aspen-HYSYS Software,» *International Journal of Recent Trends in Engineering & Research (IJRTER)*, vol. 03, 2017.
- [8] C. J. Camargo Fiorillo, C. H. García Rincón y G. A. Valle Tamayo, «Metodología para la caracterización energética de procesos industriales basada en modelos de regresión bayesianos. Caso de implementación,» *Revista Fuentes: El Reventón Energético*, vol. 20, nº 2, pp. 7-22, 2022.

- [9] Enerdata, «World Energy & Climate Statistics – Yearbook 2023,» 2023. [En línea]. Available: <https://yearbook.enerdata.net/total-energy/world-consumption-statistics.html>.
- [10] S. E. Vargas-Palma, C. Sanfilippo y A. García, «Análisis del costo de la energía eléctrica en Panamá frente al precio del petróleo,» *I+D Tecnológico*, vol. 18, nº 2, pp. 5-16, 2022.
- [11] Ecopetrol, «Energía en Cifras,» 2021. [En línea]. Available: <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/multisitios/comercial/es/portafolio/energia-en-cifras/energia-en-cifras/>.
- [12] E. Yáñez, A. Ramírez, A. Uribe, E. Castillo y A. Faaij, «Unravelling the potential of energy efficiency in the Colombian oil industry,» *Journal of Cleaner Production*, vol. 176, pp. 604-628, 2018.
- [13] R. Agahi, «Waste Heat to Power System in Oil and Gas Industry Improves Plant Power Efficiency,» de *Paper presented at the Abu Dhabi International Petroleum Exhibition & Conference*, Abu Dhabi, UAE, 2019.
- [14] R. Barla, S. Raghuvanshi y S. Gupta, «Process integration for the biodiesel production from biomitigation of flue gases,» de *Waste and Biodiesel*, Elsevier, 2022, pp. 191-215.
- [15] A. Andreasen, «Applied Process Simulation-Driven Oil and Gas Separation Plant Optimization Using Surrogate Modeling and Evolutionary Algorithms,» *ChemEngineering*, vol. 4, nº 1, p. 11, 2020.
- [16] S. E. Botía Mendivelso y C. A. González Santacruz, «Estudio para la cogeneración de energía eléctrica en las estaciones de producción de hidrocarburos,» Bogotá, Colombia, 2019.
- [17] T. V. Nguyen, M. Voldsund, P. Breuhaus y B. Elmegaard, «Energy efficiency measures for offshore oil and gas platforms,» *Energy*, vol. 117, pp. 325-340, 2016.
- [18] A. Allahyarzadeh-Bidgoli, D. J. Dezan, L. O. Salviano, S. de Oliveira Junior y J. I. Yanagihara, «Lifetime sensitivity analysis of FPSO operating parameters on energy consumption and overall oil production in a pre-salt oil field,» *Chemical Engineering Communications*, vol. 207, nº 11, p. 1483–1507, 2019.
- [19] Y. Barbosa, J. Silva, S. Junior y E. Torres, «Deep seawater as efficiency improver for cogeneration plants of petroleum production units,» *Energy*, vol. 177, pp. 29-43, 2019.

- [20] Ecopetrol, «Emisiones de GEI,» 2025. [En línea]. Available: <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/sostecnibilidad/ambiental/accion-por-el-clima/informacion-emisiones-gei>.
- [21] M. Voldsund, T. Van Nguye, B. Elmegaard, I. Ertesvåg, A. Røsjord, K. Jøssang y S. Kjelstrup, «Exergy destruction and losses on four North Sea offshore platforms: A comparative study of the oil and gas processing plants,» *Energy*, vol. 74, pp. 45-58, 2014.
- [22] A. Brandt, T. Yeskoo y K. Vafi, «Net energy analysis of Bakken crude oil production using a well-level engineering-based model,» *Energy*, vol. 93, n° 2, p. 2015, 2191-2198.
- [23] S. Khellaf, «Modelado y simulación de una planta de cogeneración mediante el simulador de procesos HYSYS,» Sevilla, 2016.
- [24] M. Boyce, Handbook for cogeneration and combined cycle power plants, Second ed., New York: ASME, 2010.
- [25] M. Mazzetti, Y. Ladam, H. Walnum, B. Hagen, G. Skaugen y P. Nekså, «Flexible Combined Heat and Power Systems for Offshore Oil and Gas Facilities With CO2 Bottoming Cycles,» 2014. [En línea].
- [26] R. Montañés, B. Hagen, H. Deng, N. Morin, . M. Andersen y M. Mazzetti, «Design optimization of compact gas turbine and steam combined cycles for combined heat and power production in a FPSO system—A case study,» *Energy*, 2023.
- [27] M. Flores, J. Torres, J. Rodríguez y A. Alcaraz, «Confiabilidad Operativa de Sistemas para Compresión de Gas y Generación Eléctrica en Complejos Petroleros,» *Información Tecnológica*, vol. 21, n° 3, pp. 13-25, 2010.
- [28] X. Liu, L. Zeng, X. Li, X. Chen y H. Su, «Thermodynamic analysis of cogeneration system with diesel engines for offshore oil production facilities under variable loads,» *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, vol. 46, n° 1, p. 6151–6166, 2020.
- [29] A. Gallego, A. C. Clemente de Souza, P. H. Morais y M. Modesto, «Thermodynamic analysis of electric power production technologies in cogeneration systems on fpso aiming to reduce co2 emissions,» *Revista de Engenharia Térmica*, 2020.
- [30] M. A. Soliman, . S. Salu, T. Al-Zahrani y N. Ansari, «Innovative Integrated and Compact Gas Oil Separation Plant for Upstream Surface Facilities,» de *Offshore Technology Conference*, Houston, Texas, USA, 2020.

- [31] D. Flórez-Orrego, R. Alkmin Freire, J. A. da Silva, C. Albuquerque Neto y S. de Oliveira Junior, «Centralized power generation with carbon capture on decommissioned offshore petroleum platforms,» *Energy Conversion and Management*, vol. 252, 2022.
- [32] F. C. Nascimento Silva, R. L. Alkmin Freire, D. Flórez-Orrego y S. de Oliveira Junior, «Comparative assessment of advanced power generation and carbon sequestration plants on offshore petroleum platforms,» *Energy*, vol. 203, 2020.
- [33] A. Andreasen, «Evaluation of an Open-source Chemical Process Simulator Using a Plant-wide Oil and Gas Separation Plant Flowsheet Model as Basis,» *Periodica Polytechnica Chemical Engineering*, vol. 66, nº 3, p. 503–511, 2022.
- [34] C. F. Noaman, «Design of oil and gas separation train by Aspen HYSYS in the Kurdistan Region of Iraq,» Olomouc, 2024.
- [35] H. Al-Ali, «Process simulation for crude oil stabilization by using Aspen Hysys,» *Upstream Oil and Gas Technology*, 2021.
- [36] M. Ghaedi, A. N. Ebrahimi y M. R. Pishvaie, «Application of genetic algorithm for optimization of separator pressures in multistage production units,» *Chemical Engineering Communications*, vol. 201, nº 7, pp. 926-938, 2014.
- [37] A. A. Bidgoli, . D. J. Dezan, . L. Oliveira Salviano, S. de Oliveira Junior y J. Itizo Yanagihara, «FPSO fuel consumption and hydrocarbon liquids recovery optimization over the lifetime of a deep-water oil field,» *Energy*, vol. 181, pp. 927-942, 2019.
- [38] A. A. Alshehihi , «Sources and potential application of waste heat utilization at a gas processing facility,» United Arab Emirates, 2011.
- [39] B. Zhang y S. Wu, «An optimization procedure for retrofitting process energy systems in refineries,» *Computer Aided Chemical Engineering*, vol. 31, pp. 1005-1009, 2012.
- [40] S. Quoilin, S. Declaye, V. Lemort y B. Tchancheb, «Thermo-economic optimization of waste heat recovery Organic Rankine Cycles,» *Applied Thermal Engineering*, vol. 31, pp. 2885-2893, 2011.
- [41] M. Johansson y . M. Söderström, «Electricity generation from low-temperature industrial excess heat—an opportunity for the steel industry,» *Energy Efficiency*, p. 203–215, 2013.

- [42] L. Pierobon, T.-V. Nguyen, U. Larsen, F. Haglind y B. Elmegaard, «Multi-objective optimization of organic Rankine cycles for waste heat recovery: Application in an offshore platform,» *Energy*, vol. 58, pp. 538-549, 2013.
- [43] M. Khatita, T. Ahmed, F. Ashour y I. Ismail, «Power generation using waste heat recovery by organic Rankine cycle in oil and gas sector in Egypt: A case study,» *Energy*, vol. 64, pp. 462-472, 2014.
- [44] J. . E. Barrera, E. Bazzo y E. Kami, «Exergy analysis and energy improvement of a Brazilian floating oil platform using Organic Rankine Cycles,» *Energy*, vol. 88, pp. 67-79, 2015.
- [45] C. Tian, C. Su, C. Yang, X. Wei, P. Pang y J. Xu, «Exergetic and economic evaluation of a novel integrated system for cogeneration of power and freshwater using waste heat recovery of natural gas combined cycle,» *Energy*, vol. 264, 2023.
- [46] H. R. D. Sutoyo, I. G. A. G. Angga, H. Schümann y C. F. Berg, «Energy efficiency of oil and gas production plant operations,» *Geoenergy Science and Engineering*, vol. 226, 2023.
- [47] T.-V. Nguyen, Y. M. Barbosa, J. A. M. da Silva y S. de Oliveira, «A novel methodology for the design and optimisation of oil and gas offshore platforms,» *Energy*, vol. 185, pp. 158-175, 2019.
- [48] J. A. Vidoza, J. G. Andreasen, F. Haglind, M. M. dos Reis y W. Gallo, «Design and optimization of power hubs for Brazilian off-shore oil production units,» *Energy*, vol. 176, pp. 656-666, 2019.
- [49] Z. Li, H. Zhang, J. Meng, Y. Long, Y. Yan, . M. Li, Z. Huang y Y. Liang, «Reducing carbon footprint of deep-sea oil and gas field exploitation by optimization for Floating Production Storage and Offloading,» *Applied Energy*, vol. 261, 2020.
- [50] N. Perez, «Propuesta metodológica para el diseño y operación de instalaciones de separación y procesamiento de crudo,» 2019.
- [51] E. Vanegas, «Alternativas de diseño de plantas de operaciones de separación incluyendo la dimensión ambiental, de eficiencia energética y seguridad,» 2020.
- [52] E. Tristancho, «Evaluación de alternativas para el diseño y simulación de plantas de procesamiento de gas natural con variación en el contenido de gas ácido (H₂S Y CO₂),» 2019.

- [53] J. Orjuela, «Optimización por técnicas metaheurísticas aplicadas a unidades destilación (CDU) – hidroruptura (HC) para mantener rendimiento y calidad del diésel obtenido,» 2017.
- [54] O. Burbano, «Selección de técnicas de gasificación de bagazo de caña panelera para la producción de energía térmica o eléctrica utilizando optimización de procesos,» 2023.
- [55] J. M. Barón Granados, «Modelamiento de procesos de aprovechamiento energético del agua de producción de un campo petrolero mediante ciclos de potencia,» Bogotá D.C., Colombia, 2023.
- [56] L. M. Ramírez Mora, «Propuesta metodológica para la implementación de Sistemas de Recuperación de Calor Residual en Recuperación de Calor Residual en instalaciones tempranas de procesamiento de Petróleo y Gas,» Bogotá D.C., Colombia, 2025.
- [57] Y. Barbosa, J. da Silva, S. Junior y E. Torres, «Performance assessment of primary petroleum production cogeneration plants,» *Energy*, vol. 160, pp. 233-244, 2018.
- [58] L. Riboldi y L. O. Nord, «Lifetime assessment of combined cycles for cogeneration of power and heat in offshore oil and gas installations,» *Energies*, vol. 10, nº 6, 2017.
- [59] Q. Y. Koh, S. Rajoo y K. Y. Wong, «An Overview of Organic Rankine Cycle for Waste Heat Recovery on Offshore Oil and Gas Platform,» de *Proceedings of the 2nd Energy Security and Chemical Engineering Congress*, Singapore, 2023.
- [60] Rank ORC, «Rank® HTC1,» 2021. [En línea]. Available: <http://www.rank-orc.com/>.
- [61] M. M. L. Reis y W. L. Gallo, «Study of waste heat recovery potential and optimization of the power production by an organic Rankine cycle in an FPSO unit,» *Energy Conversion and Management*, vol. 1, pp. 409-422, 2018.
- [62] T. Kittijungjit, T. Klamrassamee, Y. Laonual y Y. Sukjai, «Comprehensive study on waste heat recovery from gas turbine exhaust using combined steam Rankine and organic Rankine cycles,» *Energy Conversion and Management*, vol. 25, 2025.
- [63] H. Valdés y G. D. León, «Viabilidad técnica del proceso de cogeneración para un edificio de departamentos: estudio de caso en México,» *Procesos*, vol. 7, nº 2, 2019.

- [64] Y.-C. Liao, F.-I. Chou, P.-Y. Yang y J.-H. Chou, «Heat Transfer Area Optimization for Heat Exchanger System,» *CMES - Computer Modeling in Engineering and Sciences*, vol. 143, nº 1, pp. 335-349, 2025.
- [65] U.S. Department of Energy, «Internal combustion engines Basics,» 2013. [En línea]. Available: <https://www.energy.gov/eere/vehicles/articles/internal-combustion-engine-basics>.
- [66] A. Canova, G. Chicco, G. Genon y P. Mancarella, «Emission characterization and evaluation of natural gas-fueled cogeneration microturbines and internal combustion engines,» *Energy Conversion and Management*, vol. 49, nº 10, pp. 2900-2909, 2008.
- [67] T. Pawlenka, M. Juránek, P. Klaus, M. Beseda, M. Buráň, M. Suchánek, P. Sehnoutka y J. Kulhánek, «Compact automatic controlled internal combustion engine cogeneration system based on natural gas with waste heat recovery from the combustion process,» *Thermal Science and Engineering Progress*, vol. 44, 2023.
- [68] U.S. Department of Energy, «Fuel cells,» 2025. [En línea]. Available: <https://www.energy.gov/eere/fuelcells/fuel-cells>.
- [69] A. Odukoya, J. A. Carretero y B. V. Reddy, «Thermodynamic optimization of solid oxide fuel cell-based combined cycle cogeneration plant,» *International Journal of Energy Research*, vol. 35, nº 15, pp. 1399-1411, 2011.
- [70] H. D. Yu, Y. Wang, D. Wu, A. P. Roskilly, H. Chen y C. Tan, «Performance of a micro-cogeneration system running with preheated raw vegetable oils,» *Applied Mechanics and Materials*, pp. 2819-2824, 2013.
- [71] Siemens Energy, «SGT-700 gas turbine,» 2024. [En línea]. Available: <https://www.siemens-energy.com/us/en/home/products-services/product/sgt-700.html#Service-tab-3>.
- [72] D. Appleyard, «SGT-700 powering China's industrial CHP needs,» 2019. [En línea]. Available: <https://gasturbineworld.com/sgt-700-powering-chinas-industrial-chp-needs/>.
- [73] R. C. Ulloa-de Souza, L. J. Reyna-Tenorio y B. F. Chere-Quiñónez, «Electric cogeneration through gas turbine: a vision from the entrepreneurs in Manabí,» *Interdisciplinary contributions in technology and society*, vol. 3, nº 6, 2022.
- [74] . F. Reale, R. Calabria y P. Massoli, «Performance Analysis of WHR Systems for Marine Applications Based on sCO₂ Gas Turbine and ORC,» *Energies*, 2023.

- [75] L. E. Méndez-Cruz, M. Salazar-Pereyra, R. Lugo-Leyte y R. & Pérez-Bedolla, «Análisis termodinámico de las condiciones de operación de los ciclos combinados turbina de gas-vapor con uno, dos y tres niveles de presión,» *Revista de Ingeniería Mecánica*, vol. 3, nº 10, pp. 7-18, 2019.
- [76] General Electric Company, «Setting a New Standard: GE's LM2500 Gas Turbine Achieves 75 Million Combined Operating Hours,» 2015. [En línea]. Available: <https://www.ge.com/news/press-releases/setting-new-standard-ges-lm2500-gas-turbine-achieves-75-million-combined-operating>.
- [77] Alfa Laval, «Intercambiador de calor de gases de escape GHR,» 2025. [En línea]. Available: <https://www.alfalaval.es/productos-y-soluciones/transferencia-de-calor/calderas/economizador-de-gases-de-escape/intercambiador-de-calor-de-gases-de-escape-ghr/>.
- [78] V. Buck, C. Muñoz, P. Nimmegheers, I. Hashem y J. V. Impe, «Multi-objective optimisation of chemical processes via improved genetic algorithms: A novel trade-off and termination criterion,» de *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2019, pp. 613-618.
- [79] C. A. Peñuela y M. Granada, «Optimización multiobjetivo usando un algoritmo genético y un operador elitista basado en un ordenamiento no-dominado (NSGA-II),» *Scientia et Technica*, nº 35, 2007.
- [80] G. Crespo, I. Pérez y Z. García, «Exploración científica de los algoritmos evolutivos en la reconfiguración óptima de redes de distribución eléctrica,» *Universidad y Sociedad*, vol. 34, nº 1, 2022.
- [81] J. Almeida, J. Soares, F. Lezama, Z. Vale y B. Francois, «Comparison of evolutionary algorithms for solving risk-based energy resource management considering conditional value-at-risk analysis,» *Mathematics and Computers in Simulation*, vol. 224, pp. 87-110, 2024.
- [82] M. Mulholland, M. A. Latifi, A. Purdon, C. A. Buckley y C. J. Brouckaert , «Multi-objective optimisation of the operation of a water distribution network,» *Computer Aided Chemical Engineering*, pp. 709-714, 2013.
- [83] C. Correa y R. Bolaños, «Algoritmo multiobjetivo NSGA-II aplicado al problema de la mochila,» *Scientia et Technica*, pp. 206-211, 2008.
- [84] X.-S. Yang, «NSGA-II,» de *Multi-Objective Optimization*, 2014.
- [85] H. Sharma, G. Mandil, É. Monnier, E. Cor y P. Zwolinski, «Sizing a hybrid hydrogen production plant including life cycle assessment indicators by combining NSGA-III

- and principal component analysis (PCA),» *Energy Conversion and Management: X*, vol. 18, 2023.
- [86] Python, «Python,» 2025. [En línea]. Available: <https://www.python.org/about/>.
- [87] P. Guzzi, P. Cinaglia y M. Milano, «Computing Languages for Bioinformatics: Python,» de *Encyclopedia of Bioinformatics and Computational Biology*, Second Edition ed., vol. 1, 2025, pp. 227-232.
- [88] J. Mendoza, R. Tariq, L. F. Santis Espinosa, A. Bassam y F. Anguebes, «Soft Computing Tools for Multiobjective Optimization of Offshore Crude Oil and Gas Separation Plant for the Best Operational Condition,» de *18th International Conference on Electrical Engineering, Computing Science and Automatic Control (CCE)*, Ciudad de Mexico, Mexico, 2021.
- [89] A. A. Bidgoli y J. I. Yanagihara, «Energy efficiency, sustainability, and operating cost optimization of an FPSO with CCUS: An innovation in CO2 compression and injection systems,» *Energy*, vol. 267, 2023.
- [90] L. O. Nord, E. Martelli y O. Bolland, «Weight and power optimization of steam bottoming cycle for offshore oil and gas installations,» *Energy*, vol. 76, pp. 891-898, 2014.
- [91] NTC-ISO 50001, «Sistemas de gestión de energía. Requisitos con orientación para su uso,» 2019.
- [92] C. H. Bruhn, J. A. T. Gomes, C. Del Lucchese y J. Paulo, *Campos Basin: Reservoir Characterization and Management - Historical Overview and Future Challenges*, Houston, Texas, 2003.
- [93] A. C. Capeleiro Pinto, S. S. Guedes, C. H. Bruhn, J. A. T. Gomes, A. N. de Sá y J. F. Netto, *Marlim Complex Development: A Reservoir Engineering Overview*, Buenos Aires, 2001.
- [94] B. T. Bittencourt, P. B. M. P. Vasconcellos, V. F. Monteiro, A. Bertolini y M. Dantas, *Wireline In-Situ Fluid Property Measurement: A High CO2 Case Study from a Brazilian Pre-Salt Carbonate*, Rio de Janeiro, 2023.
- [95] M. Gutierrez, «Implementacion de metodologia para la seleccion de alternativas de plantas de procesamiento de gas,» 2023.