



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA

Modelamiento de procesos de aprovechamiento energético del agua de producción de un campo petrolero mediante ciclos de potencia

Julián Mauricio Barón Granados

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental
Bogotá D.C., Colombia
2023

Modelamiento de procesos de aprovechamiento energético del agua de producción de un campo petrolero mediante ciclos de potencia

Julián Mauricio Barón Granados

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

2023

A mi familia, por su apoyo y su comprensión; a mis amigos y compañeros, por su ayuda y sus consejos; y a mis profesores, por sus enseñanzas y su guía.

Declaración de obra original

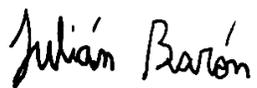
Yo declaro lo siguiente:

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 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.



Julián Mauricio Barón Granados

Fecha: 01/08/2023

Agradecimientos

A la Universidad Nacional de Colombia, a la Facultad de Ingeniería y al Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, por la formación académica que me brindó y que hizo posible la realización de este trabajo.

Al Ingeniero Julio César Vargas Sáenz, profesor titular de la Universidad Nacional de Colombia y director del proyecto, por su ayuda, orientación y aportes durante todo el desarrollo de este trabajo.

Resumen

Título: Modelamiento de procesos de aprovechamiento energético del agua de producción de un campo petrolero mediante ciclos de potencia.

En un campo petrolero, el agua de producción es una salmuera que se obtiene como subproducto del tratamiento del crudo en las instalaciones de separación. En la actualidad se genera en promedio un volumen de agua de producción cuatro veces mayor que el volumen de petróleo obtenido, por lo que su manejo es importante para la industria del petróleo y el gas. Los métodos utilizados hoy en día para el manejo del agua de producción no permiten aprovechar su potencial energético calórico, puesto que éste termina en el subsuelo o disipado en el ambiente. En este trabajo se propone evaluar el diseño, simulación y optimización de procesos que recuperen la energía del agua de producción para generar electricidad usando ciclos termodinámicos de potencia, los que se emplean en aplicaciones similares. Para esto se fijaron bases y criterios de diseño con el objetivo de especificar algunas de las características de estos procesos incluyendo los flujos y temperaturas del agua de producción, los fluidos de trabajo y los ciclos termodinámicos de potencia a evaluar. A los procesos resultantes se les aplicó un diseño de experimentos (Box-Behnken) y se simularon utilizando el software Aspen Plus®. Los mejores procesos se seleccionaron teniendo en cuenta el desempeño energético, la sostenibilidad y los costos. Finalmente, se implementó un algoritmo de optimización para minimizar el coste nivelado de la energía (LCOE), obteniéndose varios prospectos viables de implementación y un proceso con gran proyección de ser ejecutado con un LCOE de US\$ 0,17/kWh.

Palabras clave: Agua de producción, Ciclos termodinámicos de potencia, Aprovechamiento energético, Generación de electricidad, Simulación y optimización de procesos, Coste nivelado de la energía (LCOE).

Abstract

Title: Process modeling for the energetic recovery of produced water from an oilfield through power cycles.

In an oilfield, the produced water is a brine that is obtained as a by-product of the treatment of crude oil in the separation facilities. Currently, on average, the volume of produced water generated is four times greater than the volume of oil obtained, so its management is important for the Oil & Gas industry. The methods used today for the management of produced water do not allow the recovery of its caloric energy potential, since it ends up in the subsoil or dissipated in the environment. This project proposes to evaluate the design, simulation, and optimization of processes that recover energy from produced water to generate electricity using thermodynamic power cycles, which are used in similar applications. For this, bases and design criteria were established to specify some of the characteristics of these processes, including the flows and temperatures of the produced water, the working fluids, and the thermodynamic power cycles to be evaluated. A design of experiments (Box-Behnken) was applied to the resulting processes, which were simulated using the Aspen Plus[®] software. The best processes were selected considering energy performance, sustainability, and costs. Finally, an optimization algorithm was implemented to minimize the levelized cost of energy (LCOE), obtaining several viable implementation prospects and a process with a great projection of being executed with an LCOE of US\$ 0,17/kWh.

Keywords: Produced water, Thermodynamic power cycles, Energy recovery, Electricity generation, Process simulation and optimization, Levelized cost of energy (LCOE).

Contenido

	Pág.
Resumen	IX
Abstract	X
Lista de figuras	XIII
Lista de tablas	XV
Introducción	1
1. Contexto y marco teórico	7
1.1 Agua de producción	7
1.1.1 Producción del petróleo	7
1.1.2 El agua de producción y la industria petrolera	14
1.1.3 Condiciones de operación del agua de producción	22
1.2 Ciclos termodinámicos de potencia	23
1.2.1 Ciclos termodinámicos.....	23
1.2.2 Procesos con ciclos termodinámicos de potencia	29
1.3 Simulación de procesos	31
2. Diseño de experimentos y metodología aplicada a los procesos propuestos ..	35
2.1 Procesos propuestos.....	35
2.1.1 Propuesta del trabajo.....	35
2.1.2 Diseño de procesos	37
2.2 Diseño de experimentos.....	50
2.3 Criterios de evaluación y selección preliminar de los procesos	52
2.4 Estimación de los costos totales de los procesos	58
3. Simulación y optimización de los procesos	65
3.1 Simulación de procesos	65
3.1.1 Simulación del caso base de los procesos en Aspen Plus®	65
3.1.2 Evaluación y selección preliminar de los procesos según su desempeño e índices ambientales.....	76
3.1.3 Implementación de costos para la selección de los mejores procesos por nivel de flujo y temperatura del agua de producción	85
3.2 Optimización de procesos	90
4. Beneficios y factibilidad de implementación de los procesos	95
4.1 Beneficios económicos y ambientales de los procesos optimizados	95
4.2 Factibilidad de implementación de los procesos optimizados en la actualidad .	98

5. Conclusiones y recomendaciones	101
5.1 Conclusiones	101
5.2 Recomendaciones	102
A. Anexo A: Diagramas T-s de los fluidos de trabajo y selección del ciclo termodinámico de potencia.....	105
B. Anexo B: Algoritmo de optimización de los procesos.....	111
C. Anexo C: Propiedades termodinámicas de los fluidos de trabajo en los ciclos y representación en los diagramas T-s	115
Bibliografía	127

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1: Reservorio con forma de domo y anticlinal.	10
Figura 1-2: Distribución del agua de producción según el método de manejo empleado por parte de Ecopetrol en el año 2022.	17
Figura 1-3: Distribución del agua de producción según el método de manejo empleado en Estados Unidos en el año 2012.	18
Figura 1-4: Diagrama P-v de un ciclo termodinámico real y su respectivo ciclo termodinámico ideal.	26
Figura 1-5: Esquema del ciclo Rankine.	27
Figura 1-6: Diagrama T-s del ciclo Rankine.	27
Figura 1-7: Esquema del ciclo Brayton.	28
Figura 1-8: Diagrama T-s del ciclo Brayton.	29
Figura 2-1: Árbol de selección de modelos termodinámicos.	47
Figura 2-2: Diagrama T-s del gas licuado de petróleo de refinería.	48
Figura 2-3: Diagrama T-s del gas licuado de petróleo del campo Cusiana.	49
Figura 2-4: Puntos de diseño del método Box-Behnken con 2 factores y 3 niveles.	51
Figura 2-5: Diagrama T-s del efecto de la reducción de la presión de trabajo del condensador de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.	54
Figura 2-6: Diagrama T-s de los efectos del incremento de la presión de trabajo de la caldera de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.	55
Figura 2-7: Diagrama T-s del efecto del incremento de la temperatura de sobrecalentamiento de trabajo de la caldera de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.	56
Figura 3-1: Diagrama T-s del efecto de las eficiencias isentrópicas y mecánicas en la configuración de un ciclo Rankine ideal.	72
Figura 3-2: Diagrama de flujo de proceso con ciclos abiertos de los diseños que trabajan con propano en el software Aspen Plus®.	74
Figura 3-3: Diagrama de flujo de proceso con ciclos abiertos de los diseños que trabajan con dióxido de carbono en el software Aspen Plus®.	74
Figura 3-4: Diagrama de flujo de proceso con ciclos cerrados de los diseños que trabajan con propano en el software Aspen Plus®.	75
Figura 3-5: Diagrama de flujo de proceso con ciclos cerrados de los diseños que trabajan con dióxido de carbono en el software Aspen Plus®.	75
Figura 3-6: Cambio de la eficiencia energética de los fluidos de trabajo con respecto a la temperatura del agua de producción.	85

Figura 4-1:	Tendencia histórica del coste nivelado de la energía de proyectos de generación eléctrica a partir de diferentes métodos.	99
Figura A-1:	Diagrama T-s del propano.....	105
Figura A-2:	Diagrama T-s del butano.....	106
Figura A-3:	Diagrama T-s del pentano.....	107
Figura A-4:	Diagrama T-s del diésel.	108
Figura A-5:	Diagrama T-s del dióxido de carbono.....	109
Figura C-6:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura baja del agua de producción.	115
Figura C-7:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura media del agua de producción.....	116
Figura C-8:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura alta del agua de producción.	117
Figura C-9:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura baja del agua de producción.	118
Figura C-10:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura media del agua de producción.	119
Figura C-11:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura alta del agua de producción.	120
Figura C-12:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura baja del agua de producción.	121
Figura C-13:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura media del agua de producción.	122
Figura C-14:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura alta del agua de producción.	123
Figura C-15:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura baja del agua de producción.	124
Figura C-16:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura media del agua de producción.....	125
Figura C-17:	Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura alta del agua de producción.	126

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1-1: Composición química elemental aproximada del petróleo.....	8
Tabla 1-2: Distribución típica de los tipos de salmuera en la producción de petróleo.	12
Tabla 1-3: Composición volumétrica del gas natural sin tratar.....	14
Tabla 1-4: Concentraciones de iones inorgánicos en varias aguas de producción.....	15
Tabla 1-5: Concentraciones de metales en el agua de producción.	16
Tabla 1-6: Parámetros fisicoquímicos para el vertimiento del agua de producción a cuerpos de aguas superficiales en Colombia.	19
Tabla 1-7: Pruebas piloto de aprovechamiento energético del agua de producción. ..	31
Tabla 2-1: Composición considerada para el agua de producción.	37
Tabla 2-2: Procesos derivados de las bases y criterios de diseño.....	40
Tabla 2-3: Composición volumétrica del propano.....	41
Tabla 2-4: Composición volumétrica del butano.	42
Tabla 2-5: Composición volumétrica del gas licuado de petróleo de refinería.	43
Tabla 2-6: Composición volumétrica del gas licuado de petróleo del campo Cusiana.	43
Tabla 2-7: Composición másica del pentano.....	44
Tabla 2-8: Curva de destilación y propiedades fisicoquímicas del diésel.....	45
Tabla 2-9: Composición volumétrica del dióxido de carbono.....	46
Tabla 2-10: Matriz de procesos actualizada con el mejor ciclo termodinámico de potencia para cada fluido de trabajo.....	50
Tabla 2-11: Puntos de diseño del método Box-Behnken según los factores y niveles de los procesos planteados.....	51
Tabla 2-12: Puntos de diseño del método Box-Behnken para los procesos de aprovechamiento energético del agua de producción planteados.....	52
Tabla 2-13: Factores de los costos directos e indirectos considerados para el método factorial de estimación del capital fijo.....	59
Tabla 3-1: Resultados de las corrientes energéticas de entrada y salida del ciclo termodinámico de potencia de los 25 diseños propuestos.....	76
Tabla 3-2: Resultados de la eficiencia energética del ciclo termodinámico de potencia de los 25 diseños propuestos.	77
Tabla 3-3: Resultados de la evaluación del desempeño de los ciclos termodinámicos de potencia de los 45 diseños iniciales.....	78
Tabla 3-4: Índices GWP y ODP de los fluidos de trabajo utilizados en los diseños. ...	80
Tabla 3-5: Valores de los indicadores considerados para la selección preliminar de los mejores procesos entre los 45 diseños.	80

Tabla 3-6: Resultados de los indicadores normalizados definidos para la selección preliminar de los mejores procesos entre los 45 diseños.	83
Tabla 3-7: Resultados del indicador de sostenibilidad y procesos seleccionados preliminarmente entre los 45 diseños.....	84
Tabla 3-8: Eficiencias energéticas de los fluidos de trabajo a diferentes temperaturas del agua de producción.....	85
Tabla 3-9: Capacidades requeridas de los equipos utilizados en los procesos seleccionados preliminarmente.....	86
Tabla 3-10: Costos de los equipos, utilidades (anual) y totales de los procesos seleccionados preliminarmente.....	87
Tabla 3-11: Indicadores de sostenibilidad y económicos de los procesos seleccionados preliminarmente.....	89
Tabla 3-12: Resultados del indicador de factibilidad y mejores diseños entre los procesos seleccionados preliminarmente.....	90
Tabla 3-13: Resultados de las variables de optimización y la función objetivo en la optimización de los mejores procesos.....	92
Tabla 4-1: Resultados de la cuantificación de los beneficios económicos y ambientales de los diseños optimizados.	97
Tabla C-1: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.	115
Tabla C-2: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.	116
Tabla C-3: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.	117
Tabla C-4: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.	118
Tabla C-5: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.	119
Tabla C-6: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.	120
Tabla C-7: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.....	121
Tabla C-8: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.....	122
Tabla C-9: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.....	123
Tabla C-10: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.	124
Tabla C-11: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.	125
Tabla C-12: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.	126

Introducción

El petróleo es el recurso energético más importante a nivel mundial desde hace varias décadas, siendo la fuente aportante del 31,6% de la energía primaria consumida mundialmente en el año 2022, seguida por el carbón, que aportó un 26,7% del total; y el gas natural, el cual se suele producir junto con el petróleo, y contribuyó en un 23,5% del consumo energético mundial (Energy Institute, 2023). Con esto se entiende que la industria mundial del petróleo y el gas se ocupa de producir el 55,1% de los recursos energéticos consumidos anualmente por la humanidad, razón por la cual esta industria tuvo un tamaño de mercado de 4,97 billones de dólares a nivel mundial en el año 2022 (IBISWorld, 2023), lo cual se tradujo, en términos económicos, a que representaron el 4,94% del producto interno bruto global de ese año, el cual fue de 100,56 billones de dólares (The World Bank, 2023).

A lo anterior se suma que la industria global del petróleo y el gas tuvo unas emisiones indirectas de gases de efecto invernadero asociadas con la producción, refinado y transporte de crudo y gas de aproximadamente 5500 millones de toneladas de dióxido de carbono equivalente en el año 2021 (International Energy Agency (IEA), 2022), lo cual representó el 27,3% de las emisiones totales según el ciclo de vida de estos recursos energéticos, correspondiendo el 72,7% restante a las emisiones de gases de efecto invernadero procedentes de la combustión de los derivados del petróleo y del gas, las cuales fueron de 20180 millones de toneladas de dióxido de carbono equivalente (Our World in Data, 2022).

Adicionalmente, tanto el petróleo como el gas natural son en la actualidad las principales soluciones energéticas en las zonas del mundo que no se encuentran conectadas a un sistema de suministro de energía eléctrica, como es el caso de Colombia, en donde las Zonas No Interconectadas (ZNI) al Sistema Interconectado Nacional (SIN) comprenden alrededor del 52% del territorio, en el que habita un 4% de la población del país, que utiliza

principalmente diésel para la generación de energía (Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios, 2022).

Todo lo previamente expuesto permite concluir que la industria del petróleo y gas es un sector de gran impacto económico, ambiental y social en la sociedad actual, razón por la cual los proyectos relacionados con esta industria pueden traer beneficios en estos tres ámbitos.

Hoy en día la producción de petróleo y gas natural en los diferentes campos petroleros del mundo se lleva a cabo utilizando uno de los tres tipos conocidos de recobro del crudo y gas presente en los yacimientos: la extracción primaria, la extracción secundaria o la extracción avanzada. Dependiendo del tipo de yacimiento e independiente del tipo de recobro utilizado se suele obtener una mezcla trifásica de crudo, agua y gas, la cual se separa con el objetivo de obtener un petróleo que cumple con las especificaciones para ser transportado y refinado, incluyendo el contenido de agua y de sólidos disueltos presentes y la presión de vapor. Para realizar este proceso se utiliza un separador trifásico, el cual tiene tres salidas: una corriente líquida de petróleo, una corriente de agua y una corriente de gas. La corriente de agua producida tiene una alta salinidad, suele ser considerada como un subproducto del proceso y es llamada agua de producción (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

El agua de producción es una corriente de proceso que no es aprovechada energéticamente en la actualidad, a pesar de tener energía disponible en forma de calor y de ser producida en altos volúmenes. Los campos petroleros manejan el agua de producción, previo tratamiento, de cuatro formas diferentes: inyectando el agua en pozos de inyección para mantener o aumentar la presión del yacimiento, inyectando el agua al subsuelo en pozos para su disposición final, evaporando el agua en lagunas superficiales expuestas a las condiciones ambientales o descargándola a cuerpos de agua como océanos y ríos (Wenzlick & Siefert, 2020). Incluso en este último escenario es necesario enfriar el agua de producción antes de su vertimiento, puesto que su temperatura se encuentra entre los 90 y 140 °C (Akhmadullin, 2017).

La mayoría de los campos de extracción de crudo y gas del mundo actualmente producen una cantidad volumétrica de agua de producción igual o mayor que la cantidad volumétrica

de crudo obtenido (Wenzlick & Siefert, 2020). Algunas estimaciones indican que el promedio mundial suele estar cerca de los cuatro barriles de agua de producción por cada barril de crudo producido y que esta relación tiende a incrementar con el tiempo de operación del campo, llegando a valores entre 10 y 14 para los campos más maduros (Mesa, Orjuela, Ortega, & Sandoval, 2018). Lo anterior agregado a que se estimó que la producción mundial diaria de crudo era de 93,8 millones de barriles para el año 2022 (Energy Institute, 2023), permite estimar que la producción mundial diaria de agua de producción fue de 375 millones de barriles en ese año, lo cual convierte al agua de producción en una considerable fuente de energía, en forma de calor, disponible en diferentes sitios del mundo. En el caso de Colombia, se tuvo una producción promedio diaria de aproximadamente 754 mil barriles de crudo en el año 2018 (Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2022), lo cual se tradujo en la producción en promedio de cerca de 7,42 millones de barriles de agua de producción al día durante ese año (Ecopetrol S.A., 2022), lo que corresponde a una relación de cerca de 10 barriles de agua de producción por cada barril de crudo producido.

Es por esto por lo que el desarrollo de un proceso que aproveche energéticamente el calor del agua de producción obtenida de un campo petrolero adquiere importancia y puede traer varios beneficios a la industria nacional y mundial del petróleo y el gas. Para ello se pueden evaluar procesos y tecnologías utilizadas para suplir requerimientos y necesidades similares, como son los ciclos termodinámicos de potencia. En estos procesos se operan dispositivos o sistemas llamados motores o máquinas térmicas que se usan para producir una salida neta de potencia eléctrica (Çengel & Boles, 2015). En la actualidad, entre los usos de estos ciclos están la generación de energía en automóviles y la producción de energía eléctrica a partir de energía geotérmica en las plantas geotérmicas (Ahn, y otros, 2015).

Para el diseño de estos procesos se necesitan tener en cuenta varios factores como, por ejemplo, el tipo de ciclo termodinámico de potencia a utilizar. Estos ciclos se pueden clasificar en ciclos de gas (Brayton) o ciclos de vapor (Rankine) dependiendo directamente de la termodinámica del fluido de trabajo en el ciclo y su comportamiento de fases. Si el fluido de trabajo no cambia de fase se tiene un ciclo de gas y si cambia se tiene un ciclo de vapor (Borgnakke & Sonntag, 2009). Otros factores importantes que se deben

considerar son: el fluido a usar, las condiciones de las corrientes en los procesos y los equipos a utilizar.

En este trabajo se evalúa el diseño, simulación, selección y optimización de diferentes procesos que permiten la recuperación de la energía en forma de calor, que posee el agua de producción de un campo petrolero, para producir energía eléctrica por medio de ciclos termodinámicos de potencia. Para esto se definen variables como las condiciones de operación del agua de producción del campo petrolero (flujo, presión, temperatura y composición), la composición y la termodinámica de los fluidos de trabajo considerados, las condiciones de las corrientes de los procesos (presión, temperatura y composición) y los equipos a emplear. Para plantear la metodología se tuvieron en cuenta varios indicadores como la potencia eléctrica neta generada y la eficiencia energética de los ciclos, los índices de Potencial de Calentamiento Global (Global Warming Potential – GWP, por sus siglas en inglés) y Potencial de Agotamiento de la capa de Ozono (Ozone Depletion Potential – ODP, por sus siglas en inglés) de los fluidos de trabajo, los costos totales (costos de capital y costos de operación y mantenimiento) y el coste nivelado de la energía (Levelized Cost of Energy – LCOE, por sus siglas en inglés), el cual es el cociente de los costos totales a lo largo del tiempo de vida del proyecto y la energía eléctrica generada en ese periodo.

El trabajo desarrollado se presenta en este documento, que se compone de cinco capítulos. En el primer capítulo se aborda el contexto y el marco teórico relacionado con la industria petrolera y la producción del petróleo, así como las principales características, el tratamiento y disposición, la relación con la producción de petróleo y el panorama en Colombia y a nivel mundial del agua de producción. Adicionalmente se aborda los aspectos de la simulación de procesos y de los ciclos termodinámicos de potencia, incluyendo características, aplicaciones actuales en otras áreas, pruebas piloto exitosas en el aprovechamiento energético del agua de producción, las diferentes variantes y configuraciones, y algunos de los fluidos de trabajo utilizados. En el segundo capítulo se presenta el problema identificado (desaprovechamiento de la energía térmica del agua de producción) y la propuesta definida en este trabajo (proceso para utilizar la energía, en forma de calor, del agua de producción para producir energía eléctrica). También se describe la metodología empleada para el diseño de los procesos y sus criterios de selección, así como el establecimiento del número de procesos a implementar por medio

de un diseño de experimentos de tipo Box-Behnken. En el tercer capítulo se evalúan los diseños planteados a partir de las condiciones de operación del agua de producción definidas, los tipos de ciclos de potencia y los fluidos de trabajo considerados. Además, se presentan los resultados de la simulación de estos procesos utilizando el software Aspen Plus® y la selección de los mejores diseños teniendo en cuenta la potencia eléctrica neta generada, la eficiencia energética, los índices ambientales de los fluidos de trabajo y los costos totales de los procesos. Finalmente se aborda la optimización de las condiciones de los procesos seleccionados minimizando su coste nivelado de la energía (LCOE). En el cuarto capítulo se presenta el análisis de los resultados obtenidos, cuantificando los beneficios económicos y ambientales de los procesos optimizados y la factibilidad de la implementación de estos procesos en la actualidad en Colombia y el mundo. En el quinto y último capítulo se presentan las conclusiones del trabajo y las recomendaciones para futuros trabajos en este tema.

1.Contexto y marco teórico

En este capítulo se abordan algunas de las características del petróleo como sus componentes, su composición, su proceso de formación y su ubicación en diferentes tipos de yacimientos o reservorios; así como su proceso de producción desde su recobro hasta la salida de las instalaciones de tratamiento bajo el cumplimiento de especificaciones. También se presenta información relevante del agua de producción, como su obtención después de la separación de diferentes tipos de salmueras, su composición, los diferentes manejos que se le da actualmente, sus procesos de tratamiento y enfriamiento, sus condiciones de operación comunes y su panorama nacional e internacional actual dentro de la industria del petróleo y el gas. Adicionalmente se identifican las diferentes clasificaciones y características de los ciclos termodinámicos, haciendo énfasis en los ciclos Rankine y Brayton, así como en los conceptos, diagramas termodinámicos, configuraciones, pruebas piloto con agua de producción y aplicaciones actuales relacionadas. Finalmente, se habla acerca de la simulación de procesos como herramienta para el modelamiento, análisis y optimización de procesos.

1.1 Agua de producción

1.1.1 Producción del petróleo

El petróleo es una mezcla natural de hidrocarburos sólidos, líquidos y gaseosos que se encuentran en los depósitos de rocas sedimentarias a lo largo del mundo. También contiene pequeñas cantidades de heterocompuestos de nitrógeno, oxígeno, azufre y metales (Speight, 2006). Su composición química elemental aproximada se presenta en la Tabla 1-1. Puesto que los mayores constituyentes del petróleo son los hidrocarburos, se tiene que la mayoría del porcentaje en peso corresponde al carbono e hidrógeno que los componen (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Los hidrocarburos presentes en el petróleo se pueden clasificar en tres categorías según su estructura química:

- Alcanos o parafinas: son compuestos saturados que tienen la fórmula general C_nH_{2n+2} . Pueden ser cadenas de hidrocarburos lineales o ramificadas (Matar & Hatch, 2000). Algunos ejemplos son el metano (CH_4), el etano (C_2H_6), el propano (C_3H_8), el n-butano e isobutano (C_4H_{10}).
- Cicloalcanos o cicloparafinas (Naftenos): son hidrocarburos saturados cíclicos, los cuales tienen la fórmula general C_nH_{2n} . Pueden componerse de dos o más ciclos unidos entre sí (Matar & Hatch, 2000). Algunos ejemplos son el ciclopentano (C_5H_{10}), el ciclohexano (C_6H_{12}) y el metilciclohexano (C_7H_{14}).
- Aromáticos: son compuestos cíclicos que contienen enlaces dobles conjugados (electrones pi deslocalizados) alrededor de ellos. Pueden componerse de dos o más anillos unidos entre sí (Wade Jr., 2010). Algunos ejemplos son el benceno (C_6H_6), el tolueno (C_7H_8) y los xilenos (C_8H_{10}). Dentro de esta categoría se encuentran los asfáltenos, los cuales son mezclas complejas de compuestos aromáticos y heterociclos (Matar & Hatch, 2000).

Tabla 1-1: Composición química elemental aproximada del petróleo.

Elemento	Distribución (% p/p)
Carbono	83-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0,05-2,5
Nitrógeno	0,1-2
Oxígeno	0-2
Metales	Trazas

Fuente: (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Además de los hidrocarburos, varios tipos de compuestos se encuentran en el petróleo y estos se pueden clasificar según el elemento, diferente al carbono e hidrógeno, que los compone:

- Compuestos de azufre: estos compuestos pueden ser inorgánicos (como el sulfuro de hidrógeno, H_2S) u orgánicos. Estos últimos se pueden clasificar como ácidos o no

- ácidos. Ejemplos de los compuestos orgánicos ácidos son los tioles (mercaptanos), mientras que los tiofenos, sulfuros y polisulfuros son no ácidos (Matar & Hatch, 2000).
- Compuestos de nitrógeno: se pueden clasificar como básicos o no básicos. Los compuestos básicos contienen el anillo de la piridina, mientras que los no básicos suelen tener la estructura del pirrol (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).
 - Compuestos de oxígeno: los ácidos carboxílicos, los cresoles, los fenoles y los ácidos nafténicos son compuestos débilmente ácidos, mientras que los ésteres, las cetonas y las amidas son compuestos no ácidos (Matar & Hatch, 2000).
 - Compuestos de metales: muchos metales se encuentran en el petróleo, siendo los más abundantes el sodio, el calcio, el magnesio, el aluminio, el hierro, el cobre, el vanadio y el níquel. Estos se presentan como sales inorgánicas (el sodio como cloruro de sodio), como compuestos organometálicos (el vanadio y el níquel como porfirinas) o como sales o jabones (el calcio y el magnesio junto con ácidos carboxílicos) (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

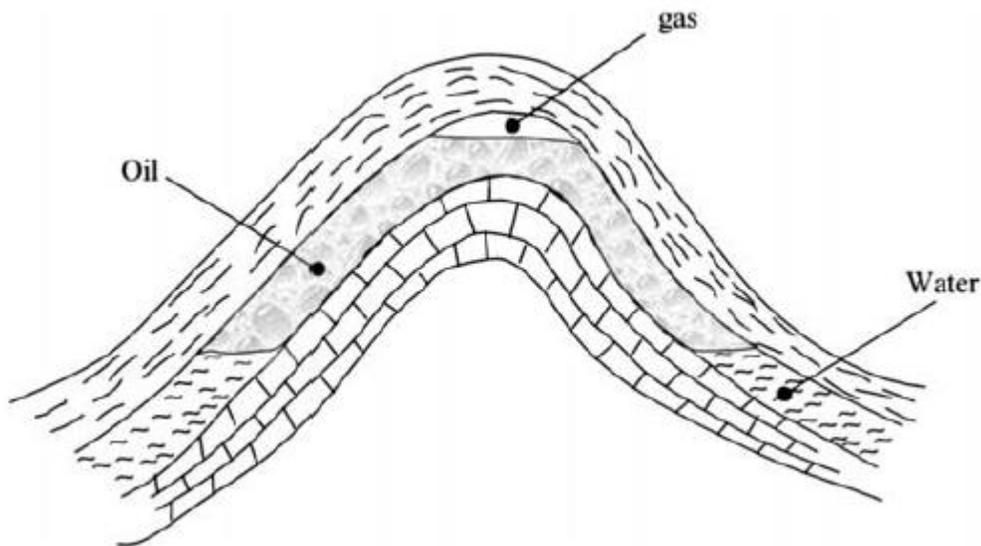
Aunque existen varias teorías acerca del origen del petróleo y aún no se ha comprobado ninguna de ellas de manera concluyente, la más aceptada presenta al crudo como un producto de la compresión y calentamiento de los restos de seres vivos de millones de años atrás. Según esta teoría, la materia orgánica mezclada con lodo se enterró bajo capas sedimentarias inorgánicas gruesas las cuales generaron altos niveles de calor y presión, lo cual permitió la metamorfosis de estos restos, primeramente, en un material ceroso (conocido como querógeno) y luego en hidrocarburos líquidos y gaseosos a través de un proceso llamado catagénesis. Estos hidrocarburos migraron a las capas de roca adyacentes hasta ser atrapadas en rocas porosas, formando un reservorio. Para la formación de estos depósitos se requirió la existencia de rocas que permitieran el almacenamiento del crudo, de rocas que actuaran como una tapa para prevenir su escape y de rocas de origen que permitieran la formación del fluido (Speight, 2006).

Adicionalmente al hidrocarburo líquido o petróleo, en los yacimientos se encuentra gas y salmuera, los cuales ocupan los espacios porosos entre los granos de arenisca (rocas de origen) o los espacios porosos, grietas y cavidades de calizas y dolomitas (rocas de almacenamiento). Una vez el crudo, el gas y la salmuera migraron hacia las rocas impermeables que actúan como tapa, bajo los efectos de la presión y la gravedad, estas tres fases se segregaron debido a sus diferencias en densidad (Abdel-Aal, Aggour, &

Fahim, 2003). Debido a que el gas es el que tiene una menor densidad ocupa la parte superior del reservorio o está disuelto en el hidrocarburo líquido, mientras que la salmuera, que es la que tiene mayor densidad, se ubica en la parte inferior o está presente como emulsión. El crudo, el cual tiene una densidad intermedia entre la del gas y la salmuera, se encuentra entre las dos capas.

Existen depósitos con estructuras geológicas de diferentes tamaños y formas, lo cual permite clasificarlos según las condiciones de su formación. Un tipo de reservorio son los que tienen forma de domo y anticlinal, los cuales se forman por el plegado de las capas de roca, como se muestra en la Figura 1-1, dónde también se presenta la distribución del gas, el crudo y la salmuera en este tipo de yacimiento. Otros tipos de reservorio son las fallas, los domos salinos, las discordancias y los lenticulares (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Figura 1-1: Reservorio con forma de domo y anticlinal.



Fuente: (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

La producción de crudo de un reservorio es llamada recobro y existen varios métodos en los que se puede lograr, los cuales van desde usar la energía del propio depósito (el crudo fluye del pozo sin asistencia) hasta métodos mejorados en los que se le añade energía al reservorio para extraer el crudo (Speight, 2006). Estos métodos se pueden clasificar en tres categorías: recobro primario, recobro secundario y recobro mejorado.

El recobro primario es el método más simple para la producción de crudo ya que depende de la energía natural (presión) del reservorio para transportar el crudo, a través de complejas redes de poros hasta los pozos, los cuales lo llevan a la superficie. Esta energía puede derivarse de la expansión de la fase líquida y la desorción de gases del crudo debida a la caída de la presión del depósito durante su etapa de producción, por la expansión del gas libre, por un flujo natural de entrada de agua, por la gravedad o por combinaciones de estos efectos. Dependiendo del tipo de energía impulsora del reservorio la cantidad de crudo que se puede recobrar varía desde un 20% hasta un 80% del total (Speight, 2006).

El recobro secundario hace referencia a varias técnicas que permiten la producción de crudo de reservorios que no tienen la presión suficiente para llevarlo hasta la superficie. Debido a que la tasa de producción de un pozo tiende a disminuir en el tiempo a medida que la presión natural del depósito se gasta, se suelen instalar bombas para mantener una tasa de producción eficiente. Otras técnicas para incrementar la presión del depósito implican la inyección de agua y la inyección de gas. Con el recobro secundario se busca suplir la presión perdida en el reservorio y transportar el crudo presente en los pozos de inyección hacia los pozos de producción (Speight, 2006).

El recobro mejorado tiene como objetivo reducir la viscosidad del crudo para así poder extraer una mayor cantidad a la que es posible obtener a través del recobro primario y secundario. Dentro de este tipo de recobro se encuentran los métodos térmicos, como la inyección de vapor y la combustión *in situ*, con los cuales se calienta el crudo facilitando su producción. Otro tipo de métodos son los químicos, en los que se tienen técnicas como la inyección de polímeros o de surfactantes, la cual permite alterar la tensión superficial entre el agua y el crudo, permitiendo su movilización (Speight, 2006).

Independientemente del tipo de recobro utilizado, el fluido producido consiste en una mezcla trifásica de petróleo, gas y salmuera, la cual es difícil de manejar, medir y transportar. Además, su envío hacia refinерías y plantas de gas es inseguro y económicamente no viable. Adicionalmente los equipos de transporte y refinación de crudo y gas requieren el cumplimiento de ciertas especificaciones en los fluidos con los que trabajan, por lo que para alcanzar estas especificaciones el fluido de producción de los pozos es transportado por tuberías y arreglos de válvulas hasta instalaciones de tratamiento (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Primeramente, se utilizan procesos para separar las tres fases en diferentes corrientes a través de equipos mecánicos como separadores trifásicos, de los cuales se remueve el gas y el agua libre del petróleo. Posteriormente cada una de las corrientes continua por diferentes etapas de tratamiento, incluido el petróleo, el cual no suele cumplir aún las especificaciones requeridas.

Durante todos los tratamientos que se le realizan al petróleo en las instalaciones se produce al menos uno de los tipos de salmuera que se presentan en la Tabla 1-2, en donde también se presenta su distribución típica. El agua libre constituye la mayor parte de la salmuera que acompaña al petróleo y se caracteriza por ser el agua que se separa del petróleo por acción de la gravedad y la diferencia de densidad. En los separadores trifásicos se suele separar el agua libre con un tamaño de gota mayor a 500 micrómetros, mientras que el agua libre de menor diámetro se separa en etapas posteriores de deshidratación del petróleo, en la que se utilizan equipos como recipientes de agua libre o tanques de lavado (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Tabla 1-2: Distribución típica de los tipos de salmuera en la producción de petróleo.

	Agua libre (% v/v)	Agua emulsionada (% v/v)	Agua disuelta (% v/v)
Máximo	80	20	<0,1
Mínimo	10	>0,1	>0,01

Fuente: (Forero, Ortíz, Nariño, Díaz, & Peña, 2008)

El agua emulsionada son mezclas de petróleo y salmuera generadas por su inmiscibilidad entre sí, donde uno de los líquidos está disperso en forma de pequeñas gotas (fase dispersa) en el otro líquido (fase continua), las cuales permanecen estables por la acción de un agente emulsificante. Existen varios agentes emulsificantes, entre los que se encuentran compuestos naturales como los asfáltenos y las resinas, aditivos químicos como inhibidores de corrosión, biocidas, surfactantes y agentes humectantes, y materiales sólidos finos como la arena y la arcilla (Forero, Ortíz, Nariño, Díaz, & Peña, 2008).

Existen dos tipos de emulsiones: la emulsión de agua en petróleo, en la que el agua es la fase dispersa y el petróleo es la fase continua, y la emulsión de petróleo en agua, donde el petróleo es la fase dispersa y el agua es la fase continua. En estas emulsiones la fase dispersa se encuentra como gotas con un diámetro menor a 100 micrómetros, las cuales

no son fáciles de separar por gravedad. Las emulsiones se pueden romper mediante el uso de agentes tensoactivos o desemulsificantes, el calentamiento de la mezcla, la aplicación de un campo eléctrico o la combinación de varias de estas técnicas. El agua disuelta es el tipo de salmuera que se encuentra en menor cantidad con el petróleo ya que se encuentra enlazada molecularmente en la matriz de los compuestos que componen al petróleo (Forero, Ortiz, Nariño, Díaz, & Peña, 2008).

Debido a que la salmuera causa alta corrosión y aumenta los problemas asociados a las operaciones de transporte y refinación del petróleo, la cantidad volumétrica de agua remanente en el petróleo, que es conocida como los sedimentos básicos y agua (BS&W), se suele reducir en las instalaciones hasta cumplir con una especificación entre un 0,5% y 1% en peso. Adicionalmente, el contenido de sal en esta agua remanente se limita a un rango entre 10 a 15 libras por mil barriles de petróleo (PTB), y en caso de que el petróleo tenga una concentración mayor se debe someter al petróleo a un proceso de desalado (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

Además del contenido de agua y de sal, las otras dos especificaciones que suele cumplir el petróleo tratado son el contenido de sulfuro de hidrógeno (H_2S) y la presión de vapor de Reid (Reid Vapor Pressure – RVP, por sus siglas en inglés). Cuando el petróleo contiene más de 400 ppm de H_2S , se clasifica como petróleo ácido, mientras que si la concentración es menor se le llama petróleo dulce. Esto es relevante puesto que el petróleo ácido genera problemas de corrosión y seguridad, por lo que se le debe realizar un proceso de endulzamiento para reducir su contenido de H_2S . Respecto a la presión de vapor de Reid, esta se utiliza para optimizar la cantidad de petróleo producido y reducir su volatilidad, manteniéndolo más estable. Los valores recomendados de la presión de vapor de Reid suelen ser menores a 12 psi (Abdel-Aal, Aggour, & Fahim, 2003).

El gas natural producido junto con el petróleo debe pasar por varios procesos y tratamientos dentro de una planta de gas con el objetivo de purificarlo para ser usado, transportado y evitar problemas de corrosión en tuberías y equipos. Dentro de la composición del gas natural sin tratar se encuentra el metano como constituyente principal junto con otros alcanos, dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), oxígeno (O_2), nitrógeno (N_2), helio (He) y agua en las proporciones volumétricas que se muestran en la Tabla 1-3 (Speight, 2019).

El tratamiento del gas natural inicia con un proceso de endulzamiento en el que se le reduce la concentración de H₂S y CO₂, pasando de ser un gas ácido (nombre que se le da cuando se tienen altas cantidades de estos compuestos) a un gas dulce. Posteriormente se retira el agua presente en el gas por un método de deshidratación, el nitrógeno a través de un proceso de rechazo de nitrógeno y el helio por una técnica de remoción. Finalmente se realiza la separación y fraccionamiento del metano de los demás hidrocarburos presentes (Speight, 2019).

Tabla 1-3: Composición volumétrica del gas natural sin tratar.

Compuesto	Fórmula	Distribución (% v/v)
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3-8
Propano	C ₃ H ₈	1-5
n-Butano	C ₄ H ₁₀	1-2
iso-Butano	C ₄ H ₁₀	<0,3
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	1-5
iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	<0,4
C ₆ -C ₈	C ₆ -C ₈	<2
Dióxido de carbono	CO ₂	1-2
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	1-2
Oxígeno	O ₂	<0,1
Nitrógeno	N ₂	1-5
Helio	He	<0,5

Fuente: (Speight, 2019).

1.1.2 El agua de producción y la industria petrolera

Durante varias de las etapas de tratamiento del crudo en las instalaciones se obtiene como subproducto una salmuera, ya sea de agua libre o de agua emulsionada, la cual es llamada de manera general agua de producción. El agua de producción es una mezcla compleja de compuestos orgánicos e inorgánicos disueltos y de compuestos particulados. Las propiedades fisicoquímicas del agua de producción varían ampliamente dependiendo de la edad geológica, la profundidad y la geoquímica del yacimiento, así como de la composición química del crudo y el gas que la acompañan, y de los químicos inyectados durante el recobro y el tratamiento. Dentro de la composición del agua de producción se encuentran sales inorgánicas, metales, hidrocarburos y otros compuestos orgánicos (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

Respecto a la salinidad y los iones inorgánicos presentes en el agua de producción estos se encuentran en un intervalo de concentraciones que va desde unas pocas partes por mil hasta la de una salmuera saturada. La mayoría de las aguas de producción tienen salinidades mayores a las del agua de mar. El agua de producción contiene las mismas sales que el agua de mar, siendo los iones inorgánicos más abundantes el sodio, cloro, calcio, magnesio, potasio, sulfato, bromuro, bicarbonato y yoduro (Neff, Lee, & DeBlois, 2011). En la Tabla 1-4 se presentan las concentraciones de iones inorgánicos reportadas en diferentes referencias, en la que se puede observar que los valores varían considerablemente según las formaciones geológicas consideradas.

Tabla 1-4: Concentraciones de iones inorgánicos en varias aguas de producción.

Fuente Ion	Neff	Ortega	Dudek	Klemz	Scanlon	Wenzlick
Concentración (mg/L)						
Sodio (Na ⁺)	23000-57300	1490	5000-43600	132-97000	51520	21600
Cloruro (Cl ⁻)	46100-141000	2570	12400-81000	80-200000	95820	41545
Calcio (Ca ²⁺)	2530-25800	429	151-5700	13-25800	6627	3961
Magnesio (Mg ²⁺)	530-4300	72,3	25-791	8-6000	1311	151
Potasio (K ⁺)	130-3100	124	160-744	24-4300	841	265
Sulfato (SO ₄ ²⁻)	210-1170	8,2	18-1650	2-1650	1024	43
Bromuro (Br)	46-1200	287	-	-	-	-
Estroncio (Sr ²⁺)	7-1000	-	-	1-1000	-	289
Amonio (NH ₄ ⁺)	23-300	-	-	10-300	-	-
Bicarbonato (HCO ₃ ⁻)	77-560	378	420-1430	77-3990	440	15
Yoduro (I)	3-210	-	-	-	-	-
Carbonato (CO ₃ ²⁻)	30-450	1	-	-	-	-
Litio (Li ⁺)	3-50	-	-	3-50	-	-

Fuentes: (Neff, Lee, & DeBlois, 2011), (Ortega Ramirez, 2019), (Dudek, Vik, Aanesen, & Öye, 2020), (Klemz, y otros, 2021), (Scanlon, y otros, 2020) y (Wenzlick & Siefert, 2020).

El agua de producción puede contener muchos metales disueltos o en forma de micropartículas en diferentes concentraciones, dependiendo de la formación de la que se produce. Los metales que se encuentran más frecuentemente en altas concentraciones son el bario, hierro, manganeso, mercurio y zinc. Una lista de los metales presentes en el

agua de producción y sus intervalos de concentración en una formación geológica del golfo de México se muestra en la Tabla 1-5 (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

Tabla 1-5: Concentraciones de metales en el agua de producción.

Metal	Concentración (µg/L)
Arsénico (As)	0,5-31
Bario (Ba)	81000-342000
Boro (B)	8000-40000
Cadmio (Cd)	0,05-1
Cromo (Cr)	0,1-1,4
Cobre (Cu)	0,2
Hierro (Fe)	10000-37000
Plomo (Pb)	0,1-28
Manganeso (Mn)	1000-7000
Mercurio (Hg)	0,01-0,2
Molibdeno (Mo)	0,3-2,2
Níquel (Ni)	1-7
Vanadio (V)	1,2
Zinc (Zn)	10-3600

Fuente: (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

Entre los compuestos orgánicos presentes en el agua de producción se encuentran los ácidos orgánicos, principalmente los ácidos mono y dicarboxílicos de bajo peso molecular, como el ácido fórmico, acético, propanoico, butanoico, pentanoico, oxálico y malónico; así como ácidos aromáticos como el ácido benzoico. En el caso de los hidrocarburos se tiene que existen compuestos alifáticos (no aromáticos) y aromáticos. Los hidrocarburos alifáticos suelen ser alcanos lineales de bajo peso molecular que se encuentran en concentraciones de unas pocas partes por millón, mientras que entre los hidrocarburos aromáticos se encuentran los bencenos, el tolueno, el etilbenceno, los xilenos, los fenoles y los hidrocarburos aromáticos policíclicos como los naftalenos y los fenantrenos (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

Existen diferentes métodos para el manejo del agua de producción, entre los que se destacan:

- Inyección para recobro mejorado: consiste en la inyección del agua de producción en pozos de inyección con el objetivo de mantener la presión en los pozos de producción de crudo, además de evitar su tratamiento y enfriamiento (Speight, 2006).
- Inyección para disposición final: esta técnica consiste en la inyección del agua de producción en un acuífero confinado en el que se garantiza que no tenga contacto con otros acuíferos subterráneos ni con el reservorio productor (Mesa, Orjuela, Ortega, & Sandoval, 2018).
- Descarga superficial: en este método se vierte el agua de producción en cuerpos de agua como ríos y mar, después de ser tratada y enfriada para evitar problemas ambientales y de salud.
- Evaporación: consiste en la aspersion del agua de producción en lagunas o fosos en donde se deja evaporar debido a las condiciones ambientales de la zona. Las sales y sólidos disueltos permanecen en el foso y se disponen de manera segura, mientras que el agua sale purificada como vapor (Alconsult International, 2005).
- Reúso: consiste en el uso del agua de producción tratada y enfriada en aplicaciones como el riego de cultivos en la agroindustria o para otros procesos industriales.

En Colombia la mayoría del agua de producción se maneja por medio de la inyección para disposición final, seguida de la inyección para recobro mejorado, la descarga a cuerpos de agua y el reúso para riego, como se observa en la Figura 1-2 (Ecopetrol S.A., 2022).

Figura 1-2: Distribución del agua de producción según el método de manejo empleado por parte de Ecopetrol en el año 2022.



Fuente: (Ecopetrol S.A., 2022).

En Estados Unidos se tiene que la inyección para disposición final y la inyección para recobro mejorado son las técnicas con las que se maneja más del 90% del agua de producción del país, seguido de la descarga superficial, la evaporación y el reúso; como se muestra en la Figura 1-3 (Wenzlick & Siefert, 2020).

Figura 1-3: Distribución del agua de producción según el método de manejo empleado en Estados Unidos en el año 2012.



Fuente: (Wenzlick & Siefert, 2020).

Dependiendo del tipo de disposición a emplear y de las normativas ambientales vigentes de cada país, el agua de producción debe ser tratada para ajustar sus propiedades de acuerdo con estos requerimientos. Por ejemplo, en el caso de Colombia se tiene que para los vertimientos puntuales a cuerpos de aguas superficiales de actividades asociadas a la producción de hidrocarburos se deben cumplir los parámetros fisicoquímicos de la Resolución 631 de 2015, que establece sus valores límites máximos permisibles, los que se presentan en la Tabla 1-6.

Tabla 1-6: Parámetros fisicoquímicos para el vertimiento del agua de producción a cuerpos de aguas superficiales en Colombia.

Parámetro	Unidades	Producción (Upstream)
Generales		
pH	Unidades de pH	6,00 a 9,00
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L O ₂	180,00
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO ₅)	mg/L O ₂	60,00
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	mg/L	50,00
Sólidos Sedimentables (SSED)	mL/L	1,00
Grasas y Aceites	mg/L	15,00
Fenoles	mg/L	0,20
Sustancias Activas al Azul de Metileno (SAAM)	mg/L	Análisis y Reporte
Hidrocarburos		
Hidrocarburos Totales (HTP)	mg/L	10,00
Hidrocarburos Aromáticos Policíclicos (HAP)	mg/L	Análisis y Reporte
BTEX (Benceno, Tolueno, Etilbenceno y Xileno)	mg/L	Análisis y Reporte
Compuestos Orgánicos Halogenados Adsorbibles (AOX)	mg/L	Análisis y Reporte
Compuestos de Fósforo		
Fósforo Total (P)	mg/L	Análisis y Reporte
Ortofosfatos (P-PO ₄ ³⁻)	mg/L	Análisis y Reporte
Compuestos de Nitrógeno		
Nitratos (N-NO ₃ ⁻)	mg/L	Análisis y Reporte
Nitrógeno Amoniacal (N-NH ₃)	mg/L	Análisis y Reporte
Nitrógeno Total (N)	mg/L	10,00
Iones		
Cianuro Total (CN ⁻)	mg/L	1,00
Cloruros (Cl ⁻)	mg/L	1200,00
Fluoruros (F ⁻)	mg/L	Análisis y Reporte
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	mg/L	300,00
Sulfuros (S ²⁻)	mg/L	1,00
Metales y Metaloides		
Arsénico (As)	mg/L	0,10
Bario (Ba)	mg/L	Análisis y Reporte
Cadmio (Cd)	mg/L	0,10
Cinc (Zn)	mg/L	3,00
Cobre (Cu)	mg/L	1,00
Cromo (Cr)	mg/L	0,50
Hierro (Fe)	mg/L	3,00

Parámetro	Unidades	Producción (Upstream)
Mercurio (Hg)	mg/L	0,01
Níquel (Ni)	mg/L	0,50
Plata (Ag)	mg/L	Análisis y Reporte
Plomo (Pb)	mg/L	0,20
Selenio (Se)	mg/L	0,20
Vanadio (V)	mg/L	1,00
Otros Parámetros para Análisis y Reporte		
Acidez Total	mg/L CaCO ₃	Análisis y Reporte
Alcalinidad Total	mg/L CaCO ₃	Análisis y Reporte
Dureza Cálcica	mg/L CaCO ₃	Análisis y Reporte
Dureza Total	mg/L CaCO ₃	Análisis y Reporte
Color Real	m ⁻¹	Análisis y Reporte
Temperatura	°C	40,00

Fuente: (Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, 2015).

En el caso de los Estados Unidos el vertimiento está regulado por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (Environmental Protection Agency – EPA, por sus siglas en inglés), la cual definió límites de vertimiento que van desde la prohibición del vertimiento en aguas superficiales hasta vertimientos limitados según la toxicidad y el contenido de aceites en el agua (Caudle, 2002). Uno de los factores más importantes para permitir el vertimiento es la ubicación geográfica, puesto que solo los pozos que se encuentran al oeste del meridiano 98 (el cual se encuentra aproximadamente por la mitad del país) pueden realizar vertimientos, siempre y cuando el agua cumpla los límites establecidos en un permiso del Sistema Nacional de Eliminación de Descargas de Contaminantes (National Pollutant Discharge Elimination System – NPDES, por sus siglas en inglés) (Veil, 2020).

Cuando se requiere cumplir con los límites establecidos respecto a las características del agua de producción se suele necesitar una etapa de tratamiento, en la que se ajustan las concentraciones de los compuestos químicos que acompañan al agua de producción, así como una etapa de enfriamiento, en la que se enfría el agua hasta un valor que evite problemas medioambientales.

El tratamiento del agua de producción busca remover las grasas y aceites presentes por su contacto con el petróleo, así como la eliminación de los compuestos orgánicos disueltos.

Para esto existen diferentes tecnologías que permiten cumplir con cada uno de estos propósitos. Dentro de los equipos que se utilizan para la remoción de las grasas y aceites se encuentran los separadores API, los tanques desnatadores, los separadores de placas corrugadas, las celdas de flotación por gas inducido, los coalescedores y los hidrociclones, cada uno con sus respectivas ventajas y desventajas según el tamaño de partícula que pueden remover, sus costos totales y su practicidad (Alconsult International, 2005). Respecto a las tecnologías para la eliminación de los compuestos orgánicos disueltos se suelen usar mayoritariamente filtros los cuales funcionan por medio de la adsorción de estos químicos al emplear diferentes configuraciones y medios filtrantes (carbón activado, tierras diatomáceas, cáscara de nuez) (Mesa, Orjuela, Ortega, & Sandoval, 2018).

Respecto al enfriamiento del agua de producción existen diferentes procesos con los que se puede realizar, entre los que se encuentra la aspersion en piscinas, lo cual permite el enfriamiento con el aire ambiental; el uso de torres de enfriamiento, en donde además del enfriamiento con el aire se enfría el agua por medio de la evaporación de una fracción de ella, y el uso de intercambiadores de calor, en los que se usa otro fluido para retirar el calor del agua de producción.

El manejo del agua de producción es importante dentro de la industria del petróleo y el gas debido a que la mayoría de los reservorios del mundo producen un volumen de agua de producción mayor al volumen de petróleo que se produce, siendo que se estima que el promedio mundial actual de esta relación se encuentra cerca de los 4 barriles de agua de producción por cada barril de petróleo obtenido (Dudek, Vik, Aanesen, & Öye, 2020). Adicionalmente se sabe que esta relación tiende a incrementar con el tiempo durante la etapa de producción de los depósitos. Lo anterior representa un gran impacto económico y técnico dentro de las operaciones de la industria del petróleo y gas debido al manejo y tratamiento que se le debe dar a estos grandes volúmenes de agua.

La producción diaria mundial de petróleo durante el año 2022 fue aproximadamente de 93,8 millones de barriles (Energy Institute, 2023), con lo que, si se tiene en cuenta la relación volumétrica promedio mundial actual entre el agua de producción y el petróleo, se puede estimar que la producción diaria mundial de agua de producción fue de 375 millones de barriles en el año 2022. A nivel de Colombia Ecopetrol reportó que durante el año 2022 su producción diaria promedio de agua de producción fue de 7,42 millones de barriles,

correspondiente a una relación volumétrica promedio de 11 barriles de agua por cada barril de petróleo (Ecopetrol S.A., 2022).

1.1.3 Condiciones de operación del agua de producción

De cara al diseño de procesos relacionados con el agua de producción es importante conocer cuáles son las condiciones de operación a las que se encuentra en los campos petroleros existentes. Respecto al flujo de agua que se produce en diferentes campos, tanto de Estados Unidos como de Colombia, no se encuentran cifras publicadas que permitan saber con certeza los intervalos de caudales de agua que se tienen. De lo que si hay información es de la producción de petróleo en los campos, por lo que, junto con la relación entre barriles de agua de producción y barriles de petróleo producido, se puede estimar un intervalo de flujos de agua de producción.

La producción diaria de petróleo en los campos petroleros de Colombia suele ir desde unos cuantos cientos de barriles hasta los cien mil barriles que produjo el campo Rubiales, el más grande del país, en el año 2022 (Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2022). Utilizando el promedio mundial actual se tiene que los flujos de agua de producción en los campos colombianos suelen ir desde unos miles hasta cientos de miles de barriles por día, aunque utilizando la relación promedio reportada por Ecopetrol para el año 2022 se tiene que el intervalo de flujos es mayor, en el cual los campos más grandes producen millones de barriles por día. Este es el caso del campo Castilla, el segundo más grande del país, el cual tuvo una producción de unos 58 mil barriles diarios durante el año 2022 (Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2022) y produjo más de un millón de barriles de agua por día.

En el caso de los Estados Unidos se tiene que la producción diaria de petróleo en sus campos va desde unos cuantos miles de barriles hasta los 650 mil barriles que produjo el campo Eagleville, el más grande del país, en el año 2013 (U.S. Energy Information Administration (EIA), 2015). Se puede estimar con la relación promedio mundial actual entre barriles de agua y barriles de petróleo que los flujos de agua de producción en estos campos van desde las decenas de miles hasta unos cuantos millones de barriles por día.

La temperatura del agua de producción depende de varios factores como la temperatura del reservorio, la temperatura ambiental, los procesos utilizados para su separación del petróleo y su tratamiento, el transporte entre etapas de procesamiento y los fenómenos de transferencia de calor a los que es sometida. Por lo anterior, la temperatura del agua varía de campo a campo. Por ejemplo, se ha encontrado que la temperatura del agua de producción en pozos de la cuenca de los llanos orientales es de 113 °C (Ortega Ramirez, 2019). A su vez, en Mississippi se ha registrado que la temperatura del agua de producción de un pozo petrolero es de 95 °C (Dahlheim & Pike, 2012). Respecto a campos petroleros se tienen registros de algunos ubicados en Estados Unidos y China cuya agua de producción tiene una temperatura que va desde los 75 °C hasta los 145 °C (Akhmadullin, 2017).

La presión del agua de producción está ligada directamente con la presión de operación de cada equipo de las diferentes etapas del proceso de separación del crudo y de su tratamiento. Por ejemplo, los separadores trifásicos tienen presiones de trabajo estándar que van desde los 230 psig hasta los 2000 psig (Sivalls, 2009), por lo que dependiendo del separador y su presión de operación el agua de producción tendrá esa presión, mientras que si el equipo en cuestión es un tanque de lavado que opera a presión atmosférica (0 psig), el agua de producción se encontrará a esta misma presión.

1.2 Ciclos termodinámicos de potencia

1.2.1 Ciclos termodinámicos

Un ciclo termodinámico es una secuencia de procesos termodinámicos conectados que involucran la transferencia de calor y trabajo dentro y fuera de un sistema, variando la presión, la temperatura y otras variables de estado dentro del sistema; y que eventualmente lo devuelve a su estado inicial (Çengel & Boles, 2015). Por lo anterior, el cambio acumulado de las variables de estado durante todos los procesos de un ciclo suma cero, mientras que el cambio del calor y el trabajo acumulado no suman cero y dependen del ciclo. Algunos ejemplos de ciclos termodinámicos son los ciclos de Carnot, de Ericsson, de Rankine, de Stirling, de Atkinson, de Brayton y de Otto.

Los ciclos termodinámicos se pueden clasificar de diferentes maneras ya sea por los dispositivos que usan, por el comportamiento del fluido de trabajo durante el ciclo o por lo que sucede con el fluido de trabajo al final del ciclo. Con el primer criterio de clasificación se tienen dos categorías: los ciclos termodinámicos de potencia y los ciclos termodinámicos de refrigeración. Los ciclos termodinámicos de potencia utilizan dispositivos para producir una salida neta de potencia, los cuales se llaman motores o máquinas térmicas. Los ciclos termodinámicos de refrigeración utilizan dispositivos para producir un efecto de refrigeración, los cuales son llamados refrigeradores o bombas térmicas (Çengel & Boles, 2015).

La clasificación según la fase del fluido de trabajo durante el ciclo tiene dos divisiones: los ciclos termodinámicos de gas y los ciclos termodinámicos de vapor. En los ciclos termodinámicos de gas, el fluido de trabajo permanece como gas durante todas las etapas del ciclo y no presenta un cambio de fase. En los ciclos termodinámicos de vapor, el fluido de trabajo se encuentra en fase líquida en unas etapas del ciclo y en fase de vapor en otras, presentando cambios de fase.

Por último, los ciclos termodinámicos se pueden clasificar como ciclos termodinámicos abiertos y ciclos termodinámicos cerrados. En los ciclos termodinámicos abiertos, el fluido de trabajo se cambia cada vez que se realiza el ciclo, como sucede en el caso de los motores de automóvil. En los ciclos termodinámicos cerrados, el fluido de trabajo se devuelve al estado inicial al final del ciclo y se recircula (Çengel & Boles, 2015).

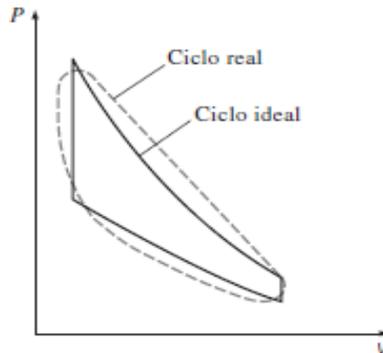
La descripción del comportamiento de los fluidos de trabajo, en los dispositivos reales usados en los ciclos termodinámicos, generalmente conlleva una gran dificultad, puesto que se deben tener en cuenta muchos fenómenos. Los ciclos termodinámicos reales suelen considerar efectos como las pérdidas energéticas debidas al flujo del fluido de trabajo a través de las aspas y álabes de turbinas, compresores y bombas; las pérdidas de calor del fluido de trabajo con el ambiente; las pérdidas por fricción en las tuberías, válvulas y accesorios; entre otros. Si al ciclo termodinámico real se le quitan todos estos procesos que generan irreversibilidades se obtiene una aproximación de este, formada únicamente por procesos reversibles, a la que se le llama ciclo termodinámico ideal. Este modelo simplificado permite evaluar las características generales de los ciclos reales.

El concepto de irreversibilidad de un proceso hace referencia a una transformación que una vez que ocurre, es imposible devolver el sistema a su estado inicial. Algunos de los fenómenos que causan la irreversibilidad de un proceso son la fricción, la mezcla de dos fluidos, la transferencia de calor a través de una diferencia de temperatura finita, la expansión libre, la deformación inelástica de sólidos, la resistencia eléctrica y las reacciones químicas (Jouhara, 2022). Un ejemplo es la fricción generada por el movimiento de un pistón en un cilindro, puesto que una parte del trabajo suministrado para desplazar el pistón se convierte en calor y se transfiere al ambiente, y este calor no se recupera al invertir el movimiento y llevar al pistón a su posición original.

Una herramienta útil para visualizar y analizar las características de los ciclos termodinámicos son los diagramas termodinámicos, en los cuales se representan los cambios en las propiedades termodinámicas del sistema durante los diferentes procesos que componen al ciclo. Además, permiten observar las condiciones en las que se presenta cada fase (sólido, líquido o gas) y sus equilibrios de fases. Aunque existen muchos tipos de diagramas termodinámicos puesto que se construyen utilizando dos variables de estado (energía interna, entalpía, temperatura, presión, volumen, entropía), los dos diagramas que más se utilizan para el estudio de los ciclos termodinámicos son el diagrama presión-volumen específico (P-v) y el diagrama temperatura-entropía específica (T-s).

Estos dos diagramas termodinámicos resultan más prácticos que el resto debido a que en los ciclos termodinámicos ideales son comunes los procesos que mantienen alguna de sus variables de estado constante. Los procesos isotérmicos ocurren a una temperatura constante, los isobáricos a una presión constante, los isocóricos a un volumen constante y los isentrópicos a una entropía constante. Estos procesos termodinámicos terminan siendo líneas rectas en vez de curvas en el respectivo diagrama que contiene la variable de estado que se mantiene constante. En la Figura 1-4 se puede observar el diagrama P-v de un ciclo termodinámico real y de su ciclo termodinámico ideal, el cual tiene dos procesos isocóricos (volumen específico constante).

Figura 1-4: Diagrama P-v de un ciclo termodinámico real y su respectivo ciclo termodinámico ideal.



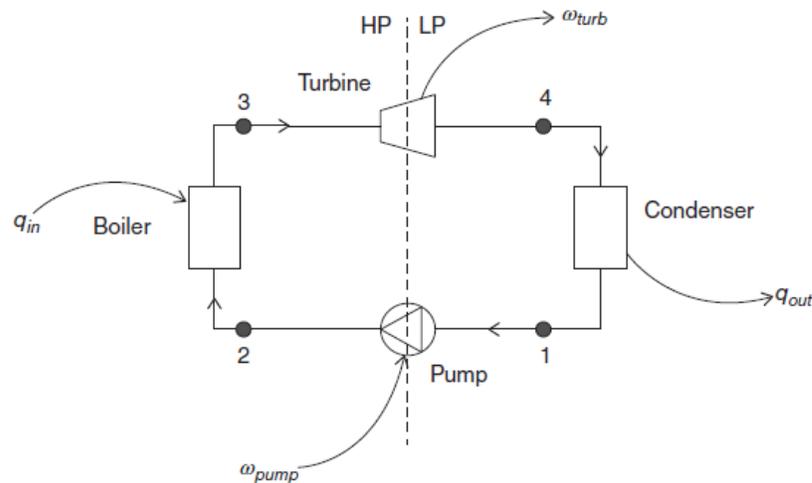
Fuente: (Çengel & Boles, 2015).

Otra característica resaltable de los diagramas P-v y T-s frente al resto de diagramas termodinámicos es que el área encerrada por las líneas y curvas de los procesos del ciclo representa el trabajo neto producido en este, lo cual equivale a su vez al calor neto transferido. Adicionalmente, el diagrama T-s tiene una ventaja para el análisis de los ciclos termodinámicos ideales debido a que estos no tienen irreversibilidades internas al sistema, por lo que los cambios en la entropía del fluido de trabajo solo se pueden dar por la transferencia de calor, siendo que si la entropía aumenta se debe a la adición de calor, mientras que si disminuye es por el rechazo de calor. Además, el área bajo la curva de un proceso en este diagrama corresponde a la transferencia de calor de éste (Çengel & Boles, 2015).

El ciclo Rankine es el ciclo termodinámico ideal de los ciclos de vapor. Se compone de cuatro equipos: una bomba, una caldera, una turbina y un condensador. El ciclo comienza con la entrada del fluido de trabajo (que se encuentra en fase líquida) a la bomba, donde ocurre un bombeo isentrópico (entropía constante) que aumenta su presión y ligeramente su temperatura. Posteriormente pasa por una caldera, la cual añade calor a presión constante, generando un aumento significativo de entropía y temperatura, y un cambio de fase a vapor. Luego, el fluido de trabajo se expande isentrópicamente en la turbina, reduciendo su presión y temperatura a cambio de la generación de potencia. Finalmente, el condensador retira calor a presión constante, causando un descenso en la temperatura y la entropía del fluido de trabajo, su cambio de fase a líquido y su retorno al estado termodinámico que tenía antes de entrar a la bomba (Jouhara, 2022). Muchos de los fluidos

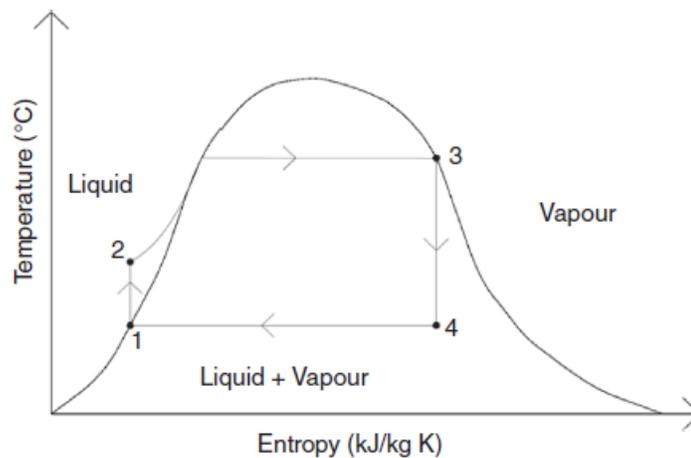
de trabajo que pueden operar en este tipo de ciclos son compuestos orgánicos, por lo que los ciclos que trabajan con este tipo de fluidos son llamados ciclos Rankine orgánicos (Organic Rankine Cycle – ORC, por sus siglas en inglés). Algunos fluidos utilizados son propano, butano, pentano y gas licuado de petróleo (GLP), que es una mezcla propano – butano. En la Figura 1-5 se presenta un esquema del ciclo Rankine en el que se muestra la secuencia de equipos y procesos que lo componen, así como las entradas y salidas de calor y trabajo del sistema. El diagrama T-s que permite observar el cambio en las variables de estado en cada una de las etapas del ciclo Rankine se presenta en la Figura 1-6.

Figura 1-5: Esquema del ciclo Rankine.



Fuente: (Jouhara, 2022).

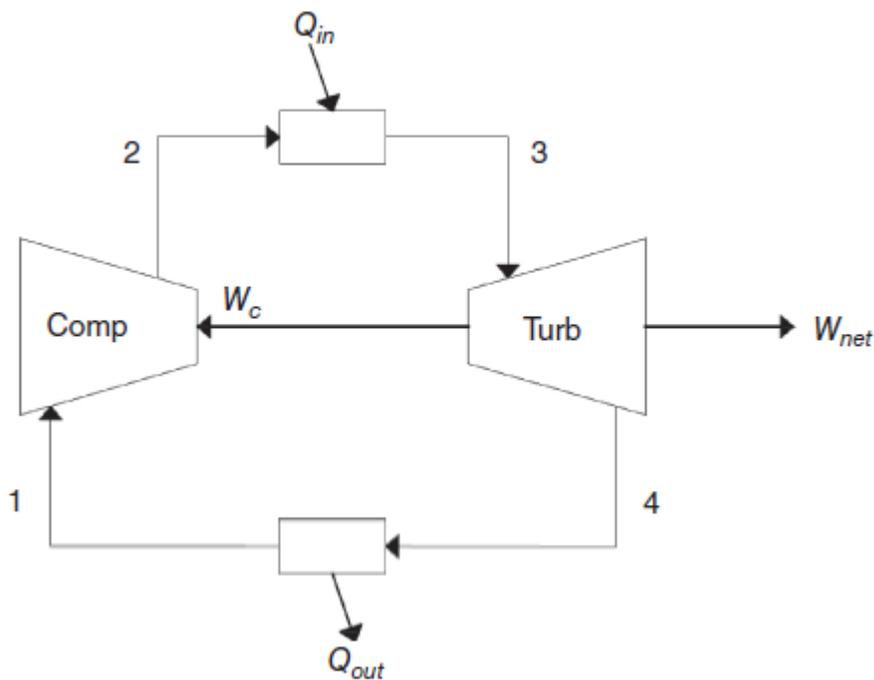
Figura 1-6: Diagrama T-s del ciclo Rankine.



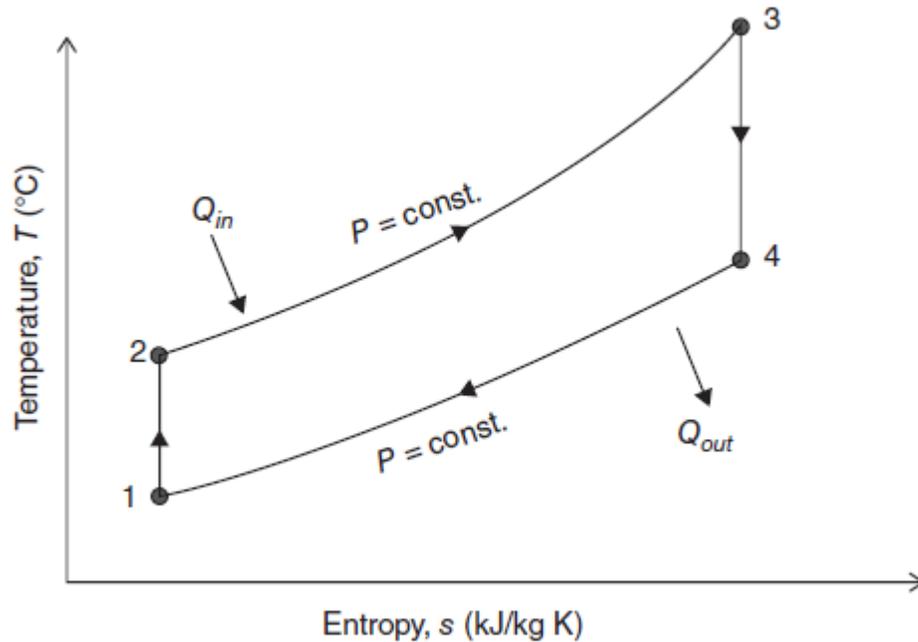
Fuente: (Jouhara, 2022).

El ciclo Brayton es el ciclo termodinámico ideal de los ciclos de gas. Se compone de cuatro equipos: un compresor, una turbina y dos intercambiadores de calor. El ciclo comienza con la entrada del fluido de trabajo al compresor, donde ocurre una compresión isentrópica que aumenta su presión y temperatura. Posteriormente pasa por un intercambiador de calor, el cual añade calor a presión constante, generando un aumento significativo de entropía y temperatura. Luego, el fluido de trabajo se expande isoentrópicamente en la turbina, reduciendo su presión y temperatura a cambio de la generación de potencia. Finalmente, el otro intercambiador retira calor a presión constante, causando un descenso en la temperatura y la entropía del fluido de trabajo, y su retorno al estado termodinámico que tenía antes de entrar al compresor (Jouhara, 2022). El aire, el nitrógeno y el dióxido de carbono supercrítico son algunos ejemplos de los fluidos de trabajo que pueden operar en este ciclo. En la Figura 1-7 se muestra un esquema del ciclo Brayton que permite observar la secuencia de equipos y procesos que lo componen, así como las entradas y salidas de calor y trabajo del sistema. El diagrama T-s que representa el cambio en las variables de estado en cada una de las etapas del ciclo Brayton se presenta en la Figura 1-8.

Figura 1-7: Esquema del ciclo Brayton.



Fuente: (Jouhara, 2022).

Figura 1-8: Diagrama T-s del ciclo Brayton.

Fuente: (Jouhara, 2022).

1.2.2 Procesos con ciclos termodinámicos de potencia

Tanto al ciclo Rankine como al ciclo Brayton básicos de cuatro etapas se les puede mejorar la eficiencia al añadir más equipos que permiten realizar procesos que recuperan más calor del sistema, para así producir una mayor cantidad de potencia. En el caso del ciclo Rankine el cambio de la turbina por una turbina de alta presión y otra de baja presión permite que el proceso de expansión isentrópica se realice en dos etapas, en medio de las cuales se recalienta el fluido de proceso haciéndolo pasar nuevamente por la caldera. Esta configuración es llamada ciclo Rankine con recalentamiento. Otro esquema es el ciclo Rankine con regeneración, en el que parte del vapor que se encuentra en la turbina se utiliza para calentar el líquido que sale de la bomba en un equipo llamado regenerador, esto con el objetivo de mejorar la transferencia de calor en la caldera (Jiménez García, Ruiz, Pacheco Reyes, & Rivera, 2023).

Para los ciclos Brayton se tienen también una amplia variedad de configuraciones que van desde el recalentamiento y la recuperación (regeneración), en las cuales se hacen las mismas modificaciones que para el ciclo Rankine, hasta otras como el interenfriamiento, la

precompresión o la interrecuperación (Ahn, y otros, 2015). Por ejemplo, en el interenfriamiento se busca realizar la compresión isentrópica en etapas, utilizando más de un compresor y usando un interenfriador para retirarle calor al fluido de trabajo entre estas etapas. Las principales aplicaciones de los ciclos Rankine y Brayton son las turbinas de gas, los motores de jet y la producción de electricidad en plantas geotérmicas, pero también son usados en reactores nucleares de agua presurizada, en centrales termoeléctricas de carbón o de gas natural, en colectores solares parabólicos o en la recuperación del calor residual de corrientes de múltiples industrias (Wang, Pan, Wang, Chen, & Huang, 2019).

Las centrales termoeléctricas utilizan la energía química que se libera, en forma de calor y radiación, de la combustión de combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos para generar potencia eléctrica. Estas plantas utilizan dos tipos de máquinas: las turbinas de vapor y las turbinas de gas. La energía térmica generada a partir de combustibles como el carbón, el gas natural o el petróleo representa más del 65% de la producción mundial de electricidad. Para la turbina de vapor se suele utilizar una configuración avanzada del ciclo Rankine cerrado, en la que la combustión del combustible permite que el fluido de trabajo se caliente a través de su contacto en un intercambiador de calor, mientras que en las turbinas de gas se utiliza una configuración avanzada del ciclo Brayton abierto, en la que el combustible se quema y los gases de combustión actúan como fluido de trabajo (Belyakov, 2020).

En el caso de la energía geotérmica, la planta de vapor de un solo *flash* es una de las tecnologías más importantes de esta industria. Para el año 2015 existían 185 unidades en operación de este tipo, estando presente en el 32% de todas las plantas geotérmicas y aportando el 43% de la capacidad instalada de energía geotérmica en el mundo. Estas plantas usan un ciclo Rankine abierto en el que inicialmente se separa la mezcla de vapor y agua que se produce de los pozos geotérmicos, a través de un separador y un removedor de humedad, para así enviar el vapor a la turbina, donde se usa para moverla y alimentar el generador eléctrico que produce la potencia. Finalmente, el vapor se condensa en un condensador obteniéndose agua, la cual se maneja, por ejemplo, inyectándola en pozos (DiPippo, 2015).

Aunque para el año 2017 no se tenían registros de aplicaciones comerciales para la generación de potencia a partir del agua de producción, sí que existen pruebas piloto que se han llevado a cabo en Estados Unidos y China. La primera de estas pruebas fue llevada a cabo por el Departamento de Energía de los Estados Unidos (Department of Energy – DOE, por sus siglas en inglés) durante la década de 1980 en el pozo Pleasant Bayou #2 del condado de Brazoria, Texas; dentro del programa de energía geotérmica y geopresionada que tenía como objetivo el desarrollo de nuevas fuentes de energía, y en el que se usó un ciclo Rankine orgánico (Chacko, Maciasz, & Harder, 1998). El siguiente registro que se tiene es del año 2008, nuevamente realizado por el DOE, esta vez en el Rocky Mountain Oilfield Testing Center (RMOTC) cerca a Casper, Wyoming; donde se utilizó un ciclo Rankine orgánico con isopentano como fluido de trabajo (Johnson & Simon, 2009). En el año 2011 se llevó a cabo un piloto con un ciclo Rankine orgánico en la primera planta geotérmica de baja temperatura de China, la cual usó el agua de producción de ocho pozos del campo petrolero Huabei para producir potencia durante ocho meses (Xin, Liang, Hu, & Li, 2012). En la Tabla 1-7 se muestra la potencia eléctrica nominal y la temperatura y el flujo del agua utilizada en las pruebas piloto de aprovechamiento energético del agua de producción de las que se tiene registro.

Tabla 1-7: Pruebas piloto de aprovechamiento energético del agua de producción.

Prueba piloto	Potencia nominal (kW)	Temperatura del agua (°C)	Flujo de agua (BWPD)
Rocky Mountain Oilfield Testing Center (RMOTC)	250	75	16700
Huabei Oilfield (China)	400	110	18155
Pleasant Bayou (Texas)	3130	145	20000

Fuente: (Akhmadullin, 2017).

1.3 Simulación de procesos

La simulación de procesos tiene como objetivo la representación de un proceso de transformación fisicoquímica, a través de un modelo matemático, el cual incluye el cálculo de balances de masa y energía, del equilibrio de fases y de los fenómenos de transporte asociados. Lo anterior permite establecer y predecir el comportamiento de dicho proceso. El modelo matemático utilizado en la simulación de procesos contiene ecuaciones lineales, no lineales y diferenciales, las cuales representan la operación de procesos, las

propiedades fisicoquímicas y las conexiones entre equipos. La simulación de procesos es una herramienta que surgió de las necesidades de hacer un mejor uso de los recursos energéticos, de minimizar los costos de operación y las emisiones de corrientes de desechos contaminantes, de incrementar el rendimiento y la eficiencia de los procesos, y de mejorar el control de las plantas (Gil Chaves, Guevara López, García Zapata, Leguizamón Robayo, & Rodríguez Niño, 2016).

Dentro de las principales aplicaciones de la simulación de procesos se encuentran el diseño de procesos asistido por computadora, la optimización de procesos, la solución de problemas operativos, la planeación de operaciones de planta y los estudios de flexibilidad de un proceso (Gil Chaves, Guevara López, García Zapata, Leguizamón Robayo, & Rodríguez Niño, 2016). La simulación de procesos permite reducir significativamente el tiempo y los recursos necesarios para determinar las mejores alternativas de diferentes procesos diseñados, además de ayudar en la determinación de sus configuraciones óptimas, con el objetivo de obtener mejoras económicas, técnicas, ambientales, entre otras.

Un simulador de procesos es un software usado para modelar el comportamiento de un proceso en estado estable, al determinar presiones, temperaturas, flujos, composiciones, entre otras propiedades. Adicionalmente permiten realizar el dimensionamiento de equipos, la estimación de costos, la predicción de propiedades fisicoquímicas, y el análisis de la operación y la optimización del proceso. Algunos simuladores de procesos comerciales son: ASPEN PLUS[®], ASPEN HYSYS[®], PRO II[®], SPEED UP[®], HYSYM[®] y CHEMCAD[®] (Gil Chaves, Guevara López, García Zapata, Leguizamón Robayo, & Rodríguez Niño, 2016).

Aspen Plus[®] es un simulador de procesos en estado estable que se usa para predecir el comportamiento de un proceso o un grupo de operaciones unitarias, a través de las relaciones existentes entre estas. Dentro de las funcionalidades principales de este simulador se encuentran: la generación de gráficas y tablas, la realización de análisis de sensibilidad y casos de estudio, el dimensionamiento y rateo de equipos, el análisis de las propiedades de sustancias puras y mezclas, el ajuste de data experimental, la estimación y regresión de propiedades fisicoquímicas, y la optimización de procesos. El software está

compuesto por un grupo de unidades (modelos o subrutinas), representadas a través de bloques o iconos, a las cuales se les debe proveer la información de proceso requerida para solucionar sus ecuaciones asociadas (Gil Chaves, Guevara López, García Zapata, Leguizamón Robayo, & Rodríguez Niño, 2016).

2. Diseño de experimentos y metodología aplicada a los procesos propuestos

En el capítulo se presenta la problemática identificada, la propuesta, los objetivos y la metodología de este trabajo, así como el desarrollo de la etapa de diseño de los procesos propuestos, iniciando con las bases y criterios de diseño en las que se definen algunas de las condiciones de operación del agua de producción, del fluido de trabajo y del agua de enfriamiento, como también las condiciones de operación a variar, los tipos de ciclo termodinámico de potencia considerados y los fluidos de trabajo a evaluar en cada diseño. También se especifican las composiciones y los modelos termodinámicos más apropiados para cada fluido de trabajo con el fin de construir sus diagramas termodinámicos temperatura-entropía, con los que se puede determinar cuál de los ciclos termodinámicos de potencia es más apropiado al producir un mejor desempeño. Además, se utiliza el método de Box-Behnken de diseño de experimentos para reducir el número de procesos a simular, pero permitiendo aún identificar la relación y sensibilidad de algunas de las variables de proceso sobre este. Finalmente, se presentan los criterios de evaluación y selección preliminar, así como el método de estimación de los costos totales de los procesos a utilizar.

2.1 Procesos propuestos

2.1.1 Propuesta del trabajo

El agua de producción es una corriente que se genera como subproducto durante el tratamiento del crudo en las instalaciones, la cual se obtiene en grandes cantidades volumétricas, mucho mayores a las del petróleo producido, y con una temperatura considerable, por lo que se enfría dependiendo del tipo de manejo que se le quiera dar. Adicionalmente, es una corriente residual que se encuentra en todos los lugares del mundo

en donde se produce petróleo. Todo lo anterior convierte al agua de producción en una fuente de energía disponible y no aprovechada.

En la actualidad una buena parte del agua de producción no solo no es aprovechada para generar energía, sino que requiere del consumo de energía para el proceso de enfriamiento. En ambos escenarios se tiene que la energía en forma de calor que tiene el agua se disipa al ambiente, por lo que se vuelve relevante proponer un proceso que permita recuperarla y darle uso. Al revisar que tecnologías comerciales actuales podrían llevar a cabo esta tarea se encuentra que los ciclos termodinámicos de potencia son usados en procesos con temperaturas moderadas, similares a las del agua de producción, como los de la generación de potencia a partir de energía geotérmica y energía nuclear. Es así como se propone el diseño de procesos que permitan utilizar la energía en forma de calor del agua de producción de un campo petrolero para producir energía eléctrica a través de un ciclo termodinámico de potencia.

La implementación de estos procesos permitiría obtener beneficios en los ámbitos económico, ambiental y social para las empresas del sector del petróleo y el gas, como la reducción de los costos asociados a la energía eléctrica requerida para el funcionamiento de sus instalaciones y equipos, la reducción de emisiones de gases contaminantes por la quema de combustibles para obtener energía o la generación de electricidad en regiones con difícil acceso a la red eléctrica.

Para definir, desarrollar y evaluar estos procesos es necesario realizar las siguientes actividades:

- Especificar las bases de diseño de los procesos: fijar algunas de las condiciones de operación asociadas al agua de producción, a los fluidos de trabajo y al sistema de enfriamiento; definir las variables del agua de producción que más pueden influenciar el desempeño de los procesos; y plantear la configuración y los equipos a usar en los ciclos termodinámicos de potencia.
- Aplicar un diseño de experimentos para reducir el número de procesos preliminares a simular, pero permitiendo la evaluación del efecto de las variables del agua de producción seleccionadas en el conjunto de procesos.

- Simular los procesos planteados en un software para así evaluar factores como su eficiencia energética, su potencia generada, sus costos totales y sus índices ambientales, con el objetivo de seleccionar los mejores.
- Optimizar los procesos más prometedores minimizando el valor de un parámetro como el coste nivelado de la energía (LCOE), el cual tiene implícita la eficiencia energética y los costos totales de los procesos, utilizando como variables de optimización las condiciones de operación del proceso que tienen una mayor sensibilidad.
- Calcular los beneficios económicos y ambientales, así como el coste nivelado de la energía, de los procesos optimizados para determinar la factibilidad actual de su implementación como proyectos dentro de empresas de la industria del petróleo y el gas.

2.1.2 Diseño de procesos

Para llevar a cabo el diseño de procesos que permitan aprovechar el calor del agua de producción para producir energía eléctrica se deben establecer una serie de consideraciones, llamadas bases y criterios de diseño, con el objetivo de delimitar el alcance y las características de los diseños que se obtendrán al finalizar esta etapa. Las bases y criterios de diseño que se definieron son las siguientes:

- La presión y la composición del agua de producción del campo petrolero se mantienen fijas en los diferentes diseños propuestos, puesto que son condiciones de operación que no influyen de manera significativa en el desempeño de este tipo de procesos. En el caso de la presión, esta se mantiene en un valor de 500 psi, mientras que para la composición se utiliza el promedio de los intervalos de concentración de iones, metales, hidrocarburos alifáticos, ácidos orgánicos, BTEX y otros compuestos orgánicos reportados por Neff, Lee y DeBlois (2011); los cuales se presentan en la Tabla 2-1.

Tabla 2-1: Composición considerada para el agua de producción.

Iones		
Ion	Fórmula química	Concentración (mg/L)
Sodio	Na ⁺	40150
Cloruro	Cl ⁻	93550

Calcio	Ca ⁺²	14165
Magnesio	Mg ⁺²	2415
Potasio	K ⁺	1615
Sulfato	SO ₄ ⁻²	690
Bromuro	Br ⁻	623
Estroncio	Sr ⁺²	503,5
Amonio	NH ₄ ⁺	161,5
Bicarbonato	HCO ₃ ⁻	318,5
Yoduro	I ⁻	106,5
Carbonato	CO ₃ ⁻²	240
Litio	Li ⁺	26,5
Metales		
Metal	Fórmula química	Concentración (µg/L)
Arsénico	As	15,75
Bario	Ba	211500
Boro	B	24000
Cadmio	Cd	0,525
Cromo	Cr	0,75
Cobre	Cu	0,2
Hierro	Fe	23500
Plomo	Pb	14,05
Manganeso	Mn	4000
Mercurio	Hg	0,105
Molibdeno	Mo	2,5
Níquel	Ni	4
Vanadio	V	1,2
Zinc	Zn	1805
Alifáticos		
Grupo	Fórmula química	Concentración (mg/L)
C ₁ -C ₅	C ₁ -C ₅	1
>C ₆	>C ₆	5
Ácidos orgánicos		
Ácido	Fórmula química	Concentración (mg/L)
Fórmico	HCOOH	34
Acético	CH ₃ COOH	2871,5
Propanoico	CH ₃ CH ₂ COOH	2200
Butanoico	CH ₃ (CH ₂) ₂ COOH	22
Pentanoico	CH ₃ (CH ₂) ₃ COOH	12
Oxálico	HOOC ₂ COOH	247,5
Malónico	CH ₂ (COOH) ₂	770
Benzoico	C ₆ H ₅ COOH	7,96
BTEX		

Compuesto	Fórmula química	Concentración (mg/L)
Benceno	C_6H_6	1,62
Tolueno	C_7H_8	1,02
Etilbenceno	C_8H_{10}	0,068
Xilenos	C_8H_{10}	0,44
Otros compuestos orgánicos		
Compuesto	Fórmula química	Concentración (μ g/L)
Naftalina	$C_{10}H_8$	47,75
Bifenilo	$C_{12}H_{10}$	5,48
Fluoreno	$C_{13}H_{10}$	1,43
Antraceno	$C_{14}H_{10}$	0,225
Fenantreno	$C_{14}H_{10}$	4,455
Fenol	C_6H_5OH	3300

Fuente: (Neff, Lee, & DeBlois, 2011).

- El flujo y la temperatura del agua de producción del campo petrolero se eligen como las condiciones de operación a variar en los diferentes diseños propuestos, debido a que determinan la cantidad de calor del agua a recuperar, lo cual impacta directamente en la potencia eléctrica que pueden generar los procesos y sus eficiencias energéticas. Para esto se definen tres flujos y tres temperaturas, de acuerdo con los valores de estas variables que se encuentran en campos petroleros existentes. El flujo bajo se fija en 15000 barriles de agua por día (bbl/día), el flujo medio en 50000 barriles de agua por día (bbl/día) y el flujo alto en 300000 barriles de agua por día (bbl/día). La temperatura baja se define en 90 °C, la temperatura media en 115 °C y la temperatura alta en 140 °C.
- Se considera un diseño que utilice el ciclo Rankine y otro diseño que use el ciclo Brayton para los fluidos de trabajo que sean vapores, puesto que pueden operar como líquido y vapor en el ciclo Rankine, o únicamente como vapor en el ciclo Brayton. Para los fluidos de trabajo que sean gases solo se considera un diseño que funcione con el ciclo Brayton.
- Los procesos propuestos emplean las configuraciones básicas de los ciclos Rankine y Brayton, compuestas por cuatro etapas. En el caso del ciclo Rankine se usa una bomba, dos intercambiadores de calor y una turbina, mientras que para el ciclo Brayton se usa un compresor, dos intercambiadores de calor y una turbina. Para el rechazo del calor residual del ciclo se utiliza agua de enfriamiento con una presión de 1 atm y a una temperatura de 30 °C para enfriar (o condensar) el fluido de trabajo, la cual a su vez se enfría con el aire del ambiente en una torre de enfriamiento.

- Para los fluidos de trabajo se utilizan compuestos y mezclas derivadas del petróleo, producidas por la industria del petróleo y el gas, las cuales son de fácil acceso para las empresas de este sector. Los fluidos propuestos son propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), gas licuado de petróleo (GLP), pentano (C_5H_{12}), diésel y dióxido de carbono (CO_2).
- Todos los procesos de transferencia de calor se especifican en flujo contracorriente. Para los intercambiadores de calor que entregan el calor del agua de producción al fluido de trabajo y el calor residual del fluido de trabajo al agua de enfriamiento se fija una diferencia de temperatura en la parte fría (donde el fluido que entrega calor y el fluido que lo recibe están más fríos) de 10 °C, mientras que para la torre de enfriamiento se utiliza una diferencia de temperatura en el lado frío de 5 °C entre el aire ambiental y el agua de enfriamiento.

Con las anteriores bases y criterios de diseño se construye una tabla que muestra los diferentes posibles procesos que se derivan de estas consideraciones, la que se presenta en la Tabla 2-2, donde cada uno de los 99 diseños tiene un conjunto de flujo, temperatura, fluido de trabajo y ciclo termodinámico de potencia diferente.

Tabla 2-2: Procesos derivados de las bases y criterios de diseño.

Flujo	Temperatura	Propano		Butano		GLP		Pentano		Diésel		CO ₂
		B	R	B	R	B	R	B	R	B	R	B
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)											
	Media (115 °C)											
	Alta (140 °C)											
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)											
	Media (115 °C)											
	Alta (140 °C)											
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)											
	Media (115 °C)											
	Alta (140 °C)											

B: ciclo Brayton y R: ciclo Rankine.

Aunque en teoría los vapores que son usados como fluidos de trabajo pueden operar tanto en ciclos Rankine como en ciclos Brayton, en la práctica esto depende de su

termodinámica ya que usualmente uno de los ciclos suele ser más conveniente que el otro al permitir la recuperación de más calor, generar más potencia y tener una mayor eficiencia energética. Es por esto por lo que se construyen los diagramas T-s de los 6 fluidos de trabajo a emplear, con el objetivo de determinar si hay un ciclo con mejor desempeño (y en dado caso cuál de los dos) para cada fluido. Para construir los diagramas termodinámicos es necesario definir las composiciones de los fluidos de trabajo y elegir el modelo termodinámico que mejor represente las propiedades fisicoquímicas de cada uno.

El propano comercial de refinería es una mezcla conformada principalmente por propano y propileno, junto con pequeñas fracciones de isobutano, n-butano y butilenos. Según las normas ASTM 1835 de Estados Unidos y NTC 2303 de Colombia, el propano comercial no puede tener más de un 2,5% v/v en su concentración volumétrica de butanos y compuestos más pesados (Unidad de Planeación Minero Energética (UPME), 2013), por lo que el contenido de propano y propileno representa más de un 97,5% v/v. Debido a que esta es la única restricción en la concentración volumétrica de los compuestos que conforman la mezcla, el propano comercial de cada proveedor tiene diferente composición.

Este producto se produce en las refinerías de petróleo y su composición varía drásticamente en el tiempo, pero al hacer una revisión de la información reportada por refinerías de Colombia (como la refinería de Cartagena) se encuentra que el propano suele estar en una proporción volumétrica de 2 a 1 con respecto al propileno en la mezcla. Además, de los butanos y compuestos más pesados el que se tiene en mayor proporción es el isobutano (Huertas, 2003). Teniendo en cuenta lo anterior, se define una composición para el propano, la cual se presenta en la Tabla 2-3.

Tabla 2-3: Composición volumétrica del propano.

Componente	Fórmula química	Distribución (% v/v)
Propano	C_3H_8	65,0
Propileno	C_3H_6	32,5
isobutano	C_4H_{10}	2,0
n-butano	C_4H_{10}	0,2
Butilenos	C_4H_8	0,3
C_5	C_5	0

El butano comercial de refinería es una mezcla compuesta mayoritariamente por butilenos, isobutano y n-butano, con fracciones de propano, propileno, pentanos y compuestos más pesados. Según las normas NTC 2303 de Colombia y ASTM 1835 de Estados Unidos, el butano comercial no puede tener más de un 2% v/v en su concentración volumétrica de pentanos y más pesados (Unidad de Planeación Minero Energética (UPME), 2013), por lo que el contenido de butanos y más livianos representa más de un 98% v/v. Debido a que esta es la única restricción en la concentración volumétrica de los compuestos que conforman la mezcla, el butano comercial de cada proveedor tiene diferente composición.

Este producto se produce en las refinerías de petróleo y su composición varía drásticamente en el tiempo, pero al hacer una revisión de la información reportada por refinerías de Colombia (como la refinería de Barrancabermeja) se encuentra que los butilenos y el isobutano suelen ser los principales constituyentes de 4 carbonos (Huertas, 2003). Además, se tiene que la concentración volumétrica de pentanos y más pesados suele estar entre un 0,5% y 1% v/v. Basado en lo anterior, en la Tabla 2-4 se presenta la composición definida para el butano.

Tabla 2-4: Composición volumétrica del butano.

Componente	Fórmula química	Distribución (% v/v)
Propano	C ₃ H ₈	6,5
Propileno	C ₃ H ₆	8,0
isobutano	C ₄ H ₁₀	29,0
n-butano	C ₄ H ₁₀	17,0
Butilenos	C ₄ H ₈	39,0
C ₅	C ₅	0,5

El gas licuado de petróleo es una mezcla compuesta mayoritariamente por hidrocarburos de 3 y 4 carbonos, junto con pequeñas fracciones de pentanos y compuestos más pesados. Según las normas ASTM 1835 de Estados Unidos y NTC 2303 de Colombia, el gas licuado de petróleo no puede tener más de un 2% v/v en su concentración volumétrica de pentanos y más pesados (Unidad de Planeación Minero Energética (UPME), 2013), por lo que el contenido de butanos y más livianos representa más de un 98% v/v. Debido a que esta es la única restricción en la concentración volumétrica de los compuestos que conforman la mezcla, el gas licuado de petróleo de cada proveedor tiene diferente composición.

Este producto se produce en campos de gas y en refinerías de petróleo, y su composición varía drásticamente en el tiempo, pero al hacer una revisión de la información reportada por refinerías de Colombia (como las de Barrancabermeja, Cartagena y Apiay) se encuentra que los compuestos de 3 carbonos y los de 4 carbonos suelen representar cerca de un 50% v/v cada uno. En el caso del gas licuado de petróleo de refinería el principal constituyente de 3 carbonos es el propano, mientras que el principal constituyente de 4 carbonos es el isobutano (Huertas, 2003). Adicionalmente, se tiene que la concentración volumétrica de pentanos y más pesados suele estar entre un 0,5% y 1% v/v. Teniendo en cuenta lo anterior, se define una composición para el gas licuado de petróleo de refinería, la cual se presenta en la Tabla 2-5.

Tabla 2-5: Composición volumétrica del gas licuado de petróleo de refinería.

Componente	Fórmula química	Distribución (% v/v)
Propano	C ₃ H ₈	33,3
Propileno	C ₃ H ₆	16,7
isobutano	C ₄ H ₁₀	34,0
n-butano	C ₄ H ₁₀	7,0
Butilenos	C ₄ H ₈	8,5
C ₅	C ₅	0,5

Al hacer una revisión de la información reportada por campos de gas de Colombia (como Cusiana, Dina y Toqui-Toqui) se encuentra que el gas licuado de petróleo de un campo de gas tiene como principales diferencias, con respecto al producido en refinería, que éste no contiene olefinas, pero si una pequeña fracción de etano y trazas de metano. La composición del gas licuado de petróleo producido en 2018 en el campo Cusiana se presenta en la Tabla 2-6.

Tabla 2-6: Composición volumétrica del gas licuado de petróleo del campo Cusiana.

Componente	Fórmula química	Distribución (% v/v)
Metano	CH ₄	0,02
Etano	C ₂ H ₆	3,46
Propano	C ₃ H ₈	71,45
isobutano	C ₄ H ₁₀	13,13
n-butano	C ₄ H ₁₀	11,91
C ₅	C ₅	0,03

Fuente: (Romero Piedrahita, Henao Castañeda, & Mejía Calderón, 2018).

El pentano comercial es una mezcla compuesta principalmente por n-pentano, con pequeñas fracciones de isopentano y compuestos de 4 y 6 carbonos. Este producto es producido por diferentes proveedores, los cuales tienen en común que aseguran un mínimo de 95% p/p de n-pentano en la mezcla, dejando la concentración másica de isopentano y compuestos de 4 y 6 carbonos a criterio de cada productor. Por ejemplo, en el caso de MOL plc. la concentración de compuestos de 4 carbonos en la mezcla no puede ser mayor a 0,5% m/m y la concentración de compuestos de 6 carbonos no debe superar 2,5% m/m (MOL plc., 2016). Basado en lo anterior, en la Tabla 2-7 se presenta la composición definida para el pentano.

Tabla 2-7: Composición másica del pentano.

Componente	Fórmula química	Distribución (% p/p)
C ₄	C ₄	0,5
n-pentano	C ₅ H ₁₂	95,0
isopentano	C ₅ H ₁₂	2,0
C ₆	C ₆	2,5

El diésel es un combustible cuya composición química consiste en una mezcla de hidrocarburos de 11 hasta 16 carbonos con temperaturas de ebullición entre 400 y 550 °F. Dentro de los tipos de hidrocarburos presentes se encuentran parafinas lineales, isoparafinas, cicloparafinas, olefinas, naftenos y aromáticos (Riazi, 2005). Debido a que en el diésel se encuentran cientos de compuestos químicos diferentes, no es posible especificar su composición a través de la concentración de cada uno de sus componentes en la mezcla.

Para describir el diésel se construye una curva de destilación según la norma ASTM D86 y se utilizan algunas de sus propiedades fisicoquímicas, con el fin de representar las características de la mezcla de una manera más simple a través del uso de pseudocomponentes, los cuales son agrupamientos de varias especies químicas que se encuentran dentro de un mismo intervalo de peso molecular o temperatura de ebullición. En el caso de Colombia, la Resolución 40103 de 2021 fija los requisitos de calidad del combustible diésel y sus mezclas con biocombustibles, exigiendo unas temperaturas de destilación del 95% del volumen entre 282 y 370 °C, y del punto final de ebullición de menos de 390 °C (Ministerio de Minas y Energía y Ministerio de Ambiente y Desarrollo

Sostenible, 2021). La curva de destilación y las propiedades fisicoquímicas del diésel reportadas por Benjumea, Agudelo y Benavidez (2004) se utilizan para definir su composición y se presentan en la Tabla 2-8.

Tabla 2-8: Curva de destilación y propiedades fisicoquímicas del diésel.

ASTM D86 Diésel corriente	
% Destilado	Temperatura (°C)
0	182,0
10	234,8
20	256,1
30	271,4
40	285,1
50	297,8
60	308,9
70	321,1
80	335,3
90	357,7
100	380,0
Propiedades fisicoquímicas	
Densidad a 15 °C (kg/m ³)	865,12
Poder calorífico (MJ/kg)	45,44
Viscosidad cinemática (mm ² /s)	4,66

Fuente: (Benjumea, Agudelo, & Benavidez, 2004).

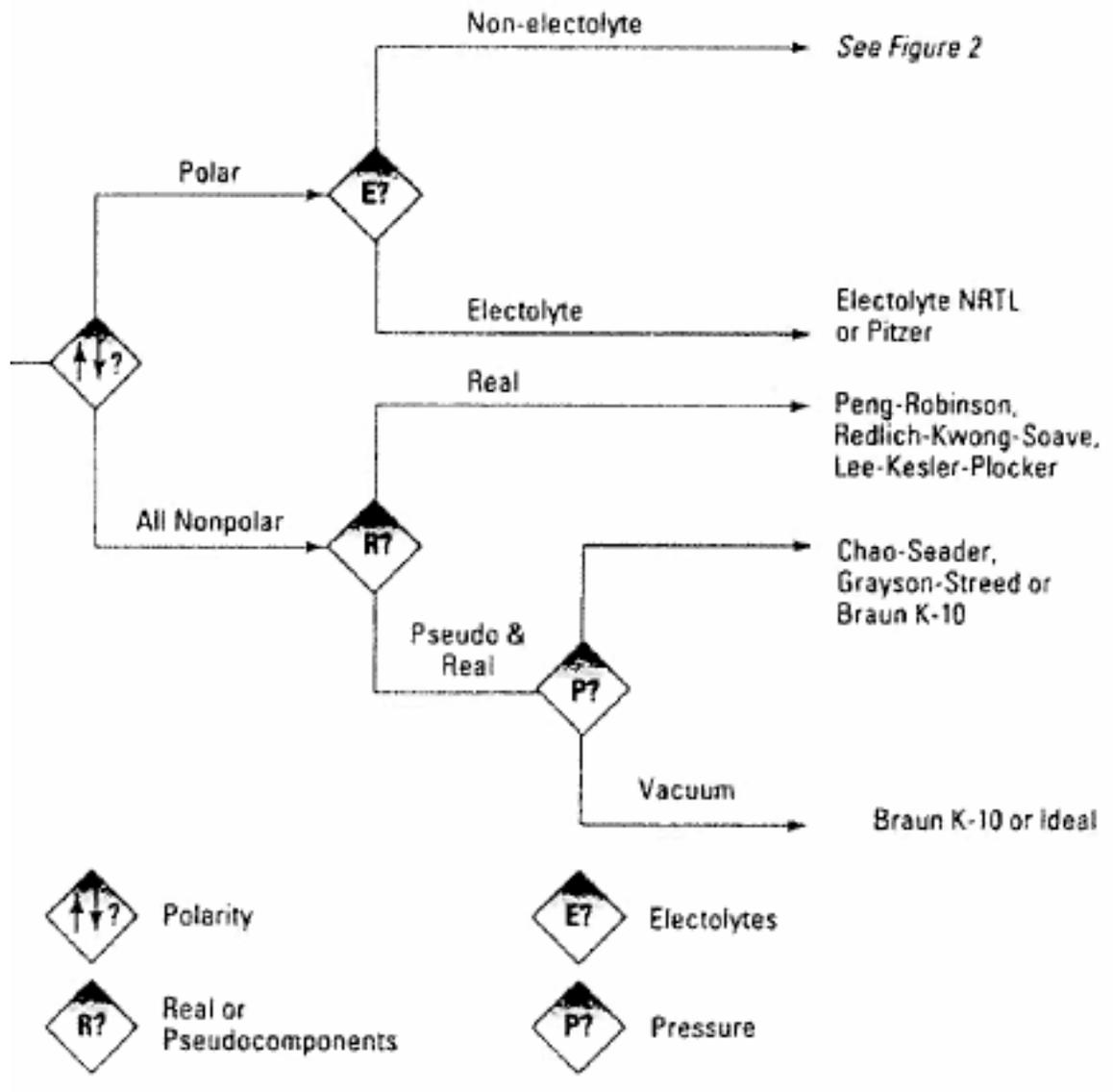
El dióxido de carbono es un gas que se produce industrialmente a través de la recuperación de productos residuales de la fabricación de otros compuestos químicos, de donde se capta, se purifica y se comprime para su distribución y uso. En Colombia, la Norma Técnica Colombiana NTC 2081 fija los requisitos para el dióxido de carbono industrial, dentro de los cuales está una pureza mayor a 99,9% v/v, siendo la concentración volumétrica restante la correspondiente al agua y a trazas de dióxido de azufre (SO₂), sulfuro de hidrógeno (H₂S) y monóxido de carbono (CO) (ICONTEC, 1992). Teniendo en cuenta lo anterior, se define una composición para el dióxido de carbono, la cual se presenta en la Tabla 2-9.

Tabla 2-9: Composición volumétrica del dióxido de carbono.

Componente	Fórmula química	Distribución (% v/v)
Dióxido de carbono	CO ₂	99,95
Agua	H ₂ O	0,05

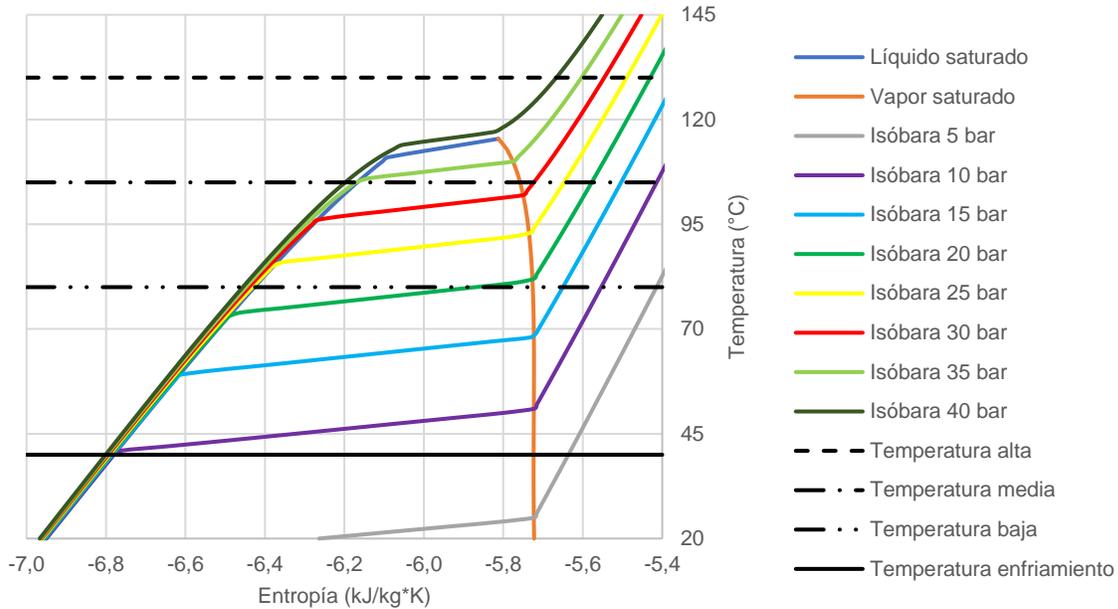
Para determinar el mejor modelo termodinámico para cada fluido de trabajo se utiliza el árbol de selección propuesto por Carlson (1996), en el que dependiendo de si hay componentes polares, electrolitos, pseudocomponentes, parámetros binarios, equilibrios líquido-líquido o presión bajas o altas, sugiere el modelo termodinámico que más se ajusta a las propiedades fisicoquímicas conocidas y estimadas del fluido de trabajo. En la Figura 2-1 se muestra una parte de este árbol de selección.

Como se observa, para los fluidos de trabajo que tienen componentes no polares y reales se recomienda el uso de los modelos termodinámicos Peng-Robinson, Redlich-Kwong-Soave o Lee-Kesler-Plocker. Este es el caso del propano, butano, gas licuado de petróleo, pentano y dióxido de carbono, para los cuales se utiliza el modelo de Peng-Robinson. Para el diésel, en el cual se tienen componentes no polares pero reales y pseudocomponentes, se sugieren los modelos termodinámicos Chao-Seader, Grayson-Streed o Braun K-10, de los cuales se usa el modelo de Braun K-10 ya que también funciona para condiciones de vacío.

Figura 2-1: Árbol de selección de modelos termodinámicos.

Fuente: (Carlson, 1996).

Con las composiciones y modelos termodinámicos definidos para los fluidos de trabajo se procede con la construcción de sus respectivos diagramas termodinámicos. En la Figura 2-2 se presenta el diagrama T-s del gas licuado de petróleo de refinería, en el que se muestra el equilibrio líquido-vapor, las isóbaras y la temperatura máxima y mínima que puede tener el fluido de trabajo en el ciclo, manteniendo una diferencia de temperatura en los intercambiadores de calor de 10 °C con el agua de producción (que puede tener una temperatura baja, media o alta) y el agua de enfriamiento.

Figura 2-2: Diagrama T-s del gas licuado de petróleo de refinería.

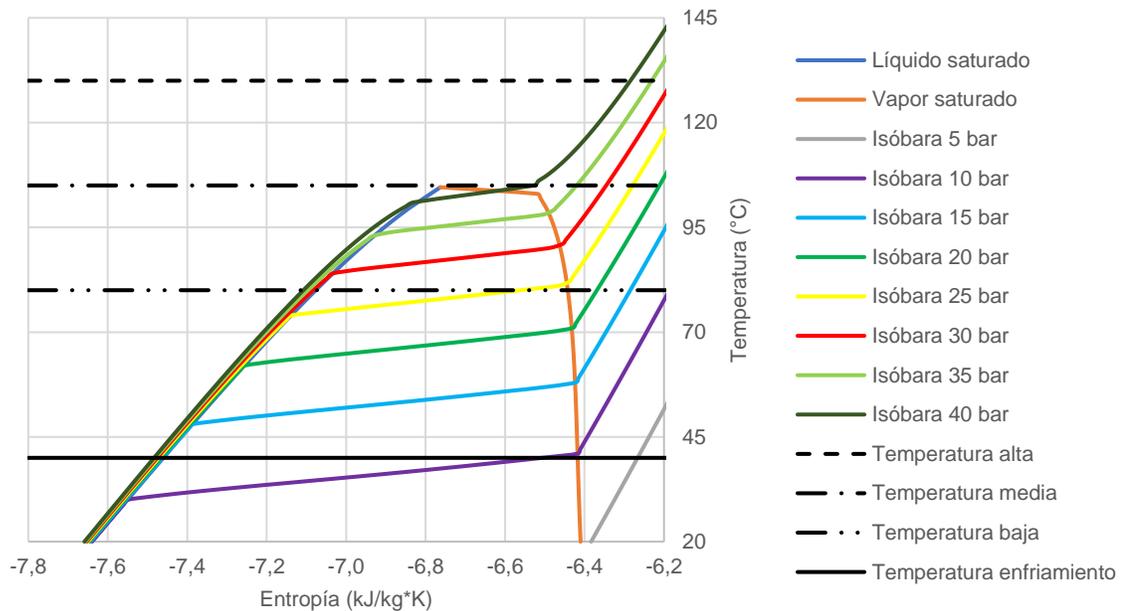
A partir de este diagrama se pueden observar varias características del fluido de trabajo como, por ejemplo, que al tratarse de una mezcla y no de un componente puro la transición de líquido a vapor, que ocurre a presión constante, no es isotérmica, por lo que se tienen temperaturas de burbuja ligeramente inferiores a sus correspondientes temperaturas de rocío. También se puede ver que el punto crítico de la mezcla se encuentra a una temperatura de 117,5 °C y una presión de 40,5 bar, por lo que, si el fluido alcanza una presión y una temperatura mayor a las del punto crítico durante una parte del ciclo, se tiene un fluido supercrítico. Este escenario se puede presentar en los diseños en los que la temperatura del agua de producción es alta, puesto que es posible el cambio de fase y el calentamiento del fluido de trabajo a presión constante por encima del punto crítico.

Respecto al ciclo termodinámico de potencia más conveniente para el gas licuado de petróleo de refinería se puede observar en el diagrama T-s que, en la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo, se tiene en la mayoría de esta el equilibrio líquido-vapor de la mezcla, lo cual permite generar más potencia a través de un ciclo Rankine que por un ciclo Brayton, principalmente por el hecho de que la potencia consumida por una bomba para elevar la presión de un líquido es mucho

menor a la potencia consumida por un compresor para elevar la presión de un vapor, lo que genera que la potencia neta del ciclo Rankine sea mayor.

El diagrama T-s del gas licuado de petróleo del campo de gas Cusiana se puede ver en la Figura 2-3. Para este fluido se encuentra que su mayor diferencia con el producido en refinería es que, debido a su diferente composición, su punto crítico se encuentra a una presión de 41,5 bar y una temperatura de 104,6 °C, lo que implica que su punto crítico se ubica más abajo en el diagrama T-s que el punto crítico del GLP de refinería. Para los procesos que utilizan gas licuado de petróleo se decide usar la composición del producido en refinería, puesto que su temperatura crítica se encuentra más cerca de la temperatura promedio entre la temperatura crítica del propano (96 °C) y del butano (136,7 °C), lo que asegura un comportamiento más diferente al de estos dos fluidos.

Figura 2-3: Diagrama T-s del gas licuado de petróleo del campo Cusiana.



En el Anexo A se presentan los diagramas T-s de los demás fluidos de trabajo, así como el análisis para la selección del tipo de ciclo termodinámico de potencia más adecuado. Con base en los análisis para cada fluido de trabajo se incluye en la matriz el tipo de ciclo termodinámico de potencia a usar en los diferentes posibles procesos, lo que se presenta en la Tabla 2-10, obteniendo un total de 45 diseños.

Tabla 2-10: Matriz de procesos actualizada con el mejor ciclo termodinámico de potencia para cada fluido de trabajo.

Flujo	Temperatura	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90°C)					
	Media (115 °C)					
	Alta (140 °C)					
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90°C)					
	Media (115 °C)					
	Alta (140 °C)					
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90°C)					
	Media (115 °C)					
	Alta (140 °C)					

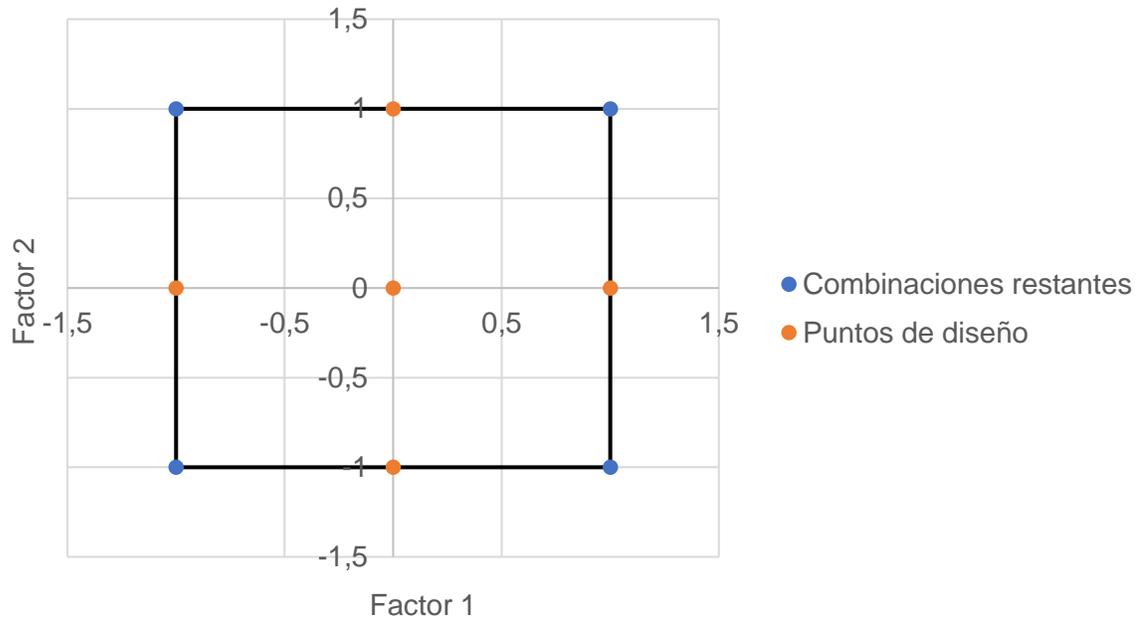
2.2 Diseño de experimentos

El diseño de experimentos es una herramienta estadística que se utiliza para conocer el comportamiento de un tipo de proceso, a partir de los datos recolectados de una serie de ensayos diseñados para ayudar a identificar la relación y la sensibilidad de algunas de las variables del proceso, conocidas como factores, en el desempeño del proceso. Además, permite evaluar la existencia de influencia sobre el proceso debida a la interacción entre dos o más factores de manera simultánea y no solo por los factores individuales (Hernández Cruz, 2007). El diseño de experimentos se utiliza para reducir el número de experimentos necesarios para la optimización de un proceso al variar los factores evitando que cambien en la misma dirección (Jaramillo, Echavarría, & Hormaza, 2013). En el diseño de experimentos existen varios métodos que permiten obtener una superficie de respuesta como los Diseños Simplex, los Diseños Central Compuesto (DCC), los Diseños Factoriales, los Diseños Box-Behnken o los Diseños D-óptimo.

Por ejemplo, en un proceso en el que se tienen dos factores con tres niveles existen 9 (3^2) combinaciones posibles, cada una de las cuales representa un diseño. El diseño de Box-Behnken es un método que no utiliza todos los diseños (combinaciones de factores junto con sus respectivos niveles) para generar una superficie de respuesta (Ait-Amir, Pougnet, & El Hami, 2015). Sus puntos de diseño se localizan en el centro de los límites de los factores y en el centro del dominio experimental. Este método requiere al menos de tres

niveles por factor (Leiviskä, 2013). Los puntos de diseño del método de Box-Behnken del ejemplo planteado se muestran en la Figura 2-4.

Figura 2-4: Puntos de diseño del método Box-Behnken con 2 factores y 3 niveles.



Al aplicar el método de Box-Behnken a los procesos planteados para el aprovechamiento energético del agua de producción mediante ciclos termodinámicos de potencia, se tiene al flujo y a la temperatura del agua de producción como factores, y sus diferentes valores (bajo, medio y alto) como niveles. Derivado de lo anterior, se determina que existen 5 puntos de diseño para cada fluido de trabajo, los cuales corresponden a los diseños presentados en la Tabla 2-11, donde todos tienen en común que al menos uno de los factores se encuentra con el nivel medio.

Tabla 2-11: Puntos de diseño del método Box-Behnken según los factores y niveles de los procesos planteados.

Diseño	Flujo	Temperatura
1	0	0
2	-	0
3	+	0
4	0	-
5	0	+

-: nivel bajo, 0: nivel medio, +: nivel alto.

Utilizando los puntos de diseño propuestos por el método de Box-Behnken se pueden reducir el número de procesos a evaluar a 25, los cuales se presentan en la Tabla 2-12.

Tabla 2-12: Puntos de diseño del método Box-Behnken para los procesos de aprovechamiento energético del agua de producción planteados.

Flujo	Temperatura	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Media (115 °C)					
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)					
	Media (115 °C)					
	Alta (140 °C)					
Alto (300000 bbl/día)	Media (115 °C)					

2.3 Criterios de evaluación y selección preliminar de los procesos

Uno de los principales criterios que permite medir el desempeño de un ciclo termodinámico de potencia es la potencia eléctrica neta que se produce durante todas las etapas de este. Para las configuraciones básicas de 4 etapas de los ciclos Rankine y Brayton, la potencia eléctrica neta corresponde a la diferencia entre la potencia eléctrica generada por la turbina y la potencia eléctrica consumida por la bomba o compresor, respectivamente. Esto se refleja en la Ecuación (2.1), en donde se observa que la potencia eléctrica neta del ciclo aumenta al incrementar la potencia eléctrica generada por la turbina y disminuir la potencia eléctrica consumida por la bomba o compresor.

$$W_{\text{Eléctrica neta}} = W_{\text{Salida eléctrica,turbina}} - W_{\text{Entrada eléctrica,bomba/compresor}} \quad (2.1)$$

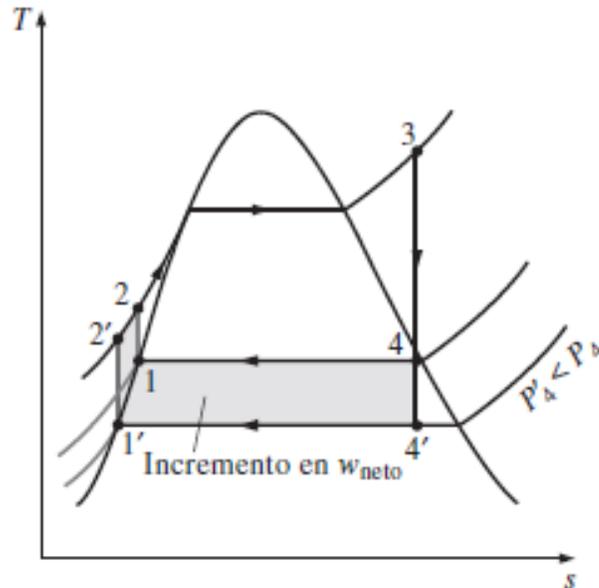
El otro criterio usado en los ciclos termodinámicos de potencia es la eficiencia energética, la cual se define como la relación entre la potencia eléctrica neta generada y el calor total recibido por el fluido de trabajo del ciclo. Para las configuraciones básicas de 4 etapas de los ciclos Rankine y Brayton, el calor total recibido corresponde al calor transferido por el agua de producción al fluido de trabajo en la caldera/calentador. Lo anterior se presenta en la Ecuación (2.2), en la que se ve que la eficiencia energética del ciclo aumenta al incrementar la potencia eléctrica neta producida a partir del calor recibido.

$$\eta_{Energética} = \frac{W_{Eléctrica\ neta}}{Q_{Entrada,caldera/calentador}} \quad (2.2)$$

Tanto la potencia eléctrica neta como la eficiencia energética de un ciclo se pueden incrementar a través de la modificación de algunas de sus condiciones de operación. Para identificarlas se puede usar el diagrama T-s, el cual tiene la característica de que el área delimitada por las líneas y curvas, que representan los estados termodinámicos del fluido de trabajo durante las etapas del ciclo, corresponde a la potencia eléctrica neta producida por éste. En este análisis se debe considerar que, debido a la temperatura del agua de producción en cada diseño, la temperatura del agua de enfriamiento y la mínima diferencia de temperatura de 10 °C en la parte fría de los intercambiadores de calor, se tiene un límite superior y uno inferior de temperaturas a las que puede operar el fluido de trabajo.

La primera condición de operación del ciclo que incrementa la potencia eléctrica neta y la eficiencia energética es la presión de trabajo del condensador/enfriador. Al disminuir esta variable el límite inferior del ciclo baja en el diagrama T-s, lo cual se traduce en un aumento del área, que representa la potencia eléctrica neta producida. Esto se debe a que para disminuir la presión de trabajo del condensador/enfriador se debe reducir la presión de descarga de la turbina y el proceso de expansión que se lleva a cabo en este equipo disminuye tanto la presión como la temperatura del fluido de trabajo, por lo que bajar la presión implica disminuir la temperatura. Debido al límite inferior de temperatura que tienen los diseños, la presión de trabajo del condensador/enfriador solo se puede reducir hasta el valor mínimo que no permite que la temperatura del fluido de trabajo sobrepase este límite. En la Figura 2-5 se presenta el diagrama T-s de un ciclo Rankine ideal en el que se puede ver el efecto de disminuir la presión de trabajo del condensador en el área del ciclo.

Figura 2-5: Diagrama T-s del efecto de la reducción de la presión de trabajo del condensador de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.

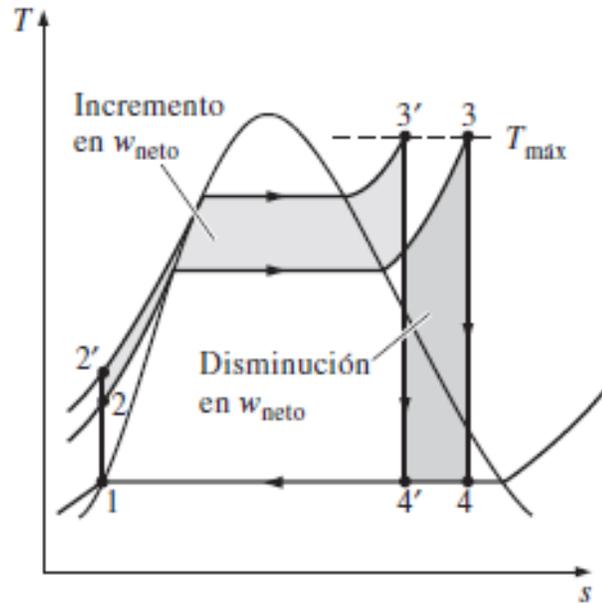


Fuente: (Çengel & Boles, 2015).

La segunda condición de operación del ciclo que mejora su potencia eléctrica neta y su eficiencia energética es la presión de trabajo de la caldera/calentador. Al incrementar esta variable el límite superior del ciclo sube en el diagrama T-s, lo que genera un aumento del área, que representa la potencia eléctrica neta producida. Esto se debe a que para incrementar la presión de trabajo de la caldera/calentador se debe aumentar la presión de descarga de la bomba/compresor y el proceso de compresión que se lleva a cabo en estos equipos aumenta tanto la presión como la temperatura del fluido de trabajo, por lo que subir la presión implica incrementar la temperatura, aunque este efecto es menos significativo en el ciclo Rankine, debido a que el calentamiento por compresión de un líquido es menor al de un vapor. El efecto más considerable en este ciclo, derivado del aumento de la presión de trabajo de la caldera, es el aumento de las temperaturas de burbuja y rocío del fluido de trabajo. Debido al límite superior de temperatura que tienen los diseños, la presión de trabajo de la caldera/calentador solo se puede incrementar hasta el valor máximo que no permite que la temperatura del fluido de trabajo sobrepase este límite. En el caso del ciclo Rankine, se tiene que cuando se aumenta esta presión manteniendo la temperatura del fluido de trabajo debajo del límite superior, el lado derecho del ciclo se desplaza a valores inferiores y genera una disminución de la potencia eléctrica

neta producida. El diagrama T-s de un ciclo Rankine ideal en el que se puede observar los efectos de incrementar la presión de trabajo de la caldera en el área del ciclo se presenta en la Figura 2-6.

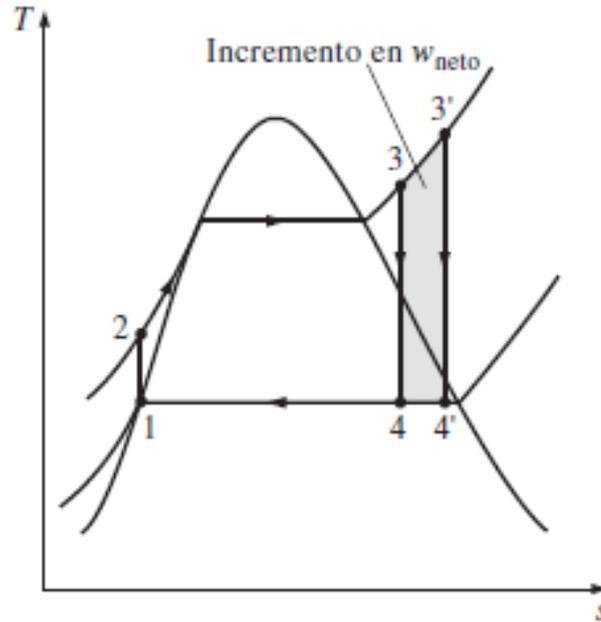
Figura 2-6: Diagrama T-s de los efectos del incremento de la presión de trabajo de la caldera de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.



Fuente: (Çengel & Boles, 2015).

Finalmente, la tercera condición de operación que permite aumentar la potencia eléctrica neta y la eficiencia energética, aplicable únicamente al ciclo Rankine, es la temperatura de sobrecalentamiento de la caldera. Al incrementar esta variable el límite derecho del ciclo se desplaza a valores superiores en el diagrama T-s, lo que genera un aumento del área, que representa la potencia eléctrica neta producida. Esto se debe a que para incrementar la temperatura de sobrecalentamiento de la caldera se debe aumentar la cantidad de calor recibido por el fluido de trabajo, el cual se transforma en potencia eléctrica. Debido al límite superior de temperatura que tienen los diseños, la temperatura de sobrecalentamiento de la caldera debe mantenerse por debajo de ésta, siendo su valor óptimo el límite mismo. En la Figura 2-7 se presenta el diagrama T-s de un ciclo Rankine ideal en el que se puede detallar el efecto de incrementar la temperatura de sobrecalentamiento de la caldera en el área del ciclo.

Figura 2-7: Diagrama T-s del efecto del incremento de la temperatura de sobrecalentamiento de trabajo de la caldera de un ciclo Rankine ideal sobre su potencia eléctrica neta producida.



Fuente: (Çengel & Boles, 2015).

Para la evaluación de los 25 diseños propuestos se considera la máxima presión de trabajo de la caldera/calentador y la mínima presión de trabajo del condensador/enfriador según los límites superior e inferior de temperatura y la termodinámica del fluido de trabajo de cada diseño.

Durante varias décadas los diferentes ciclos termodinámicos usados en aplicaciones domésticas, comerciales e industriales han utilizado varios fluidos de trabajo con el objetivo de mejorar sus desempeños. Entre los tipos de fluidos que se han empleado se encuentran los clorofluorocarbonos (CFC), hidroclorofluorocarbonos (HCFC), hidrofluorocarbonos (HFC), hidroclorocarbonos (HCC), hidrocarburos (HC), perfluorocarbonos (PFC), perclorocarbonos (PCC), haloalcanos (H), entre otros (Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2007). Un problema con algunos de estos fluidos de trabajo es que en su desarrollo no se evaluaron los posibles impactos sobre el medio ambiente derivados de su uso, lo que produjo varias afectaciones.

Una de las crisis ambientales de escala mundial más conocidas es el deterioro de la capa de ozono, la cual se encarga de absorber la mayoría de la radiación ultravioleta que alcanza la superficie del planeta, evitando así la afectación de la integridad de varios tipos de vida. A partir del año 1970, varios estudios científicos identificaron que este problema se deriva de la liberación de diferentes hidrocarburos halogenados a la atmósfera, especialmente los clorofluorocarbonos y los haloalcanos con bromo (Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2007), razón por la que la mayoría de los países de las Naciones Unidas firmaron el Convenio de Viena para la protección de la capa de ozono en 1985, el Protocolo de Montreal para sustancias que deterioran la capa de ozono en 1987 y la Enmienda Kigali al Protocolo de Montreal en 2016; todo con el objetivo de fijar unos periodos de tiempo para la reducción y eliminación secuencial de la producción de clorofluorocarbonos, hidroclorofluorocarbonos e hidrofluorocarbonos, respectivamente.

Otro de los problemas ocasionados por los fluidos de trabajo es el calentamiento global, que consiste en el incremento de la temperatura promedio mundial debido al aumento de la concentración de gases de efecto invernadero (GEI) en la atmósfera, los cuales atrapan el calor proveniente de la luz solar (Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2007). Para enfrentar esta situación la mayoría de los países de las Naciones Unidas firmaron el Protocolo de Kyoto en 1997 y el Acuerdo de París en 2016, con el objetivo de reducir el calentamiento global disminuyendo las emisiones de gases de efecto invernadero. Debido a que muchos de los fluidos de trabajo que se han empleado en los ciclos termodinámicos son gases de efecto invernadero, se ha reducido la producción y uso de los más nocivos.

Para dimensionar el efecto que tienen los diferentes fluidos de trabajo en el calentamiento global y el deterioro de la capa de ozono se crearon los índices Potencial de Calentamiento Global (GWP) y Potencial de agotamiento del ozono (ODP). El índice GWP es una medida que permite cuantificar la cantidad de radiación térmica infrarroja que un gas de efecto invernadero liberado a la atmósfera absorbería durante un período de tiempo determinado, expresándolo como un múltiplo de la radiación que sería absorbida por la misma masa de dióxido de carbono, por lo que el índice GWP es 1 para el CO_2 . El índice ODP es la relación entre la pérdida de ozono debida a una cierta sustancia y la pérdida de ozono derivada a la misma masa de triclorofluorometano (también conocido como R-11 o CFC-11), el cual sirve de referencia y tiene un índice ODP fijado en 1.

Ambos índices ambientales se utilizan en la actualidad para evaluar la sostenibilidad de diferentes tipos de procesos, de acuerdo con las sustancias químicas involucradas. Puesto que altos valores en estos índices se traducen en mayores efectos negativos en el ambiente, se busca utilizar fluidos de trabajo con bajos índices durante el desarrollo de nuevos ciclos termodinámicos.

2.4 Estimación de los costos totales de los procesos

Los costos totales de un diseño se dividen en sus costos de capital y sus costos de operación y mantenimiento, como se muestra en la Ecuación (2.1). Los costos de capital son todos los costos relacionados con el diseño, construcción, arranque y operación de un proceso, y a su vez se componen del capital fijo y el capital de trabajo, lo cual se observa en la Ecuación (2.2). El capital fijo es un costo que se debe asumir una sola vez durante el inicio del proyecto para llevar a cabo los diseños de ingeniería, las labores de construcción, la compra e instalación de equipos, tubería y sistemas de instrumentación y control, entre otros. El capital de trabajo es la inversión adicional requerida para el arranque y operación del proceso hasta que este empieza a generar ingresos, y su valor varía desde un 5% del capital fijo para procesos simples hasta un 30% para procesos complejos que producen una amplia cantidad de productos para un mercado sofisticado (Sinnott, 2005). Con base en esto el capital de trabajo se asume como un 5% del capital fijo, lo cual se refleja en las Ecuaciones (2.3) y (2.4).

$$C_{Total} = C_{Capital} + C_{Operación\&Mantenimiento} \quad (2.1)$$

$$C_{Capital} = Capital_{Fijo} + Capital_{Trabajo} \quad (2.2)$$

$$Capital_{Trabajo} = 0,05Capital_{Fijo} \quad (2.3)$$

$$C_{Capital} = Capital_{Fijo} + 0,05Capital_{Fijo} = 1,05Capital_{Fijo} \quad (2.4)$$

Para determinar el valor del capital fijo de un proceso existen varios métodos, pero uno de los más robustos es el método factorial. En este se utiliza el costo de los equipos principales del proceso para calcular los otros costos (como el montaje de equipos, la

compra e instalación de la tubería e instrumentación, el diseño e ingeniería, entre otros) a través del uso de factores. Los valores de estos factores se encuentran en la literatura y derivan de información histórica de los diferentes costos asociados a procesos similares. Estos costos se suelen clasificar en costos directos y costos indirectos según su naturaleza. Dentro de los costos directos considerados para el método factorial se encuentran el montaje de equipos (f_{ER}), la tubería (f_{PIP}), la instrumentación y control (f_{INST}), la infraestructura eléctrica (f_{ELEC}), los edificios y estructuras civiles (f_{BUILD}) y la adecuación del sitio (f_{SITE}). Los costos indirectos consisten en el diseño, ingeniería y construcción del proceso (f_{DEC}) y las contingencias (f_{CONT}). En la Tabla 2-13 se presentan los valores de los factores de costos directos e indirectos usados en el método factorial, en los que se tiene en cuenta que en estos procesos se tienen fluidos y no se manejan sólidos.

Tabla 2-13: Factores de los costos directos e indirectos considerados para el método factorial de estimación del capital fijo.

Costos directos		
Costo	Factor	Valor
Montaje de equipos	f_{ER}	0,4
Tubería	f_{PIP}	0,7
Instrumentación y control	f_{INST}	0,2
Eléctrica	f_{ELEC}	0,1
Edificios	f_{BUILD}	0,15
Adecuación del sitio	f_{SITE}	0,05
Costos indirectos		
Costo	Factor	Valor
Diseño, ingeniería y construcción	f_{DEC}	0,3
Contingencia	f_{CONT}	0,1

Fuente: (Sinnott, 2005).

El cálculo usado en el método factorial para estimar el capital fijo a partir del costo de los equipos principales del proceso y los factores de los costos directos e indirectos se muestra en la Ecuación (2.5). Utilizando los valores de los factores de la Tabla 3-9 se resuelve la Ecuación (2.5) como se observa en la Ecuación (2.6), con la cual se puede expresar los costos de capital de la Ecuación (2.4) en función del costo de los equipos principales del proceso como se ve en la Ecuación (2.7).

$$Capital_{Fijo} = (1 + f_{ER} + f_{PIP} + f_{INST} + f_{ELEC} + f_{BUILD} + f_{SITE})(1 + f_{DEC} + f_{CONT})C_{Equipos} \quad (2.5)$$

$$Capital_{Fijo} = (1 + 0,4 + 0,7 + 0,2 + 0,1 + 0,15 + 0,05)(1 + 0,3 + 0,1)C_{Equipos} = 3,64C_{Equipos} \quad (2.6)$$

$$C_{Capital} = 1,05Capital_{Fijo} = 1,05(3,64C_{Equipos}) = 3,822C_{Equipos} \quad (2.7)$$

Para determinar el costo de los equipos principales de los procesos se deben definir algunas de sus características, como el tipo de equipo y el material de construcción. En los procesos se tienen cinco equipos, los cuales son una bomba, dos intercambiadores de calor, una turbina y una torre de enfriamiento. La bomba seleccionada es de tipo centrífuga debido a que estas bombas pueden manejar grandes caudales, tienen un costo moderado y sirven para fluidos poco viscosos como los hidrocarburos ligeros que se usan como fluidos de trabajo. El intercambiador de calor que actúa como caldera al calentar y evaporar el fluido de trabajo a través del calor transferido por el agua de producción suele ser de tipo tubos y coraza o de placas (Alkhasov & Alkhasova, 2018), pero puesto que estos últimos no pueden trabajar a altas presiones y flujos se utiliza un intercambiador de tipo tubos y coraza. El otro intercambiador de calor que condensa el fluido de trabajo con agua de enfriamiento también es de tipo tubos y coraza. La turbina usada es de tipo vapor, similar a las empleadas en las centrales termoeléctricas. La torre de enfriamiento utilizada es de tipo tiro inducido con flujo en contracorriente.

Respecto a los materiales de los equipos estos dependen de los fluidos con los que trabajan. En el caso de los fluidos de trabajo, los cuales son propano, gas licuado de petróleo y pentano, el acero al carbono es un material excelente para el propano, bueno para el gas licuado de petróleo y regular para el pentano (Graco, 2013). Para el agua de producción se tiene que el acero al carbono no se recomienda por su contenido de sales que pueden causar corrosión (Dixon, 2019), pero debido a que la concentración del oxígeno que se requiere para que se dé este fenómeno es baja y a que también se añaden inhibidores de corrosión, para el agua de producción se usa acero al carbono. Este material también se utiliza para el agua de enfriamiento, por lo que, teniendo en cuenta todo lo anterior, el material seleccionado para todos los equipos es acero al carbono.

El costo de los equipos principales de los procesos corresponde a la suma de los costos de cada uno de los cinco equipos que se usan, como se muestra en la Ecuación (2.8). Para estimar el costo de estos equipos se utilizan correlaciones construidas a partir de

información histórica del costo de cada tipo de equipo, además de índices que permiten actualizar los precios de años atrás a los que hay actualmente. El costo de la bomba centrífuga está determinado por su potencia eléctrica consumida según la Ecuación (2.9) (Smith, 2005), en la que el valor está en dólares y corresponde al costo que tenía este tipo de equipo en enero de 1999, cuando su Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) tenía un valor de 391,1, por lo que se actualiza su costo con el CEPCI de abril de 2023, el cual corresponde a 803,4. Esta correlación aplica para bombas centrífugas con potencias eléctricas consumidas entre 4 y 700 kW.

Los costos de los intercambiadores de calor de tipo tubos y coraza que actúan como caldera y condensador dependen de sus respectivas áreas de transferencia como se observa en la Ecuación (2.10) (Smith, 2005), en la que el valor está en dólares y corresponde al costo que tenía este tipo de equipo en enero de 1999, razón por la que se actualiza el costo a través del CEPCI. Adicionalmente, debido a que ambos equipos operan a alta presión cuando el fluido de trabajo es propano o gas licuado de petróleo, se utiliza un factor de corrección (f_P) con valor de 1,5 para ajustar el costo de acuerdo con esta condición, mientras que para cuando se tiene pentano como fluido de trabajo se usa un valor de 1. La correlación aplica para intercambiadores de calor de tipo tubos y coraza con áreas de transferencia entre 80 y 4000 m². Para ambos intercambiadores se utiliza un modelo HeatX simplificado en las simulaciones, debido a que el modelo detallado de intercambiadores de calor de tipo tubos y coraza requiere del dimensionamiento y especificación de estos equipos, cuyas características no cambian a pesar de variar las condiciones de operación del proceso, por lo que el modelo detallado no es compatible con la posterior etapa de optimización.

El costo de la turbina de tipo vapor está determinado por su potencia eléctrica generada como se ve en la Ecuación (2.11) (Walraven, Laenen, & D'haeseleer, 2015), en la que el valor está en euros, por lo que se usa la tasa de cambio de 1,35 dólares por 1 euro, correspondiente a julio de 2013 y con la que se realizó la correlación de este tipo de equipo. Además, se actualiza el costo teniendo en cuenta que para esa fecha se tenía un CEPCI de 564. Esta correlación aplica para turbinas con potencias eléctricas generadas entre 0,1 y 20 MW.

El costo de la torre de enfriamiento de tipo tiro inducido con flujo en contracorriente (con sus bombas) depende del flujo de agua de enfriamiento como se muestra en la Ecuación (2.12) (Towler & Sinnott, 2012), en la que el valor está en dólares y corresponde al costo que tenía este equipo en enero de 2010, cuando el valor del CEPCI era de 532,9, por lo que se actualiza su costo. La correlación aplica para torres de enfriamiento con flujos de agua de producción entre 100 y 10000 L/s.

$$C_{Equipos} = C_{Bomba} + C_{Caldera} + C_{Condensador} + C_{Turbina} + C_{Torre} \quad (2.8)$$

$$C_{Bomba} = 9,84 * 10^3 \left(\frac{W_{Entrada}}{4 \text{ kW}} \right)^{0,55} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) \quad (2.9)$$

$$C_{Caldera/Condensador} = 3,28 * 10^4 \left(\frac{A_{Caldera/Condensador}}{80 \text{ m}^2} \right)^{0,68} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) (1,5 \text{ o } 1) \quad (2.10)$$

$$C_{Turbina} = (-1,66 * 10^4 + 716W_{Salida}[\text{kW}]^{0,8}) \left(\frac{803,4}{564} \right) (1,35) \quad (2.11)$$

$$C_{Torre} = \left(170000 + 1500 \left(F_{Agua \text{ Enfriamiento}} \left[\frac{\text{L}}{\text{s}} \right] \right)^{0,9} \right) \left(\frac{803,4}{532,9} \right) \quad (2.12)$$

Cuando alguno de los equipos supera el límite superior en el que aplica su respectiva correlación, se considera el uso de más equipos del mismo tipo hasta cumplir con las capacidades requeridas. Por ejemplo, en el caso de que el intercambiador de calor que actúa como caldera requiera de un área de 7000 m², se utilizan dos intercambiadores de calor, uno con un área de 4000 m² y otro con 3000 m².

Los otros costos necesarios para calcular el costo total del proceso, aparte de los costos de capital, son los costos de operación y mantenimiento. Estos costos son anuales y dentro de ellos se incluyen los costos asociados al mantenimiento del proceso, a los materiales varios y utilidades que se requieren, a los cargos de capital, a los seguros, a los impuestos locales y a las regalías, lo cual se puede observar en la Ecuación (2.13), en donde n es el número de años de operación del proceso, que para la estimación se asume como 25 años. Los costos derivados del mantenimiento del proceso suelen estar entre un 5 y 10%

del capital fijo, por lo que se usa un 10% para el cálculo. Los costos de los materiales varios son un 10% de los costos de mantenimiento, lo cual corresponde a un 1% del capital fijo. Los cargos de capital suelen representar un 10% del capital fijo, los seguros un 1% del capital fijo, los impuestos locales un 2% del capital fijo y las regalías un 1% del capital fijo (Sinnott, 2005). Con lo anterior es posible reducir la Ecuación (2.13), como se ve en la Ecuación (2.14).

Respecto a los costos de las utilidades de los procesos se tiene que lo único requerido es el agua de enfriamiento, puesto que la electricidad para operar los procesos se obtiene de la potencia eléctrica generada. Los costos del agua de enfriamiento dependen del número de horas operativas al año del proceso (N), del costo de esta utilidad por unidad de masa y del flujo requerido, lo que se muestra en la Ecuación (2.15). Las horas operativas al año del proceso se consideran como el 95% de las horas de un año, lo que corresponde a 8322 horas. El costo del agua de enfriamiento por unidad de masa depende del sitio donde éste ubicado el proceso, pero se asume un valor de 0,01 dólares por tonelada para la estimación (Sinnott, 2005). De acuerdo con esto la Ecuación (2.15) se puede reducir como se presenta en la Ecuación (2.16).

$$C_{Operación\&Mantenimiento} = n(C_{Mant} + C_{Mat} + C_{Util} + C_{Carg} + C_{Seg} + C_{Imp} + C_{Reg}) \quad (2.13)$$

$$\begin{aligned} C_{Operación\&Mantenimiento} &= 25[(0,1 + 0,01 + 0,1 + 0,01 + 0,02 + 0,01)Capital_{Fijo} + C_{Util}] \\ &= 25(0,25Capital_{Fijo} + C_{Util}) = 6,25Capital_{Fijo} + 25C_{Util} \end{aligned} \quad (2.14)$$

$$C_{Util} = F_{Agua\ Enfriamiento} \left[\frac{t}{h} \right] * C_{Agua\ Enfriamiento} \left[\frac{\$}{t} \right] * N[h] \quad (2.15)$$

$$C_{Util} = 8322\ h * 0.01 \frac{\$}{t} * F_{Agua\ Enfriamiento} \left[\frac{t}{h} \right] \quad (2.16)$$

Al reemplazar las Ecuaciones (2.4) y (2.14) en la Ecuación (2.1) que define los costos totales del proceso se obtiene la Ecuación (2.17). Además, al reemplazar la Ecuación (2.6) en la Ecuación (2.17) se puede expresar el costo total como función de los costos de los equipos principales del proceso, lo que se muestra en la Ecuación (2.18).

$$C_{Total} = 1,05Capital_{Fijo} + 6,25Capital_{Fijo} + 25C_{Util} = 7,3Capital_{Fijo} + 25C_{Util} \quad (2.17)$$

$$C_{Total} = 7,3(3,64C_{Equipos}) + 25C_{Util} = 26,57C_{Equipos} + 25C_{Util} \quad (2.18)$$

3. Simulación y optimización de los procesos

En este capítulo se presenta el paso a paso para la construcción del caso base de los diseños planteados utilizando el software Aspen Plus®, resaltando todas las consideraciones tenidas en cuenta y las configuraciones ingresadas como los componentes y modelos termodinámicos usados, el diagrama de flujo de proceso y los modelos, especificaciones de diseño y eficiencias de los equipos. Posteriormente se realiza la evaluación y selección preliminar de los procesos de acuerdo con un indicador de sostenibilidad definido a partir de la potencia eléctrica neta generada y la eficiencia energética del ciclo, así como de los índices GWP y ODP del fluido de trabajo. Después se incluye el aspecto económico de los procesos preseleccionados, a través de correlaciones de estimación de costos, para así establecer un indicador de factibilidad, a partir del indicador de sostenibilidad y del indicador económico, con el que se seleccionan los mejores procesos. Finalmente, se realiza la optimización de los mejores procesos para minimizar su coste nivelado de la energía (LCOE) a través de la inclusión de un algoritmo de optimización en el software.

3.1 Simulación de procesos

3.1.1 Simulación del caso base de los procesos en Aspen Plus®

Para evaluar los 25 procesos planteados resultantes de la aplicación del método de Box-Behnken, cuantificando sus desempeños energéticos y costos totales, para así seleccionar y optimizar los más prometedores, es necesario la simulación a través de una herramienta especializada capaz de llevar a cabo esta labor. Es por esto por lo que se escoge el software Aspen Plus® de la compañía Aspen Technology, el cual permite la simulación de procesos a través de la integración de los modelos de diferentes operaciones unitarias con una gran base de datos de propiedades fisicoquímicas de componentes puros y de

parámetros de interacción binaria, con un sistema para electrolitos y con varios paquetes termodinámicos que se ajustan a las características de las sustancias presentes y los fluidos a evaluar.

Debido a que en los 25 diseños se varía el flujo y la temperatura del agua de producción, el fluido de trabajo y el ciclo termodinámico de potencia, es ideal la construcción de un caso o simulación base, la cual incluya los elementos comunes de todos los diseños como la presión y la composición del agua de producción, y los paquetes termodinámicos de los fluidos, para que así después solo sea necesario modificar el caso base con las características específicas de cada diseño.

La construcción del caso base inicia con la creación de una nueva simulación en el software usando la plantilla que viene en blanco, para que así las especificaciones deseadas en el ambiente de propiedades y en el de simulación se deban introducir manualmente. Posteriormente se debe seleccionar el set de unidades que se desea usar para las propiedades que trae el software como, por ejemplo, la temperatura, la presión, el flujo másico, el flujo volumétrico, entre muchas otras. El siguiente paso es la selección de componentes, el cual consiste en buscar en la base de datos e incluir en una lista todos los compuestos presentes en el agua de producción (como iones, metales, hidrocarburos alifáticos, entre otros) y en los fluidos de trabajo.

Un aspecto importante para resaltar en la simulación de este caso base es la presencia de electrolitos en el agua de producción, lo cual conlleva la consideración de reacciones de formación de sales y ácidos. Aspen Plus[®] cuenta con una base de datos de parámetros de electrolitos que ha sido desarrollada usando información de muchos sistemas industriales de electrolitos de gran importancia. Adicionalmente tiene una herramienta que permite incluir dentro del modelo todas las reacciones de formación de sales y ácidos posibles a partir de la lista de electrolitos presentes en el agua de producción. Esta herramienta añade las sales y ácidos resultantes dentro de la lista de componentes y también permite seleccionar los ácidos como compuestos que siguen la ley de Henry.

Posteriormente es necesario la selección de los modelos termodinámicos a usar según los componentes de las corrientes de proceso. Para todos los fluidos de trabajo se utiliza el

modelo de Peng-Robinson como se definió en el anterior capítulo. En el caso del agua de producción, con base en el árbol de selección de modelos termodinámicos de la Figura 2-1, se sugieren los modelos Electrolyte NRTL o Pitzer, de los cuales se escoge el modelo Electrolyte NRTL. Las versiones más completas de este modelo han sido implementadas por Aspen Plus[®] y han recibido gran aceptación para el modelamiento de sistemas industriales de electrolitos. Dentro de sus aplicaciones se encuentra representar equilibrios sólido-líquido de sistemas acuosos multicomponente con electrolitos y equilibrios de fase de sistemas de mezclas de solventes con electrolitos. Dentro del software se combina este modelo con una ecuación de estado (en este caso Redlich-Kwong) para calcular las propiedades de la fase vapor (Lin, y otros, 2010).

Después de elegir todos los modelos termodinámicos se deben especificar los parámetros de estos modelos requeridos para el cálculo de las propiedades de los diferentes componentes. En Aspen Plus[®] los parámetros se clasifican en parámetros de componentes puros, de interacción binaria y de par electrolítico, donde en cada una de las categorías existen bases de datos que permiten importar los valores de estos parámetros para los componentes de los que se tiene esta información. Algunas de estas bases de datos son creadas por Aspen Technology, los cuales las dividen según el modelo termodinámico al que pertenecen, pero también se puede utilizar información de otras fuentes como el Instituto Nacional de Estándares y Tecnología de los Estados Unidos (National Institute of Standards and Technology – NIST, por sus siglas en inglés), la Sociedad Alemana de Ingeniería Química y Biotecnología (DECHEMA) o el Instituto de Diseño de Propiedades Físicas (Design Institute for Physical Properties – DIPPR, por sus siglas en inglés).

Dentro de los parámetros de componentes puros requeridos por los modelos termodinámicos se encuentran los de metales, sales y ácidos presentes en el agua de producción. En los parámetros binarios se requieren los relacionados con la interacción entre los componentes que siguen la ley de Henry y otros compuestos, los parámetros del modelo NRTL de todos los componentes exceptuando metales, sales y iones, y los parámetros de los modelos de Peng-Robinson y Redlich-Kwong para los hidrocarburos presentes y los compuestos en fase vapor, respectivamente. Para los parámetros de pares electrolíticos se necesitan los que relacionan a los iones entre sí y a los iones con el agua, la cual actúa como solvente. Para el caso base se seleccionan todas las bases de datos

de Aspen y del NIST disponibles para los modelos termodinámicos a usar, para así contar con la mayor cantidad de parámetros posible. Adicionalmente, se utiliza la herramienta de estimación del software, la cual permite calcular todos los parámetros faltantes a partir de métodos de estimación de propiedades.

Una vez se realizan los pasos anteriormente descritos se tienen configuradas todas las especificaciones respecto a propiedades que requiere el software, por lo que es posible correr la simulación, luego de lo cual se puede revisar el listado de componentes seleccionados e incluidos por el simulador, los modelos termodinámicos escogidos, las reacciones químicas consideradas, y los parámetros seleccionados de las bases de datos disponibles y los calculados por medio de estimaciones. Después de esto se puede proseguir al ambiente de simulación del software.

Lo primero que se debe realizar en este ambiente es la construcción del diagrama de flujo de proceso, para lo cual se seleccionan los modelos de equipos que más se ajustan a los del ciclo termodinámico de potencia y se interconectan por medio de corrientes de flujo. Tanto el ciclo Rankine como el ciclo Brayton utilizan dos intercambiadores de calor, una turbina y una torre de enfriamiento, diferenciándose únicamente en el uso de una bomba o un compresor, respectivamente, para aumentar la presión del fluido de trabajo. Debido a esta diferencia solo se seleccionan en el caso base los modelos de los equipos comunes de ambos ciclos.

Para los dos intercambiadores de calor se utiliza el modelo HeatX simplificado, el cual requiere para su cálculo únicamente la información mínima de un proceso de transferencia de calor como, por ejemplo, la dirección de flujo de los fluidos, una especificación de diseño que debe cumplir el intercambiador, cuál fluido va por el lado caliente y cuál por el lado frío, el modelo termodinámico que aplica a cada lado y las propiedades de las corrientes de entrada. Como se definió en las bases y criterios de diseño, la dirección de flujo en ambos intercambiadores es un flujo contracorriente y como especificación de diseño se tiene la diferencia de temperatura en la parte fría (donde el fluido que entrega calor y el fluido que lo recibe están más fríos) de 10 °C.

En el caso del intercambiador de calor que transfiere calor del agua de producción al fluido de trabajo se cumple esta especificación de diseño variando el flujo del fluido de trabajo hasta encontrar el valor que cierra el balance de energía. Para el intercambiador de calor que transfiere calor del fluido de trabajo al agua de enfriamiento se cumple la especificación variando el flujo de agua de enfriamiento. Respecto a que fluido y que modelo termodinámico va en cada lado de cada intercambiador se tiene que para el intercambiador de calor del agua de producción y el fluido de trabajo en el lado caliente pasa el agua de producción y se utiliza el modelo de Electrolyte NRTL-Redlich Kwong, mientras que en el lado frío va el fluido de trabajo y se usa el modelo de Peng-Robinson. Para el intercambiador de calor del fluido de trabajo y el agua de enfriamiento en el lado caliente se tiene el fluido de trabajo y se utiliza el modelo de Peng-Robinson, mientras que en el lado frío pasa el agua de enfriamiento y se usa el modelo de Electrolyte NRTL-Redlich Kwong el cual, debido a la falta de electrolitos en el agua de enfriamiento, se comporta como un modelo NRTL estándar.

La torre de enfriamiento utilizada para retirar el calor recibido por el agua de enfriamiento se simula en el caso base a través del modelo Heater, el cual es el modelo más simple de intercambio de calor, en el cual solo se deben especificar dos parámetros relacionados con la presión y la temperatura del fluido a la salida del equipo, para así poder realizar su balance de energía. Adicionalmente, requiere definir el modelo termodinámico, que para el agua de enfriamiento es el modelo de Electrolyte NRTL-Redlich Kwong.

Para la turbina se usa el modelo Compr, el cual sirve tanto para compresores como para turbinas. Dentro de los tipos de turbinas que incluye este modelo se encuentran las isentrópicas y las politrópicas, de las cuales se elige la turbina isentrópica. El modelo requiere para su cálculo una especificación de diseño que debe cumplir la turbina, la cual suele ser la presión de descarga de la turbina para los ciclos termodinámicos de potencia, con lo que se define la caída de presión en ella y por ende la cantidad de potencia generada. Además, se debe definir el modelo termodinámico a usar, que para este caso es el modelo de Peng-Robinson, asociado a los fluidos de trabajo.

Una característica importante del modelo Compr es la de poder añadir eficiencias al cálculo con el objetivo de ajustar el proceso de expansión isentrópica de los ciclos termodinámicos ideales a la expansión de los ciclos termodinámicos reales. Como se describió en el primer

capítulo, los ciclos ideales no tienen en cuenta los fenómenos que generan irreversibilidades en el sistema por lo que son más fáciles de estudiar que los ciclos reales, pero esto conlleva una pérdida de precisión considerable a la hora de evaluar el desempeño de los ciclos. Es por esto por lo que en equipos que idealmente operan de manera isentrópica como las bombas, compresores y turbinas se definen eficiencias isentrópicas y mecánicas para ajustar los cálculos de desempeño de los ciclos ideales, de manera que se obtengan resultados más cercanos a los del ciclo real.

Debido a que la potencia generada (que es la diferencia de entalpía del fluido de trabajo entre la entrada y la salida de la turbina) en el ciclo real es menor que la generada por el ciclo ideal por las irreversibilidades, la eficiencia isentrópica de la turbina se define como la relación entre la potencia generada del ciclo real y la potencia generada del ciclo ideal, tal como se observa en la Ecuación (3.1). Esta eficiencia depende de la turbina específicamente usada, variando de un 0,7 para turbinas pequeñas hasta un 0,9 para turbinas grandes bien diseñadas (Jones & Dugan, 1995). Para el caso base se define una eficiencia isentrópica de la turbina de 0,9.

$$\eta_{Isentrópica,Turbina} = \frac{W_{Salida,ciclo\ real}}{W_{Salida,ciclo\ ideal}} = \frac{h_{Entrada} - h_{Salida,ciclo\ real}}{h_{Entrada} - h_{Salida,ciclo\ ideal}} \quad (3.1)$$

En el caso de las bombas y compresores, que son equipos en los que se consume potencia, la cual es la diferencia de entalpía del fluido de trabajo entre la salida y la entrada de estos, se tiene que para ciclo ideal se requiere menos energía que para el ciclo real, por lo que la eficiencia isentrópica de bombas y compresores se define como la relación entre la potencia consumida por el ciclo ideal y la potencia consumida por el ciclo real, como se muestra en la Ecuación (3.2). Esta eficiencia depende de la bomba o compresor utilizado y sus valores varían desde un 0,75 hasta un 0,85 para bombas y compresores bien diseñados (Jones & Dugan, 1995). Para los diferentes diseños se define una eficiencia isentrópica de bombas y compresores de 0,85.

$$\eta_{Isentrópica,Bomba/Compresor} = \frac{W_{Entrada,ciclo\ ideal}}{W_{Entrada,ciclo\ real}} = \frac{h_{Salida,ciclo\ ideal} - h_{Entrada}}{h_{Salida,ciclo\ real} - h_{Entrada}} \quad (3.2)$$

Adicionalmente, puesto que las bombas, compresores y turbinas son equipos que transforman la energía eléctrica en energía mecánica o viceversa, se define una eficiencia mecánica, la cual relaciona las potencias eléctricas y mecánicas consumidas o generadas por estos equipos del ciclo. La eficiencia mecánica de la turbina, la cual genera potencia eléctrica a partir de la energía mecánica transferida por el fluido de trabajo a los componentes internos del equipo, se define como la relación entre la potencia eléctrica generada y el trabajo mecánico recibido, como se puede ver en la Ecuación (3.3).

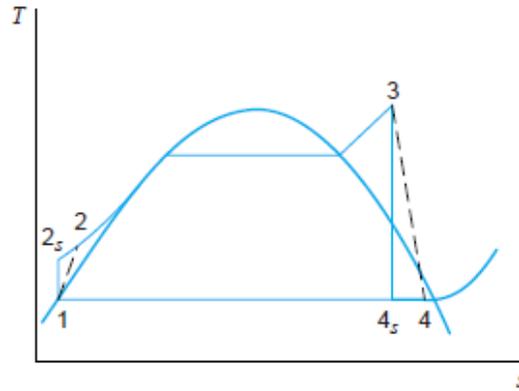
$$\eta_{Mecánica,Turbina} = \frac{W_{Salida,eléctrica}}{W_{Salida,mecánica}} \quad (3.3)$$

Para las bombas y compresores, las cuales consumen potencia eléctrica para generar la energía mecánica que se le transfiere al fluido a través de sus componentes internos, la eficiencia mecánica se define como la relación entre el trabajo mecánico producido y la potencia eléctrica consumida, tal como se detalla en la Ecuación (3.4). Para el caso base y los diferentes diseños se define una eficiencia mecánica para bombas, compresores y turbinas de 0,95.

$$\eta_{Mecánica,Bomba/Compresor} = \frac{W_{Entrada,mecánica}}{W_{Entrada,eléctrica}} \quad (3.4)$$

La inclusión de las eficiencias isentrópicas y mecánicas de los equipos en un ciclo ideal genera una desviación considerable en los estados termodinámicos de algunas de sus etapas. En la Figura 3-1 se presenta el efecto de estas eficiencias en la configuración de un ciclo Rankine ideal, visto desde el diagrama T-s, en el que se observa como los procesos considerados isentrópicos dejan de serlo.

Figura 3-1: Diagrama T-s del efecto de las eficiencias isentrópicas y mecánicas en la configuración de un ciclo Rankine ideal.



Fuente: (Borgnakke & Sonntag, 2009).

En los diseños que usan el ciclo Brayton se utiliza el modelo Compr para representar el compresor del proceso, el mismo usado para las turbinas. El tipo de compresor modelado se selecciona como isentrópico y como especificación de diseño que debe cumplir el compresor se define la presión de descarga de éste. En los diseños que trabajan con el ciclo Rankine se utiliza el modelo Pump para incorporar la bomba del proceso. Para el cálculo de este modelo se requiere una especificación de diseño de la descarga de la bomba, que en este caso se elige la presión de descarga. Además, en ambos modelos se debe definir el modelo termodinámico a usar, que para todos los fluidos de trabajo es el modelo de Peng-Robinson.

Respecto a las corrientes de flujo que interconectan los modelos en el diagrama de flujo de proceso, se definen sus nombres de acuerdo con sus respectivos niveles de presión y temperatura dentro del proceso. En el caso del fluido de trabajo de los ciclos termodinámicos de potencia se tiene que, por ejemplo, entre el intercambiador de calor que retira el calor residual del ciclo (enfriador/condensador) y el equipo que aumenta la presión (bomba/compresor) el fluido tiene unos niveles de presión y temperatura que son bajos con respecto a los que presenta en otras etapas del ciclo. Con base en esto las corrientes se nombran como “Abreviatura del fluido de trabajo (Propano como C3) + Nivel de presión (L de bajo o H de alto) + P + Nivel de temperatura (L de baja o H de alta) + T”. Aplicando esta nomenclatura al ejemplo anterior se obtiene el nombre C3LPLT, lo que traduce propano a baja presión y temperatura.

La corriente de salida de la bomba o compresor de los ciclos se encuentra a un nivel alto de presión, pero mantiene un nivel bajo de temperatura, por lo que su nombre lleva "HPLT". La caldera/calentador que transfiere el calor del agua de producción al fluido de trabajo aumenta la temperatura de este, debido a lo cual la corriente de salida del equipo incluye en su nombre "HPHT". La corriente restante del ciclo termodinámico de potencia es la de salida de la turbina, la cual tiene un nivel bajo de presión, pero un nivel alto de temperatura, razón por la que su nombre lleva "LPHT".

Para el agua de producción (abreviatura H₂O) y el agua de enfriamiento (abreviatura CW) se tiene que solo la temperatura cambia en los ciclos ideales, por lo que sus corrientes se nombran "Abreviatura del fluido de trabajo + Nivel de temperatura (L de baja o H de alta) + T". El agua de producción que entra a la caldera/calentador se encuentra a nivel alto de temperatura, por lo que su nombre lleva "HT", mientras que la corriente de salida tiene un nivel bajo de temperatura, razón por la que su nombre incluye "LT". El agua de enfriamiento que entra al enfriador/condensador se encuentra a nivel bajo de temperatura, por lo que su nombre lleva "LT", mientras que la corriente de salida tiene un nivel alto de temperatura, razón por la que su nombre incluye "HT".

En las Figuras 3-2 y 3-3 se presentan los diagramas de flujo de proceso, en el ambiente de simulación de Aspen Plus®, de los diseños que tienen como fluido de trabajo al propano (el cual trabaja con el ciclo Rankine) y al dióxido de carbono (el cual trabaja con el ciclo Brayton), respectivamente. Como se puede observar los ciclos termodinámicos de potencia y el ciclo de enfriamiento no se encuentran cerrados, esto se debe a que en el software se deben realizar manualmente las iteraciones que llevan a la convergencia de estos ciclos. En este tipo de cálculo se emplean condiciones iniciales (como las condiciones de proceso de una corriente) arbitrarias para así correr el algoritmo de convergencia y obtener un resultado, el cual es usado para actualizar las condiciones iniciales y volver a correr el algoritmo, lo que se repite hasta que el resultado obtenido deja de variar significativamente. En los diagramas de flujo de proceso existen corrientes que llevan el símbolo "+" en su nombre, lo cual hace referencia a que son la misma corriente que la que no lleva este símbolo, pero debido a la naturaleza del algoritmo de convergencia y a que dos corrientes diferentes no pueden llevar el mismo nombre, se utiliza este símbolo para diferenciarlas.

Figura 3-2: Diagrama de flujo de proceso con ciclos abiertos de los diseños que trabajan con propano en el software Aspen Plus®.

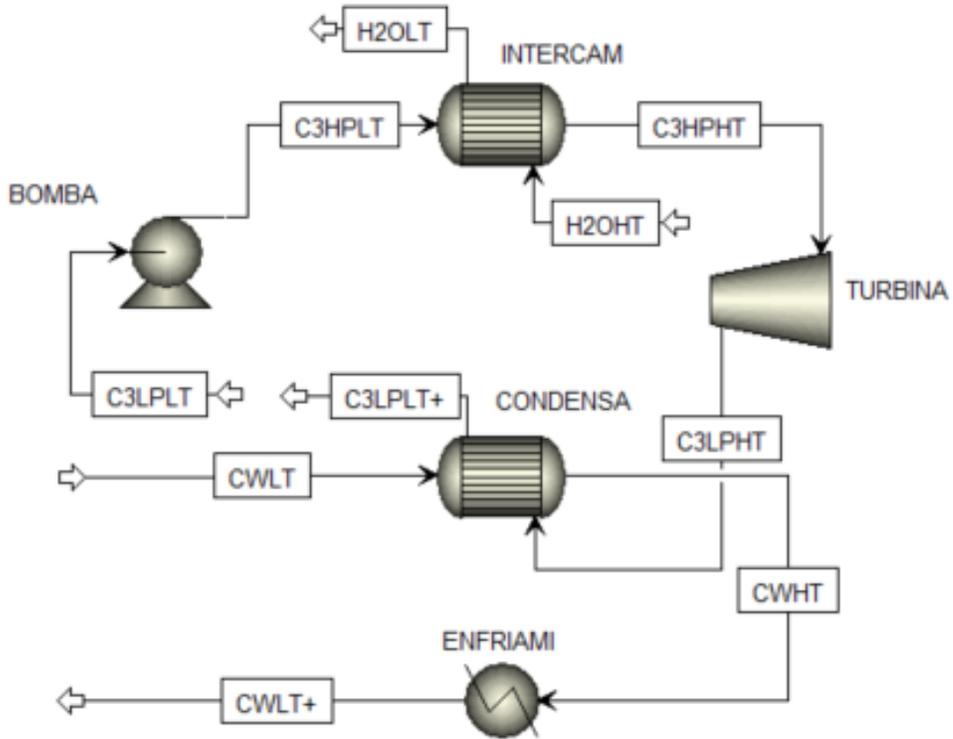
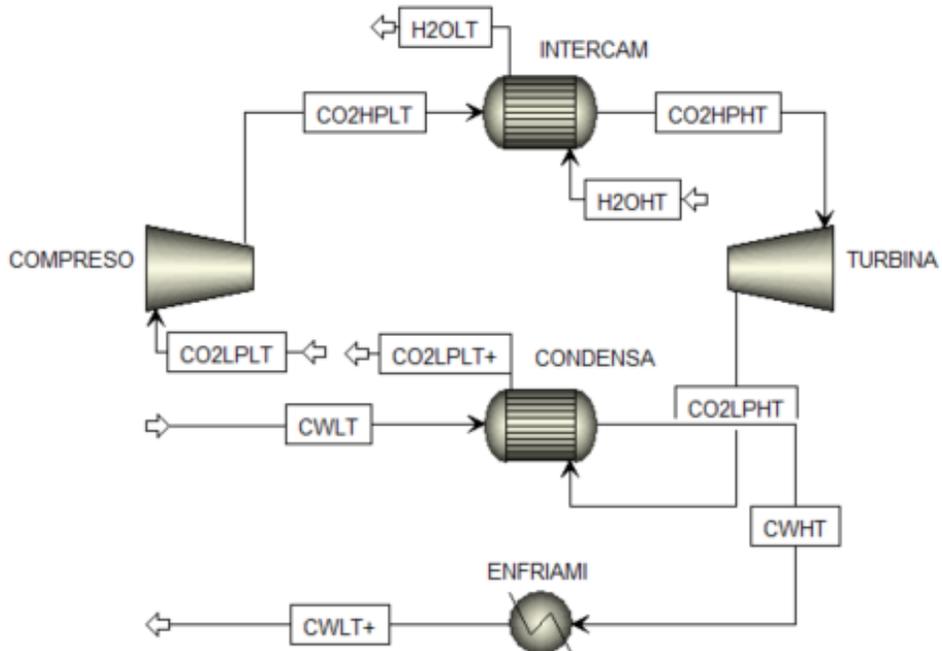


Figura 3-3: Diagrama de flujo de proceso con ciclos abiertos de los diseños que trabajan con dióxido de carbono en el software Aspen Plus®.



Los diagramas de flujo de proceso con los ciclos cerrados una vez finaliza el algoritmo de convergencia, en el ambiente de simulación del software, para los diseños que tienen como fluido de trabajo al propano y al dióxido de carbono se presentan en las Figuras 3-4 y 3-5, respectivamente.

Figura 3-4: Diagrama de flujo de proceso con ciclos cerrados de los diseños que trabajan con propano en el software Aspen Plus®.

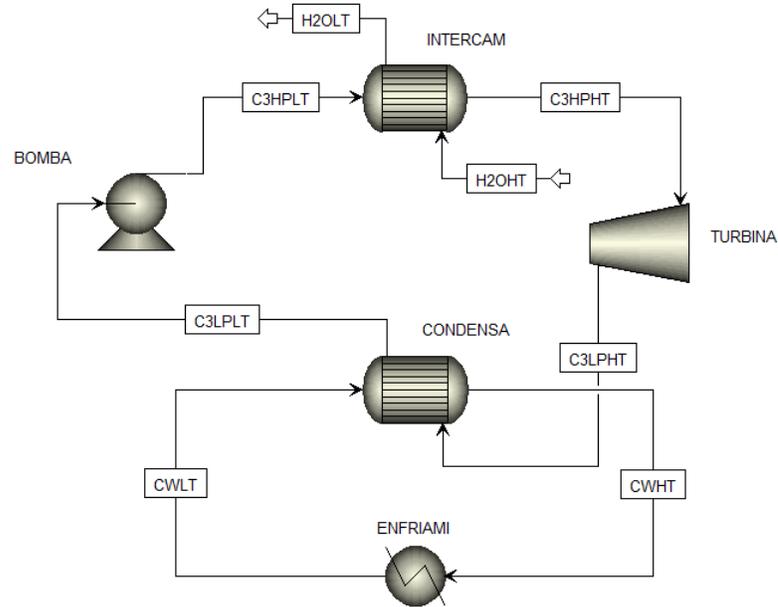
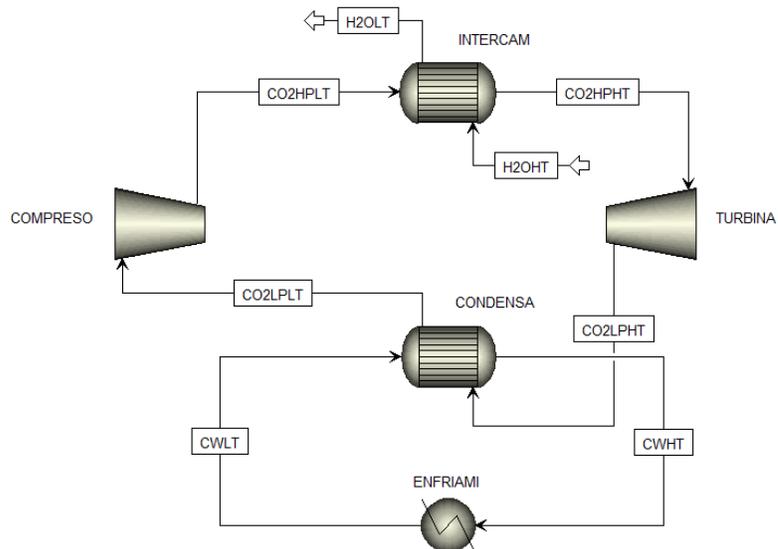


Figura 3-5: Diagrama de flujo de proceso con ciclos cerrados de los diseños que trabajan con dióxido de carbono en el software Aspen Plus®.



3.1.2 Evaluación y selección preliminar de los procesos según su desempeño e índices ambientales

Cada uno de los 25 procesos planteados trabaja con condiciones de operación diferentes y tiene un desempeño diferente que el resto. En el Anexo C se reportan las propiedades termodinámicas (temperatura, presión, energía interna, volumen específico, entalpía y entropía) de los fluidos de trabajo empleados en cada etapa de los diseños propuestos, así como la representación de los ciclos en sus respectivos diagramas T-s. Para elegir los diseños más factibles para el aprovechamiento energético del agua de producción se utilizan los criterios de evaluación y selección preliminar definidos en el anterior capítulo. La potencia eléctrica generada por la turbina que sale del ciclo, la potencia eléctrica consumida por la bomba/compresor que entra al proceso y el calor transferido por el agua de producción al fluido de trabajo que entra al ciclo para cada uno de los 25 diseños propuestos se presenta en la Tabla 3-1. A partir de estos resultados obtenidos de las corrientes energéticas de entrada y salida se puede calcular la eficiencia energética del ciclo para cada uno de los diseños, lo cual se reporta en la Tabla 3-2.

Tabla 3-1: Resultados de las corrientes energéticas de entrada y salida del ciclo termodinámico de potencia de los 25 diseños propuestos.

Flujo	Temperatura	Corrientes energéticas	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Media (115 °C)	W _{Salida} (kW)	572,1	436,9	451,7	401,6	896,6
		W _{Entrada} (kW)	98	25,6	44,5	5,6	727,5
		Q _{Entrada} (kW)	5287,8	5016,9	4915,1	4528,2	5712,5
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Salida} (kW)	744,8	634,6	638,4	618,3	779,3
		W _{Entrada} (kW)	99,8	31,6	51,8	6,7	712,3
		Q _{Entrada} (kW)	10586,7	11087,1	10885,8	11218,5	11834
	Media (115 °C)	W _{Salida} (kW)	1907,1	1456,3	1505,5	1338,6	2988,7
		W _{Entrada} (kW)	326,5	85,2	148,2	18,7	2424,9
		Q _{Entrada} (kW)	17625,9	16722,9	16383,8	15094	19041,5
Alta (140 °C)	W _{Salida} (kW)	4314,6	2709,4	3338,6	2301,9	4349,1	
	W _{Entrada} (kW)	1020,1	184	528,1	34,6	2847,3	
	Q _{Entrada} (kW)	30132,8	24370,1	25437,3	22900	28744,8	
Alto (300000 bbl/día)	Media (115 °C)	W _{Salida} (kW)	11442,6	8737,7	9033,2	8031,6	17932,2
		W _{Entrada} (kW)	1959	511,5	889,3	111,9	14549,6
		Q _{Entrada} (kW)	105756	100337	98302,7	90564	114249

Tabla 3-2: Resultados de la eficiencia energética del ciclo termodinámico de potencia de los 25 diseños propuestos.

Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Media (115 °C)	$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	$\eta_{Energética}$	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
	Media (115 °C)	$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
	Alta (140 °C)	$\eta_{Energética}$	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
Alto (300000 bbl/día)	Media (115 °C)	$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296

Como se observa, las potencias eléctricas de entrada y salida y el calor de entrada de los ciclos termodinámicos de potencia aumentan cuando se tienen mayores flujos y temperaturas en el agua de producción, lo cual permite identificar que estas corrientes energéticas del ciclo son funciones de las condiciones de operación del agua de producción de cada campo. Aunque la relación de la temperatura del agua de producción con las corrientes energéticas no es fácil de definir, debido a que se deriva de los fenómenos de transferencia de calor y la termodinámica de los fluidos de trabajo, en el caso del flujo del agua de producción se puede ver claramente que su relación con las corrientes energéticas del ciclo es de proporcionalidad directa, es decir, al cambiar el flujo de agua de producción en determinada proporción, el valor de las corrientes energéticas cambia en esta misma proporción. Todo lo anterior se refleja en las Ecuaciones (3.5) y (3.6), en las que F es el flujo y T es la temperatura del agua de producción.

$$W_{Entrada}, W_{Salida}, Q_{Entrada} = f(F, T) \quad (3.5)$$

$$W_{Entrada}, W_{Salida}, Q_{Entrada} \propto F \quad (3.6)$$

La proporcionalidad directa del flujo del agua de producción con las corrientes energéticas también se puede deducir a partir de las eficiencias energéticas de los ciclos puesto que, como se ve en sus resultados, esta solo es función de la temperatura del agua de producción, incrementándose cuando es más alta. Debido a que la eficiencia energética es la relación entre la potencia eléctrica neta y el calor de entrada del ciclo, y ambas son corrientes energéticas proporcionales al flujo de agua de producción, esta condición de

operación termina por cancelarse en la eficiencia energética. Lo anterior se representa a través de las Ecuaciones (3.7) y (3.8), en las que F es el flujo y T es la temperatura del agua de producción.

$$\eta_{Energética} = f(T) \quad (3.7)$$

$$\eta_{Energética} = \frac{W_{Neta}}{Q_{Entrada}} = \frac{W_{Salida} - W_{Entrada}}{Q_{Entrada}} \propto \frac{F}{F} = 1 \quad (3.8)$$

Basado en el anterior análisis es posible construir una matriz con los resultados de los 45 diseños inicialmente propuestos, incluyendo los que se decidió no evaluar como resultado del diseño de experimentos llevado a cabo con el método de Box-Behnken. Para ello se usan las proporciones entre flujo bajo-medio y flujo medio-alto de agua de producción, y los resultados obtenidos para los 25 diseños evaluados, lo que permite predecir los desempeños de los diseños restantes. La Tabla 3-3 presenta todos los resultados obtenidos.

Tabla 3-3: Resultados de la evaluación del desempeño de los ciclos termodinámicos de potencia de los 45 diseños iniciales.

Flujo	Temperatura	Variable	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Salida} (kW)	223,4	190,4	191,5	185,5	233,8
		W _{Entrada} (kW)	29,9	9,5	15,5	2	213,7
		Q _{Entrada} (kW)	3176	3326,1	3265,7	3365,6	3550,2
		η _{Energética}	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
	Media (115 °C)	W _{Salida} (kW)	572,1	436,9	451,7	401,6	896,6
		W _{Entrada} (kW)	98	25,6	44,5	5,6	727,5
		Q _{Entrada} (kW)	5287,8	5016,9	4915,1	4528,2	5712,5
		η _{Energética}	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
	Alta (140 °C)	W _{Salida} (kW)	1294,4	812,8	1001,6	690,6	1304,7
		W _{Entrada} (kW)	306	55,2	158,4	10,4	854,2
		Q _{Entrada} (kW)	9039,8	7311	7631,2	6870	8623,4
		η _{Energética}	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Salida} (kW)	744,8	634,6	638,4	618,3	779,3
		W _{Entrada} (kW)	99,8	31,6	51,8	6,7	712,3
		Q _{Entrada} (kW)	10586,7	11087,1	10885,8	11218,5	11834
		η _{Energética}	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
	Media (115 °C)	W _{Salida} (kW)	1907,1	1456,3	1505,5	1338,6	2988,7
		W _{Entrada} (kW)	326,5	85,2	148,2	18,7	2424,9

Flujo	Temperatura	Variable	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
		Q _{Entrada} (kW)	17625,9	16722,9	16383,8	15094	19041,5
		η _{Energética}	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
	Alta (140 °C)	W _{Salida} (kW)	4314,6	2709,4	3338,6	2301,9	4349,1
		W _{Entrada} (kW)	1020,1	184	528,1	34,6	2847,3
		Q _{Entrada} (kW)	30132,8	24370,1	25437,3	22900	28744,8
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	η _{Energética}	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
		W _{Salida} (kW)	4468,8	3807,6	3830,2	3709,6	4676
		W _{Entrada} (kW)	598,7	189,6	310,8	40,2	4273,9
		Q _{Entrada} (kW)	63520,2	66522,6	65314,8	67311	71004
	Media (115 °C)	η _{Energética}	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
		W _{Salida} (kW)	11442,6	8737,7	9033,2	8031,6	17932,2
		W _{Entrada} (kW)	1959	511,5	889,3	111,9	14549,6
		Q _{Entrada} (kW)	105756	100337	98302,7	90564	114249
	Alta (140 °C)	η _{Energética}	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
		W _{Salida} (kW)	25887,8	16256,5	20031,5	13811,3	26094,8
		W _{Entrada} (kW)	6120,8	1104,3	3168,5	207,4	17083,7
		Q _{Entrada} (kW)	180797	146221	152624	137400	172469
		η _{Energética}	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522

Como se puede ver, los procesos que utilizan el dióxido de carbono como fluido de trabajo en un ciclo Brayton son los que producen más potencia eléctrica en la turbina, pero a su vez son los que más consumen potencia eléctrica derivado del uso del compresor, lo cual termina causando que las potencias eléctricas netas generadas y eficiencias energéticas sean las más bajas. Esto concuerda con lo reportado en la literatura en donde se sugiere que, para aplicaciones de moderada temperatura como la que tiene el agua de producción, es más conveniente el uso de un ciclo Rankine; mientras que, para aplicaciones de elevada temperatura del orden de varios cientos de grados Celsius, se sugiere la operación de un ciclo Brayton (Ahn, y otros, 2015). Además, se puede observar que los procesos que usan propano como fluido de trabajo son los que más producen potencia eléctrica en la turbina entre los procesos que operan en un ciclo Rankine, aunque también son los que consumen una mayor potencia eléctrica debido al funcionamiento de la bomba.

En la Tabla 3-4 se presentan los valores encontrados en la literatura sobre los índices GWP y ODP de los fluidos de trabajo considerados para los diseños evaluados.

Tabla 3-4: Índices GWP y ODP de los fluidos de trabajo utilizados en los diseños.

Índice	Fluidos de trabajo				
	Propano	Butano	GLP	Pentano	CO ₂
GWP	3,3	4	3,65	0	1
ODP	0	0	0	0	0

Fuentes: (Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), 2007), (Restrepo, Weckert, Brüggemann, Gerstmann, & Frank, 2008), (United Nations Environment Programme (UNEP), 2007).

Como se observa los índices GWP de todos los fluidos de trabajo son relativamente bajos, considerando que los valores de este índice suelen estar en el rango de algunas decenas hasta los miles, siendo el menor el del pentano. Respecto al índice ODP se tiene que es 0 para todos los fluidos de trabajo, esto debido a que no contienen cloro ni bromo, los cuales son los principales elementos que causan el agotamiento del ozono atmosférico y se encuentran en los fluidos con un ODP considerable, los cuales tienen valores que van desde 0,01 hasta 16.

Para la selección preliminar de los mejores procesos en diferentes niveles de flujo y temperatura del agua de producción, se utilizan las potencias eléctricas netas generadas, las eficiencias energéticas y los índices GWP (puesto que el índice ODP es igual para todos los fluidos de trabajo) de cada diseño como indicadores que reflejan sus desempeños técnicos y de sostenibilidad. En la Tabla 3-5 se presentan los valores de estos indicadores para los 45 diseños considerados.

Tabla 3-5: Valores de los indicadores considerados para la selección preliminar de los mejores procesos entre los 45 diseños.

Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Neta} (kW)	193,5	180,9	176	183,5	20,1
		$\eta_{Energética}$	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Media (115 °C)	W _{Neta} (kW)	474,2	411,3	407,2	396	169,1
		$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Alta (140 °C)	W _{Neta} (kW)	988,4	757,6	843,2	680,2	450,6
		$\eta_{Energética}$	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1

Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Neta} (kW)	645	603	586,6	611,6	67
		$\eta_{Energética}$	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Media (115 °C)	W _{Neta} (kW)	1580,6	1371	1357,3	1320	563,8
		$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Alta (140 °C)	W _{Neta} (kW)	3294,5	2525,4	2810,5	2267,3	1501,8
		$\eta_{Energética}$	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	W _{Neta} (kW)	3870,1	3618,1	3519,5	3669,5	402,1
		$\eta_{Energética}$	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Media (115 °C)	W _{Neta} (kW)	9483,6	8226,2	8143,8	7919,7	3382,6
		$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1
	Alta (140 °C)	W _{Neta} (kW)	19767	15152,2	16863,1	13603,9	9011
		$\eta_{Energética}$	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522
		Ambiental	3,3	4	3,65	0	1

Como se observa, cada uno de los indicadores representa un aspecto diferente de los procesos evaluados. La potencia eléctrica neta generada es un indicador que permite cuantificar la electricidad generada, la cual es el principal producto de los ciclos termodinámicos de potencia, y puede tomar valores entre los cientos hasta las decenas de miles de kilowatts. La eficiencia energética es un indicador que muestra la capacidad del proceso para transformar la energía térmica recibida en energía eléctrica y tiene valores entre 0 y 1. El indicador ambiental derivado del índice GWP establece la sostenibilidad del proceso respecto al fluido de trabajo utilizado y toma valores de unas pocas unidades. Debido a las diferencias en las naturalezas y magnitudes de los diferentes indicadores se propone la definición de indicadores normalizados con el fin de hacerlos más comparables entre sí, de limitar su magnitud en valores entre 0 y 1, y de cambiar su naturaleza para que un mayor valor represente un mejor resultado.

Para la creación de estos indicadores normalizados se utiliza una metodología similar a la presentada por (Serna, y otros, 2016) en su artículo, en el que se definen varios indicadores de sostenibilidad normalizados para la selección de la ruta química más sostenible para un proceso químico. El primer indicador es la potencia eléctrica neta generada por el ciclo, el cual se normaliza utilizando como referencia el máximo valor de

este indicador entre los 45 diseños, lo que corresponde a los 19767 kW de potencia eléctrica neta generada por el ciclo Rankine que trabaja con propano como fluido de trabajo y con el flujo y la temperatura altos del agua de producción. En la Ecuación (3.9) se muestra la definición de este indicador normalizado.

$$\bar{W}_{Neta} = \frac{W_{Neta}}{W_{Neta,m\acute{a}xima}} \quad (3.9)$$

El segundo indicador es la eficiencia energética del ciclo, la cual se normaliza usando como referencia el máximo valor de este indicador entre los 45 diseños, lo que corresponde a la eficiencia energética de 0,1105 del ciclo Rankine que trabaja con gas licuado de petróleo como fluido de trabajo y con el flujo y la temperatura altos del agua de producción. El cálculo de este indicador normalizado se puede ver en la Ecuación (3.10).

$$\bar{\eta}_{Energ\acute{e}tica} = \frac{\eta_{Energ\acute{e}tica}}{\eta_{Energ\acute{e}tica,m\acute{a}xima}} \quad (3.10)$$

El tercer indicador es el ambiental del fluido de trabajo del ciclo, el cual se normaliza utilizando como referencia el máximo valor de este indicador entre los 5 fluidos de trabajo, lo que corresponde a 4 para el butano. Adicionalmente se cambia la naturaleza del indicador ambiental, en el que un mayor valor representa un fluido de trabajo menos sostenible, para que en el indicador normalizado un mayor valor corresponda a un mejor fluido de trabajo, similar a lo que sucede con los otros dos indicadores normalizados. En la Ecuación (3.11) se presenta la definición de este indicador normalizado.

$$\bar{A} = 1 - \frac{A}{A_{m\acute{a}ximo}} \quad (3.11)$$

A partir de lo anterior se calculan los indicadores normalizados para cada uno de los 45 diseños y los resultados se acomodan en una matriz, la cual se muestra en la Tabla 3-6. Como se observa los diseños que utilizan al propano como fluido de trabajo en un ciclo Rankine son los que tienen los mayores valores en el indicador normalizado de potencia eléctrica neta generada, mientras que los diseños que utilizan al dióxido de carbono como

fluido de trabajo en un ciclo Brayton son los que tienen menores valores en este indicador y en el indicador normalizado de eficiencia energética.

Tabla 3-6: Resultados de los indicadores normalizados definidos para la selección preliminar de los mejores procesos entre los 45 diseños.

Flujo	Temperatura	Indicador normalizado	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,0098	0,0092	0,0089	0,0093	0,0010
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,5514	0,4923	0,4877	0,4934	0,0513
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Media (115 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,0240	0,0208	0,0206	0,0200	0,0086
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,8116	0,7420	0,7498	0,7915	0,2680
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Alta (140 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,0500	0,0383	0,0427	0,0344	0,0228
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,9895	0,9379	1,0000	0,8961	0,4729
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,0326	0,0305	0,0297	0,0309	0,0034
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,5514	0,4923	0,4877	0,4934	0,0513
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Media (115 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,0800	0,0694	0,0687	0,0668	0,0285
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,8116	0,7420	0,7498	0,7915	0,2680
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Alta (140 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,1667	0,1278	0,1422	0,1147	0,0760
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,9895	0,9379	1,0000	0,8961	0,4729
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,1958	0,1830	0,1780	0,1856	0,0203
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,5514	0,4923	0,4877	0,4934	0,0513
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Media (115 °C)	\bar{W}_{Neta}	0,4798	0,4162	0,4120	0,4007	0,1711
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,8116	0,7420	0,7498	0,7915	0,2680
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500
	Alta (140 °C)	\bar{W}_{Neta}	1,0000	0,7665	0,8531	0,6882	0,4559
		$\bar{\eta}_{Energética}$	0,9895	0,9379	1,0000	0,8961	0,4729
		\bar{A}	0,1750	0	0,0875	1,0000	0,7500

Finalmente, para tener un único criterio de selección derivado de los tres indicadores normalizados se utiliza una ponderación para definir un indicador de sostenibilidad de cada proceso. Para esto se le asigna un peso a cada indicador normalizado dentro de la ponderación, los cuales corresponden a 0,45 para el indicador normalizado de potencia eléctrica neta generada, 0,45 para el indicador normalizado de eficiencia energética y 0,10 para el indicador normalizado ambiental. Se le da un menor peso a este último debido a que todos los fluidos de trabajo tienen valores similares y relativamente bajos del índice

GWP, haciendo de todos los fluidos opciones recomendadas. Esto se refleja en la Ecuación (3.12), donde se establece el indicador de sostenibilidad.

$$S = 0,45 * \bar{W}_{Neta} + 0,45 * \bar{\eta}_{Energética} + 0,10 * \bar{A} \quad (3.12)$$

A partir de los anteriores parámetros se calcula el indicador de sostenibilidad para cada uno de los 45 diseños, lo que se presenta en la Tabla 3-7, en donde se señalan en negrita los 12 diseños seleccionados preliminarmente. Para esto se escogieron los dos diseños con el mayor indicador de sostenibilidad para las temperaturas baja y alta de los tres niveles de flujo del agua de producción.

Tabla 3-7: Resultados del indicador de sostenibilidad y procesos seleccionados preliminarmente entre los 45 diseños.

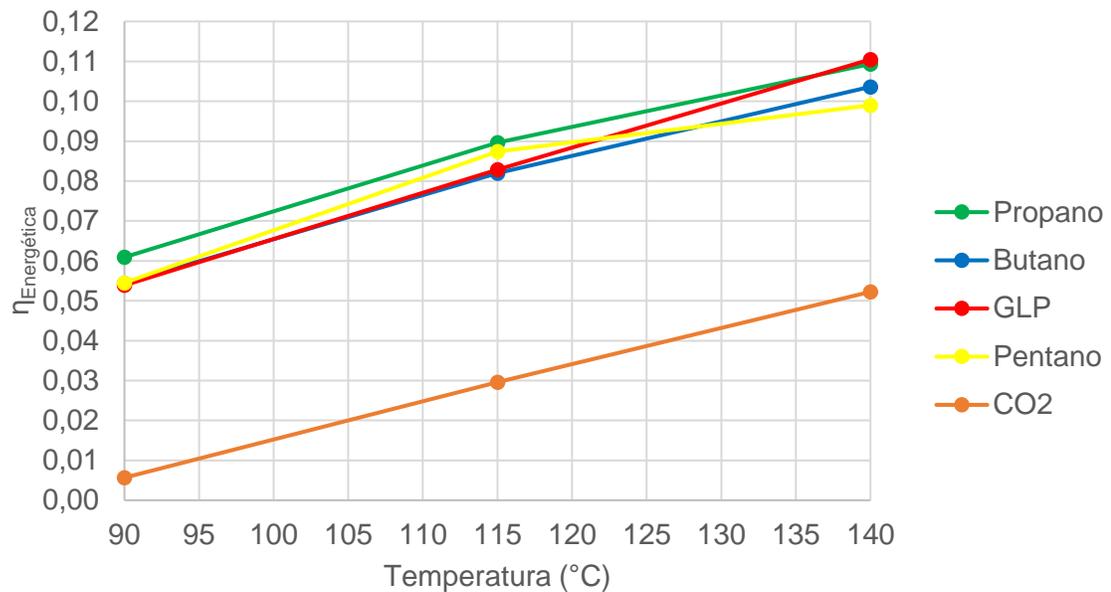
Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,2701	0,2256	0,2322	0,3262	0,0985
	Media (115 °C)	S	0,3935	0,3433	0,3554	0,4652	0,1994
	Alta (140 °C)	S	0,4853	0,4393	0,4779	0,5187	0,2981
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,2803	0,2352	0,2416	0,3360	0,0996
	Media (115 °C)	S	0,4187	0,3651	0,3771	0,4862	0,2084
	Alta (140 °C)	S	0,5378	0,4795	0,5227	0,5549	0,3220
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,3538	0,3039	0,3083	0,4056	0,1072
	Media (115 °C)	S	0,5986	0,5212	0,5316	0,6365	0,2726
	Alta (140 °C)	S	0,9128	0,7670	0,8426	0,8129	0,4929

Como se puede ver los procesos que tienen al propano y al pentano como fluidos de trabajo en ciclos Rankine son los que tienen un mayor indicador de sostenibilidad para casi todas las condiciones de flujo y temperatura del agua de producción, menos para el flujo y temperatura altos en donde el diseño con gas licuado de petróleo es el segundo mejor. Lo anterior se debe a que la eficiencia energética del ciclo de los procesos con gas licuado de petróleo es considerablemente mayor frente a la eficiencia energética del ciclo de los procesos con pentano cuando la temperatura del agua de producción es alta, mientras que esta situación no se da en la baja y media temperatura. El cambio de la eficiencia energética con respecto a la temperatura del agua de producción para los 5 fluidos de trabajo utilizados en los ciclos termodinámicos de potencia se presenta en la Tabla 3-8 y en la Figura 3-6.

Tabla 3-8: Eficiencias energéticas de los fluidos de trabajo a diferentes temperaturas del agua de producción.

Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Butano Rankine	GLP Rankine	Pentano Rankine	CO ₂ Brayton
90 °C	$\eta_{Energética}$	0,0609	0,0544	0,0539	0,0545	0,0057
115 °C	$\eta_{Energética}$	0,0897	0,0820	0,0828	0,0874	0,0296
140 °C	$\eta_{Energética}$	0,1093	0,1036	0,1105	0,0990	0,0522

Figura 3-6: Cambio de la eficiencia energética de los fluidos de trabajo con respecto a la temperatura del agua de producción.



3.1.3 Implementación de costos para la selección de los mejores procesos por nivel de flujo y temperatura del agua de producción

Para seleccionar el mejor diseño en cada uno de los escenarios correspondientes a temperaturas baja y alta en los tres niveles de flujo de agua de producción, a partir de los 12 procesos escogidos preliminarmente por tener los valores más altos en el indicador de sostenibilidad, se incorporan los costos totales de cada diseño. Puesto que los costos son uno de los aspectos económicos más importantes de un proyecto, los cuales dependen de las características de cada proceso y se busca que sean lo más bajos posible, estos se incluyen con el objetivo de añadir un indicador económico como criterio para la selección definitiva.

A partir de lo establecido en el anterior capítulo sobre los costos totales, se procede a recopilar todas las capacidades requeridas por los equipos de los diferentes procesos, necesarias para llevar a cabo su respectivo cálculo de costos, las cuales se observan en la Tabla 3-9. Utilizando las Ecuaciones (2.18), (2.8), (2.9), (2.10), (2.11), (2.12) y (2.16) se calculan los costos totales del proceso de cada diseño para construir un matriz con los resultados, la cual se presenta en la Tabla 3-10. Cuando la capacidad requerida de un equipo es menor a la del límite inferior en el que aplica su respectiva correlación, se considera un equipo con la capacidad del límite inferior para la estimación de su costo, como es el caso de la bomba centrífuga del diseño de bajo flujo, baja temperatura y pentano como fluido de trabajo.

Tabla 3-9: Capacidades requeridas de los equipos utilizados en los procesos seleccionados preliminarmente.

Flujo	Temperatura	Capacidad requerida	Propano Rankine	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	29,9	2
		W_{Salida} (kW)	223,4	185,5
		$A_{Caldera}$ (m ²)	690,2	642,5
		$A_{Condensador}$ (m ²)	414,7	424,8
		F_{Agua} enfriamiento (L/s)	142,8	152,5
		F_{Agua} enfriamiento (t/h)	511,7	546,8
	Alta (140 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	306	10,4
		W_{Salida} (kW)	1294,4	690,6
		$A_{Caldera}$ (m ²)	888,1	551
		$A_{Condensador}$ (m ²)	1126,7	702,7
		F_{Agua} enfriamiento (L/s)	382,4	295,8
		F_{Agua} enfriamiento (t/h)	1370,9	1060,3
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	99,8	6,7
		W_{Salida} (kW)	744,8	618,3
		$A_{Caldera}$ (m ²)	2300,8	2141,7
		$A_{Condensador}$ (m ²)	1382,3	1415,7
		F_{Agua} enfriamiento (L/s)	475,8	508,8
		F_{Agua} enfriamiento (t/h)	1705,8	1824,1
	Alta (140 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	1020,2	34,6
		W_{Salida} (kW)	4314,6	2301,9
		$A_{Caldera}$ (m ²)	2959,8	1836,7
		$A_{Condensador}$ (m ²)	3754,8	2343,3
		F_{Agua} enfriamiento (L/s)	1275,6	984,3
		F_{Agua} enfriamiento (t/h)	4572,7	3528,6

Flujo	Temperatura	Capacidad requerida	Propano Rankine	Pentano o GLP* Rankine
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	598,7	40,2
		W_{Salida} (kW)	4468,8	3709,6
		$A_{Caldera}$ (m ²)	13804,3	12850
		$A_{Condensador}$ (m ²)	8293,8	8496,5
		$F_{Agua\ enfriamiento}$ (L/s)	2854,9	3050,2
		$F_{Agua\ enfriamiento}$ (t/h)	10234,1	10934,1
	Alta (140 °C)	$W_{Entrada}$ (kW)	6121,1	3168,3*
		W_{Salida} (kW)	25887,5	20031,8*
		$A_{Caldera}$ (m ²)	17758,7	11708,7*
		$A_{Condensador}$ (m ²)	22514,9	12521,9*
		$F_{Agua\ enfriamiento}$ (L/s)	7667,2	6479,6*
		$F_{Agua\ enfriamiento}$ (t/h)	27484,9	23227,6*

Tabla 3-10: Costos de los equipos, utilidades (anual) y totales de los procesos seleccionados preliminarmente.

Flujo	Temperatura	Costo (US\$)	Propano Rankine	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Bomba	\$ 61.112	\$ 20.213
		Caldera	\$ 437.533	\$ 277.824
		Condensador	\$ 309.433	\$ 209.692
		Turbina	\$ 72.349	\$ 57.939
		Torre de enfriamiento	\$ 452.914	\$ 464.895
		Utilidades	\$ 42.584	\$ 45.505
		Total	\$ 36.491.483	\$ 28.519.706
	Alta (140 °C)	Bomba	\$ 219.610	\$ 34.188
		Caldera	\$ 519.352	\$ 250.265
		Condensador	\$ 610.573	\$ 295.271
		Turbina	\$ 393.240	\$ 225.283
		Torre de enfriamiento	\$ 733.429	\$ 634.975
		Utilidades	\$ 114.086	\$ 88.238
		Total	\$ 68.644.911	\$ 40.466.272
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Bomba	\$ 118.584	\$ 26.844
		Caldera	\$ 992.169	\$ 629.988
		Condensador	\$ 701.645	\$ 475.420
		Turbina	\$ 241.309	\$ 203.506
		Torre de enfriamiento	\$ 837.136	\$ 873.270
		Utilidades	\$ 141.957	\$ 151.802
		Total	\$ 80.358.632	\$ 62.488.919

Flujo	Temperatura	Costo (US\$)	Propano	Pentano o
			Rankine	GLP* Rankine
Alto (300000 bbl/día)	Alta (140 °C)	Bomba	\$ 571.345	\$ 66.221
		Caldera	\$ 1.177.515	\$ 567.496
		Condensador	\$ 1.384.290	\$ 669.730
		Turbina	\$ 1.081.992	\$ 641.936
		Torre de enfriamiento	\$ 1.667.271	\$ 1.373.649
		Utilidades	\$ 380.540	\$ 293.650
		Total	\$ 165.809.187	\$ 95.527.944
	Baja (90 °C)	Bomba	\$ 317.666	\$ 71.917
		Caldera	\$ 5.176.412	\$ 3.226.336
		Condensador	\$ 3.135.056	\$ 2.160.001
		Turbina	\$ 1.113.728	\$ 955.178
		Torre de enfriamiento	\$ 3.169.753	\$ 3.348.530
		Utilidades	\$ 851.682	\$ 909.936
		Total	\$ 364.380.231	\$ 282.123.702
Alta (140 °C)	Bomba	\$ 3.063.807	\$ 1.627.920*	
	Caldera	\$ 6.607.035	\$ 4.262.982*	
	Condensador	\$ 8.279.732	\$ 4.697.207*	
	Turbina	\$ 5.164.011	\$ 3.772.384*	
	Torre de enfriamiento	\$ 7.344.729	\$ 6.348.444*	
	Utilidades	\$ 2.287.293	\$ 1.933.001*	
	Total	\$ 866.486.308	\$ 598.561.464*	

Como se observa en la Tabla 3-9, las capacidades requeridas de los equipos aumentan al incrementar el flujo y la temperatura del agua de producción, llegando a necesitarse más de un equipo del mismo tipo cuando estas condiciones son altas. Respecto a los costos de los procesos, como se ve en la Tabla 3-10, se tiene que los equipos más costosos son los relacionados con la transferencia de calor, es decir, las calderas, los condensadores y las torres de enfriamiento. También es claro que los costos de los equipos, las utilidades y el total del proceso aumentan al incrementar el flujo y la temperatura del agua de producción, variando el costo total de unas cuantas decenas de millones de dólares en los procesos con condiciones bajas hasta varios cientos de millones de dólares en los procesos con condiciones altas.

Una vez calculados los costos totales de todos los procesos seleccionados preliminarmente se puede definir un indicador económico de manera similar a los

indicadores normalizados asociados a la sostenibilidad del proceso que se establecieron previamente. Este indicador se define a partir del costo total del proceso y se normaliza utilizando como referencia el máximo valor del costo total entre todos los procesos, el cual corresponde a \$ 866.486.308 del proceso que usa propano como fluido de trabajo con agua de producción de flujo y temperatura altas. Adicionalmente se cambia su naturaleza en la que un mayor valor representa más costos, para que en el indicador un valor mayor corresponda a un proceso más barato, similar a lo que sucede con los otros indicadores. En la Ecuación (3.13) se presenta la definición del indicador económico.

$$E = 1 - \frac{C_{Total}}{C_{Total,máximo}} \quad (3.13)$$

Con la anterior ecuación se calculan los indicadores económicos de cada uno de los procesos preliminares, los cuales se acomodan junto con sus indicadores de sostenibilidad previamente calculados en una matriz, la cual se muestra en la Tabla 3-11.

Tabla 3-11: Indicadores de sostenibilidad y económicos de los procesos seleccionados preliminarmente.

Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,2701	0,3262
		E	0,9579	0,9671
	Alta (140 °C)	S	0,4853	0,5187
		E	0,9208	0,9533
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,2803	0,3360
		E	0,9073	0,9279
	Alta (140 °C)	S	0,5378	0,5549
		E	0,8086	0,8898
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	S	0,3538	0,4056
		E	0,5795	0,6744
	Alta (140 °C)	S	0,9128	0,8426*
		E	0,0000	0,3092*

Para la selección del mejor proceso en cada uno de los escenarios correspondientes a temperaturas baja y alta en los tres niveles de flujo de agua de producción, se establece un único criterio de selección derivado de los indicadores de sostenibilidad y económico, los cuales se usan en una ponderación para definir al indicador de factibilidad de los

diseños. A ambos indicadores se les asigna el mismo peso de 0,5 en la ponderación. Esto se refleja en la Ecuación (3.14), donde se define el indicador de factibilidad.

$$F = 0,5 * S + 0,5 * E \quad (3.14)$$

A partir de esta ecuación se calcula el indicador de factibilidad de los procesos seleccionados preliminarmente y se organizan los resultados en una matriz, la cual se observa en la Tabla 3-12, en donde los mejores procesos en cada uno de los escenarios correspondientes a temperaturas baja y alta en los tres niveles de flujo de agua de producción se señalan en negrita.

Tabla 3-12: Resultados del indicador de factibilidad y mejores diseños entre los procesos seleccionados preliminarmente.

Flujo	Temperatura	Indicador	Propano Rankine	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	F	0,6140	0,6466
	Alta (140 °C)	F	0,7030	0,7360
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	F	0,5938	0,6319
	Alta (140 °C)	F	0,6732	0,7223
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	F	0,4666	0,5400
	Alta (140 °C)	F	0,4564	0,5759*

De la tabla se observa que los diseños que trabajan con pentano o gas licuado de petróleo como fluidos de trabajo son los que tienen los mayores valores en el indicador de factibilidad en todas las condiciones de flujo y temperatura del agua de producción. En el caso del pentano esto se debe en buena parte a que es un fluido que opera a moderada presión, por lo que el costo de sus intercambiadores de calor, que son de los equipos más costosos, es mucho menor que el de los intercambiadores de los procesos que usan propano a alta presión. Para el gas licuado de petróleo se tiene que debido a sus propiedades fisicoquímicas la transferencia de calor es más eficiente, lo que hace que sus intercambiadores requieran mucho menos área de transferencia que los del proceso con propano, lo cual genera que el costo total del diseño resulte siendo mucho más bajo.

3.2 Optimización de procesos

Una vez seleccionados los mejores procesos en cada uno de los escenarios correspondientes a temperaturas baja y alta en los tres niveles de flujo de agua de

producción se procede a la optimización de sus condiciones de operación que afectan su desempeño y costos. Como se mencionó anteriormente, estas condiciones de operación corresponden a la presión de trabajo de la caldera y la presión de trabajo del condensador, las cuales actúan como las variables de optimización.

Para la optimización es necesario definir una función objetivo la cual incorpore tanto el aspecto técnico como el económico del proceso y dependa de las variables de optimización, por lo que se escoge el coste nivelado de la energía (LCOE) como función objetivo de la optimización. El coste nivelado de la energía es una medida que permite evaluar la factibilidad de proyectos de generación de energía y compararlos con otros métodos de generación eléctrica como la producción de electricidad a partir de energía nuclear, solar, geotérmica, eólica, entre otras. Desde el punto de vista económico se puede ver como el valor del coste actual de la generación de la energía durante la duración del proyecto, por lo que es el precio de la electricidad que se necesita para cubrir únicamente los costos totales del proceso (Walraven, Laenen, & D'haeseleer, 2015).

El coste nivelado de la energía se define como la relación entre los costos totales y la cantidad de energía eléctrica neta producida durante todo el periodo de operación del proceso. Formalmente se incluye en su cálculo una tasa de descuento de acuerdo con si la financiación del proyecto es pública o privada, asumiendo un valor bajo o alto, respectivamente; pero debido a que este parámetro es arbitrario y afecta directamente el resultado, no se incorpora en el cálculo del coste nivelado de la energía (LCOE) que se muestra en la Ecuación (3.15), donde el número de años de operación del proceso (n) se asume como 25 años y el número de horas operativas al año del proceso (N) se asume como 8322 horas, tal como se había establecido anteriormente.

$$LCOE = \frac{C_{Total}}{n * N * W_{Neta}} \quad (3.15)$$

Una vez definida la función objetivo y las variables de optimización se puede construir el algoritmo de optimización a emplear, el cual busca minimizar el coste nivelado de la energía de cada proceso. Este algoritmo se incluye en las simulaciones realizadas en el software Aspen Plus® a través de su herramienta de optimización, en la que es posible definir las variables del proceso a utilizar para el cálculo, las ecuaciones de economía y del LCOE necesarias para la optimización, a través de un código de FORTRAN, y las

restricciones que deben cumplir las variables de optimización. En el Anexo B se presenta el algoritmo de optimización y el código de FORTRAN incluido en las simulaciones, así como una explicación más detallada del funcionamiento del algoritmo.

En la Tabla 3-13 se presentan los resultados de la optimización de los mejores procesos en cada uno de los escenarios correspondientes a temperaturas baja y alta en los tres niveles de flujo de agua de producción, en los que se muestran los valores óptimos de la presión de trabajo de la caldera, la presión de trabajo del condensador y del coste nivelado de la energía (LCOE).

Tabla 3-13: Resultados de las variables de optimización y la función objetivo en la optimización de los mejores procesos.

Flujo	Temperatura	Variable	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	2,39
		Presión de trabajo condensador (bar)	1,2
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,7590
	Alta (140 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	5,12
		Presión de trabajo condensador (bar)	1,15
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,2849
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	2,35
		Presión de trabajo condensador (bar)	1,19
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,4952
	Alta (140 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	5,23
		Presión de trabajo condensador (bar)	1,19
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,2013
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	2,4
		Presión de trabajo condensador (bar)	1,2
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,3591
	Alta (140 °C)	Presión de trabajo caldera (bar)	41,41*
		Presión de trabajo condensador (bar)	9,12*
		LCOE optimizado (US\$/kWh)	0,1729*

Como se puede ver, el coste nivelado de la energía disminuye con el aumento del flujo y la temperatura del agua de producción, obteniéndose disminuciones mayores en el LCOE por el efecto del incremento de baja a alta temperatura que por el incremento de bajo a alto flujo. También se observa que los valores de las variables de optimización son

cercanos entre sí para el mismo fluido de trabajo en un proceso con la misma temperatura y diferente flujo de agua de producción.

4. Beneficios y factibilidad de implementación de los procesos

4.1 Beneficios económicos y ambientales de los procesos optimizados

La implementación de procesos optimizados, de acuerdo con el flujo y la temperatura del agua de producción que tenga un campo petrolero, puede traer beneficios en los ámbitos económico, ambiental y social para las empresas del sector del petróleo y el gas. En lo económico se tiene que la energía eléctrica generada por estos procesos se puede usar para suplir los consumos energéticos derivados de los demás procesos llevados a cabo por estas empresas, como la perforación de pozos, el transporte del fluido de producción, el tratamiento del crudo, entre otras; lo que supondría una disminución en los costos asociados a la compra de electricidad o el uso de combustibles y equipos de generación de electricidad. En lo ambiental se tiene que la recuperación del calor del agua de producción para producir energía eléctrica ayuda a suplir parte de su demanda, reduciendo así la generación a través del uso de combustibles como el carbón, el gas natural o derivados del petróleo, y las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera que contribuyen al cambio climático.

Es por esto por lo que se cuantifican los beneficios económicos y ambientales que se obtendrían durante el tiempo total de operación de los 6 procesos optimizados. La variable principal necesaria para realizar estos cálculos es la electricidad total producida durante el período de operación del proceso, la cual corresponde al producto del número de años de operación, el número de horas operativas al año y la potencia eléctrica neta generada por el proceso, como se observa en la Ecuación (4.1), donde el número de años de operación del proceso (n) se asume como 25 años y el número de horas operativas al año del proceso (N) se asume como 8322 horas, tal como se había establecido previamente.

$$\text{Electricidad total producida} = n * N * W_{\text{Neta}} \quad (4.1)$$

Para calcular la reducción en los costos asociados a la compra de energía eléctrica, debida a la implementación de los procesos optimizados en Estados Unidos y Colombia, se requiere el precio de la electricidad en cada uno de estos países. Según datos reportados por la Administración de Información Energética de Estados Unidos (Energy Information Administration – EIA, por sus siglas en inglés), para el año 2022 el precio promedio de la electricidad en dicho país fue de US\$ 92,92 por MWh (Energy Information Administration (EIA), 2023). En el caso de Colombia se sabe que en el año 2017 Ecopetrol compró 259 MW del Sistema Interconectado Nacional (SIN) por un valor de US\$ 211'000.000 al año (La República, 2017), lo que corresponde a un precio de US\$ 97,89 por MWh o de COP\$ 391.500 por MWh, considerando una tasa de cambio de US\$1 = COP\$4000. En la Ecuación (4.2) se define la reducción de los costos de la compra de electricidad debida a los procesos optimizados.

$$\text{Costo electricidad US}(\$/\text{US})/\text{Colombia}(\$/\text{COP}) = \text{Electricidad total producida (MWh)} * \text{Precio} \left(\frac{\text{US}\$/\text{COP}\$}{\text{MWh}} \right) \quad (4.2)$$

Para el cálculo de la disminución de las emisiones producidas de dióxido de carbono derivadas de la generación de electricidad, debido a la implementación de los procesos optimizados, se requiere la cantidad de dióxido de carbono producido por cantidad de electricidad generada. Esta relación depende del tipo de combustible o energía usada como fuente, además del tipo y la eficiencia de la planta de generación eléctrica. Según datos reportados por la Administración de Información Energética de Estados Unidos (EIA), para el año 2021 las emisiones de dióxido de carbono resultado de la generación de electricidad a partir del carbón, del gas natural y del petróleo fueron en promedio de 1,0251 toneladas de CO₂ por MWh, 0,44 toneladas de CO₂ por MWh y 1,1068 toneladas de CO₂ por MWh, respectivamente (Energy Information Administration (EIA), 2022). La disminución en las emisiones de dióxido de carbono, asociadas a la generación de electricidad, debida a los procesos optimizados se define en la Ecuación (4.3).

$$\text{Emisiones de CO}_2 \text{ Carbón/Gas Natural/Petróleo (t)} = \text{Electricidad total producida (MWh)} * \text{Factor emisión} \left(\frac{\text{t}}{\text{MWh}} \right) \quad (4.3)$$

En la Tabla 4-1 se presentan los resultados de los beneficios económicos y ambientales calculados para los 6 diseños optimizados.

Tabla 4-1: Resultados de la cuantificación de los beneficios económicos y ambientales de los diseños optimizados.

Flujo	Temperatura	Variable	Pentano o GLP* Rankine
Bajo (15000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Electricidad total producida (MWh)	35015
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 3.253.577
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 13.710.400.961
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	35894
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	15407
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	38754
	Alta (140 °C)	Electricidad total producida (MWh)	145094
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 13.482.141
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 56.813.034.049
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	148736
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	63841
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	160590
Medio (50000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Electricidad total producida (MWh)	116113
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 10.789.193
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 45.465.090.770
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	119027
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	51090
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	128514
	Alta (140 °C)	Electricidad total producida (MWh)	470339
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 43.703.866
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 184.165.795.921
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	482144
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	206949
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	520571
Alto (300000 bbl/día)	Baja (90 °C)	Electricidad total producida (MWh)	707037
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 65.697.889
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 276.847.454.707
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	724784
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	311096
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	782549
	Alta (140 °C)	Electricidad total producida (MWh)	3643725*
		Costo electricidad US (US\$)	\$ 338.574.953*
		Costo electricidad Colombia (COP\$)	\$ 1.426.737.072.595*
		Emisiones de CO ₂ carbón (t)	3735183*
		Emisiones de CO ₂ gas natural (t)	1603239*
		Emisiones de CO ₂ petróleo (t)	4032875*

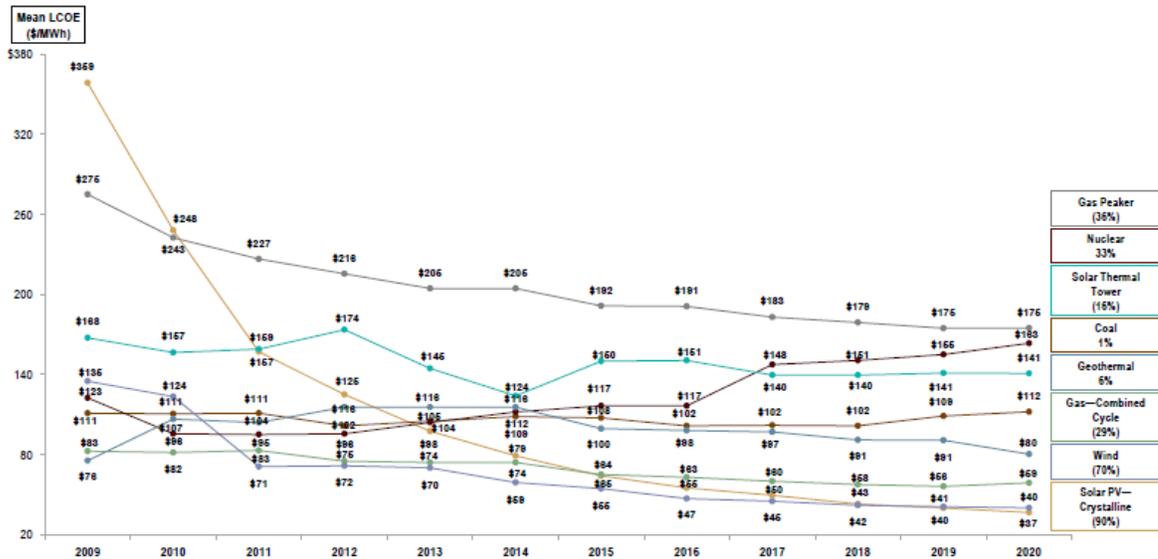
Como se ve en los resultados, la reducción en los costos asociados a la compra de energía eléctrica por la implementación de alguno de los procesos optimizados en Estados Unidos se encuentra en órdenes de magnitud de unos cuantos millones hasta cientos de millones de dólares. En el caso de Colombia, la implementación de alguno de los procesos optimizados supondría una reducción que iría desde varios miles de millones hasta más de un billón de pesos. Respecto a la disminución de las emisiones de dióxido de carbono derivadas de la generación de electricidad se tiene que la implementación de alguno de los procesos optimizados supondría evitar la emisión de entre unas decenas de miles y unos cuantos millones de toneladas de CO₂.

4.2 Factibilidad de implementación de los procesos optimizados en la actualidad

Para analizar la factibilidad de la implementación de los procesos optimizados en la actualidad se utilizan sus costes nivelados de la energía (LCOE) obtenidos como resultado de la optimización, debido a que esta medida es usada por organizaciones públicas y privadas para la planificación de inversiones en proyectos de producción de electricidad y para la comparación con otros métodos de generación. Según el Departamento de Energía de Estados Unidos (DOE), el coste nivelado de la energía máximo de los proyectos considerados preliminarmente para ser llevados a cabo en el año 2020 era de US\$ 0,47 por kWh (Akhmadullin, 2017).

Respecto al coste nivelado de la energía de proyectos llevados a cabo en años recientes y que utilizan otros métodos de generación de electricidad como la producción a partir de energía nuclear, térmica solar, geotérmica, eólica y solar fotovoltaica, y combustibles como carbón y gas natural; sus valores promedio y tendencias se muestran en la Figura 4-1. Como se ve, el coste nivelado de la energía máximo de todos los proyectos implementados en el año 2020 corresponde a US\$ 0,176 por kWh. Este valor va de la mano con el precio de la electricidad, el cual varía dependiendo de varios factores como la ubicación geográfica, la época del año, la oferta y demanda, entre otros; pero que para el año 2022 fue en promedio US\$ 0,93 por kWh en Estados Unidos.

Figura 4-1: Tendencia histórica del coste nivelado de la energía de proyectos de generación eléctrica a partir de diferentes métodos.



Fuente: (LAZARD, 2020).

Teniendo en cuenta lo anterior se tiene que solo el proceso optimizado que trabaja con gas licuado de petróleo y un flujo y temperatura altos de agua de producción tiene el coste nivelado de la energía lo suficientemente bajo para considerar su implementación en la actualidad. Otros procesos como los que emplean pentano con un flujo medio y una temperatura alta, con un flujo bajo y una temperatura alta, y con un flujo alto y una temperatura baja del agua de producción; podrían ser considerados como prospectos de proyectos que podrían llevarse a cabo.

5. Conclusiones y recomendaciones

5.1 Conclusiones

La etapa de diseño de procesos que utilizan el calor del agua de producción de un campo petrolero para producir energía eléctrica por medio de ciclos termodinámicos de potencia permitió plantear diferentes procesos según las condiciones de operación asociadas al agua de producción como su flujo y temperatura, los fluidos de trabajo y los tipos de ciclo termodinámico de potencia.

El análisis de la termodinámica de los fluidos de trabajo sirvió para definir el tipo de ciclo de termodinámico de potencia más conveniente para cada uno. La inclusión de un diseño de experimentos usando el método de Box-Behnken redujo la cantidad de simulaciones a construir, para identificar la relación y sensibilidad de algunas variables del proceso con su desempeño energético, de 45 a 25.

El modelamiento de los diferentes procesos en el software permitió la evaluación de su desempeño energético a través del cálculo de su potencia energética neta generada y su eficiencia energética, a lo que se le incluyó los índices GWP y ODP de los fluidos de trabajo, con el objetivo de preseleccionar los procesos más prometedores. Los procesos con propano, pentano y gas licuado de petróleo fueron los escogidos, generando potencias eléctricas netas entre 176 kW y 19767 kW, con eficiencias energéticas entre 0,0539 y 0,1105.

La implementación de los costos totales a los procesos seleccionados preliminarmente sirvió como criterio económico para la selección de los mejores procesos, siendo que los costos totales de estos se encuentran entre US\$ 28'500.000 y US\$ 866'500.000. Los

procesos que usan pentano y gas licuado de petróleo son los que resultaron más factibles de acuerdo con su desempeño energético, su sostenibilidad y sus costos totales.

Las optimizaciones de los mejores procesos en cada uno de los flujos y temperaturas de agua de producción considerados permitieron minimizar sus valores del coste nivelado de la energía (LCOE), usando como variables de optimización la presión de trabajo de la caldera y la presión de trabajo del condensador. Para esto se planteó un algoritmo de optimización el cual se incorporó con la herramienta de optimización del software Aspen Plus®. El coste nivelado de la energía obtenido de los procesos optimizados varía entre US\$ 0,76/kWh y US\$ 0,17/kWh.

En la cuantificación de los beneficios económicos y ambientales que tendrían las empresas del sector del petróleo y gas por la implementación de los procesos optimizados se encontraron reducciones en sus costos asociados a la compra de energía eléctrica de entre US\$ 3'250.000 y US\$ 350'000.000, y disminuciones de las emisiones de dióxido de carbono derivadas de la generación de electricidad de entre 15000 y 4000000 toneladas de CO₂ durante el tiempo de operación de los procesos.

El análisis de factibilidad de la implementación de alguno de los procesos optimizados a partir de su coste nivelado de la energía (LCOE), sugiere que algunos de ellos podrían ser considerados como prospectos viables y que el proceso que usa gas licuado de petróleo y un flujo y temperatura altos de agua de producción tiene un valor lo suficientemente bajo del LCOE como el de otros proyectos de generación eléctrica llevados a cabo en el año 2020, lo que lo hace el proceso más apropiado para ser ejecutado.

5.2 Recomendaciones

En este trabajo se abordó el diseño, simulación, evaluación, optimización y aplicabilidad de procesos que permiten aprovechar el calor del agua de producción para generar energía eléctrica a través de ciclos termodinámicos de potencia, pero para su desarrollo se establecieron varios criterios para limitar el alcance de este. Estas limitaciones se pueden ver como oportunidades para continuar la investigación relacionada a este tema. Para futuros trabajos en este campo se tienen las siguientes recomendaciones:

- Considerar configuraciones más complejas de los ciclos termodinámicos de potencia: como se comentó en el primer capítulo, a los ciclos termodinámicos de potencia básicos de 4 etapas se les puede mejorar su eficiencia energética incluyendo más equipos adicionales, los cuales permiten llevar a cabo procesos que recuperan más calor del agua de producción y generan una mayor potencia eléctrica neta, por lo que su inclusión en la etapa de diseño es una posibilidad de mejora. Entre las configuraciones de estos ciclos que utilizan más equipos que la configuración básica se encuentran el recalentamiento, la regeneración, el interenfriamiento, la precompresión y la interrecuperación.
- Evaluar otros tipos de fluidos de trabajo: en este trabajo solo se consideraron como fluidos de trabajo sustancias químicas comunes y de fácil acceso en la industria del petróleo y el gas, siendo principalmente mezclas de hidrocarburos. Como se mostró en el segundo capítulo, existen varios tipos de fluidos de trabajo que se pueden utilizar en los ciclos termodinámicos de potencia, por lo que se podrían abordar otros fluidos de trabajo como los hidrofluorocarbonos (HFC) o compuestos inorgánicos.
- Definir otras bases y criterios de diseño: para la etapa de diseño llevada a cabo en el segundo capítulo se definieron las bases y criterios de diseño que se tuvieron en cuenta en el trabajo, dentro de las que se encuentran los flujos y temperaturas del agua de producción considerados, el tipo de equipo y el fluido escogidos para el enfriamiento de los fluidos de trabajo de los ciclos, la diferencia de temperatura mínima fijada para los procesos de transferencia de calor, entre otros; las cuales pueden ser cambiadas según el criterio del diseñador, por lo que al modificarlas se pueden llegar a resultados diferentes.
- Incluir la información de un campo petrolero al que se le quisiera implementar uno de estos procesos: en este trabajo se consideraron las condiciones de operación promedio del agua de producción de campos petroleros reportadas en la literatura, pero al incluir información específica de un campo petrolero se puede obtener información más precisa del desempeño y factibilidad de los procesos propuestos.
- Usar otros métodos de estimación de la economía del proceso: como se presentó en el segundo capítulo para la estimación de los costos de los procesos se empleó el método factorial, por lo que el utilizar métodos más robustos o la inclusión de

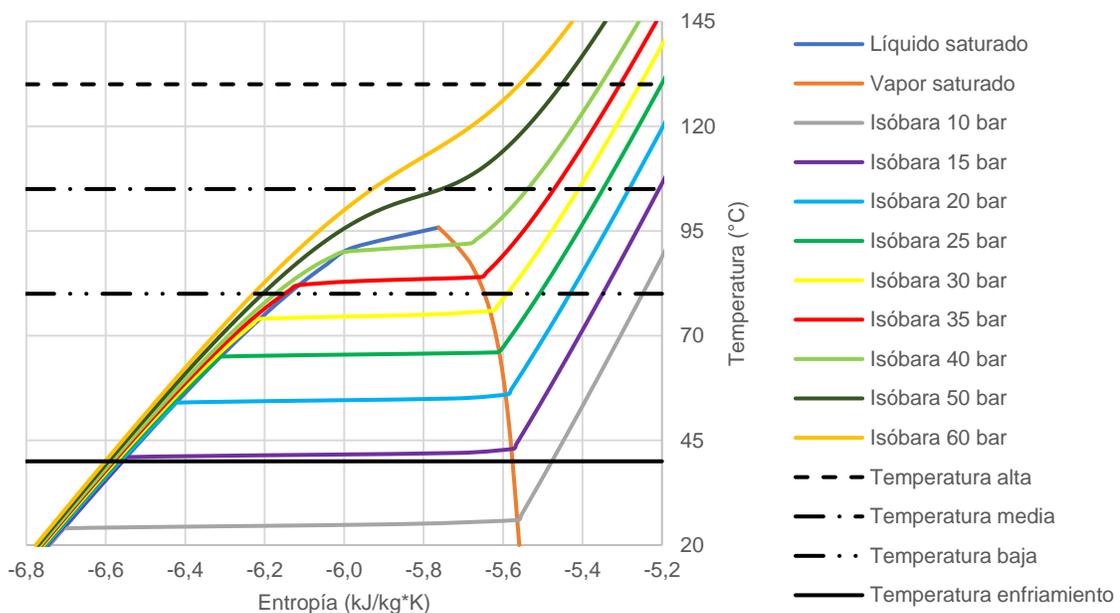
información de proveedores podría conducir a resultados más acertados del aspecto económico de los procesos.

- Buscar nuevas tecnologías que permitan la mejora de este tipo de procesos: en este trabajo se consideraron ciertos tipos de equipos que son utilizados ampliamente en la industria actual, pero es posible que en el desarrollo de nuevas tecnologías y equipos se pueda mejorar el desempeño de los procesos.

A. Anexo A: Diagramas T-s de los fluidos de trabajo y selección del ciclo termodinámico de potencia

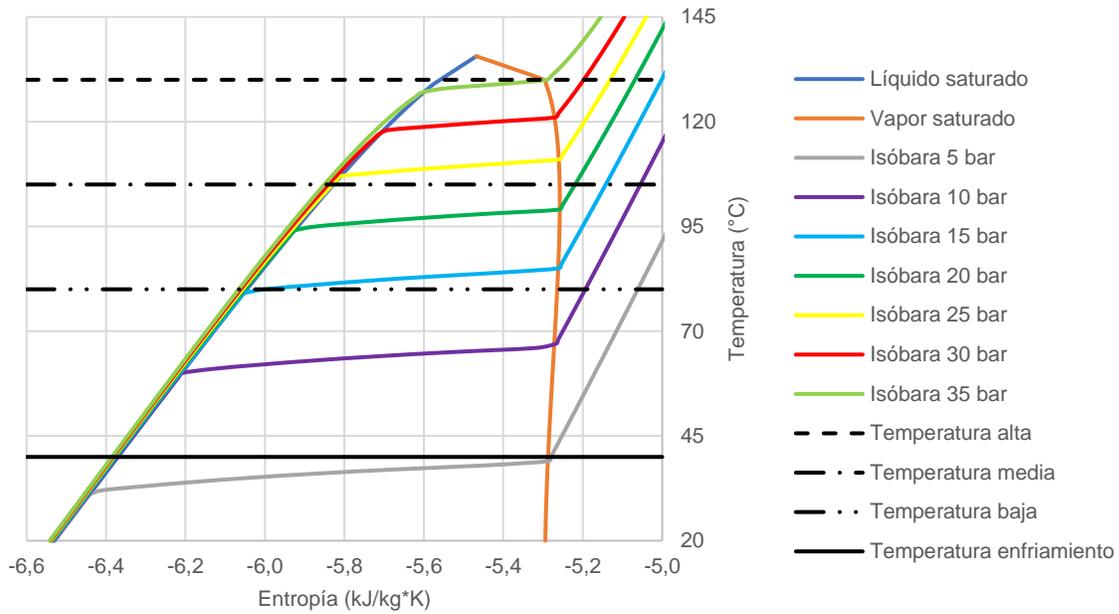
En la Figura A-1 se presenta el diagrama T-s del propano. Como se observa el punto crítico de la mezcla se encuentra a una presión de 43,5 bar y una temperatura de 96 °C, por lo que en los diseños en los que la temperatura del agua de producción es media o alta es posible encontrar el fluido de trabajo como fluido supercrítico. El mejor ciclo termodinámico de potencia para el propano es el ciclo Rankine, debido a que en la mayoría de la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo se tiene el equilibrio líquido-vapor de esta mezcla.

Figura A-1: Diagrama T-s del propano.



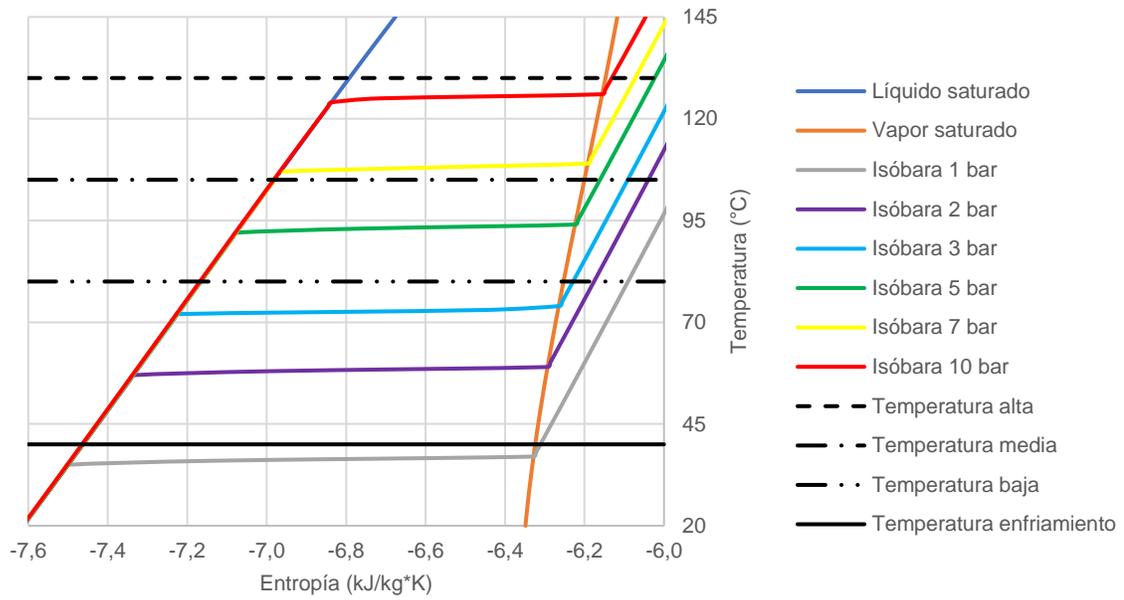
El diagrama T-s del butano se muestra en la Figura A-2. Para el butano también se encuentra que el ciclo Rankine es el más conveniente de los ciclos termodinámicos, siendo esto más claro ya que, para todos los diseños sin importar la temperatura del agua de producción, se tiene el equilibrio líquido-vapor de la mezcla en toda la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo, favoreciendo el desempeño del ciclo Rankine sobre el del ciclo Brayton.

Figura A-2: Diagrama T-s del butano.



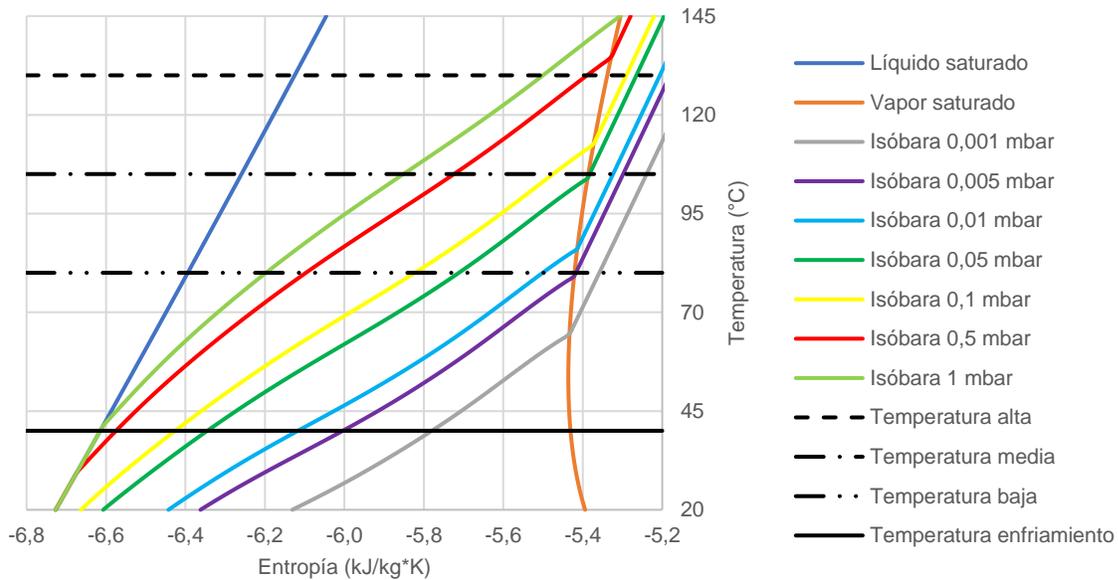
En la Figura A-3 se presenta el diagrama T-s del pentano. Para el pentano se encuentra que en toda la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo se tiene el equilibrio líquido-vapor de la mezcla, por lo que en todos los diseños se obtiene una potencia mayor a través del ciclo Rankine que la que se obtiene con un ciclo Brayton.

Figura A-3: Diagrama T-s del pentano.



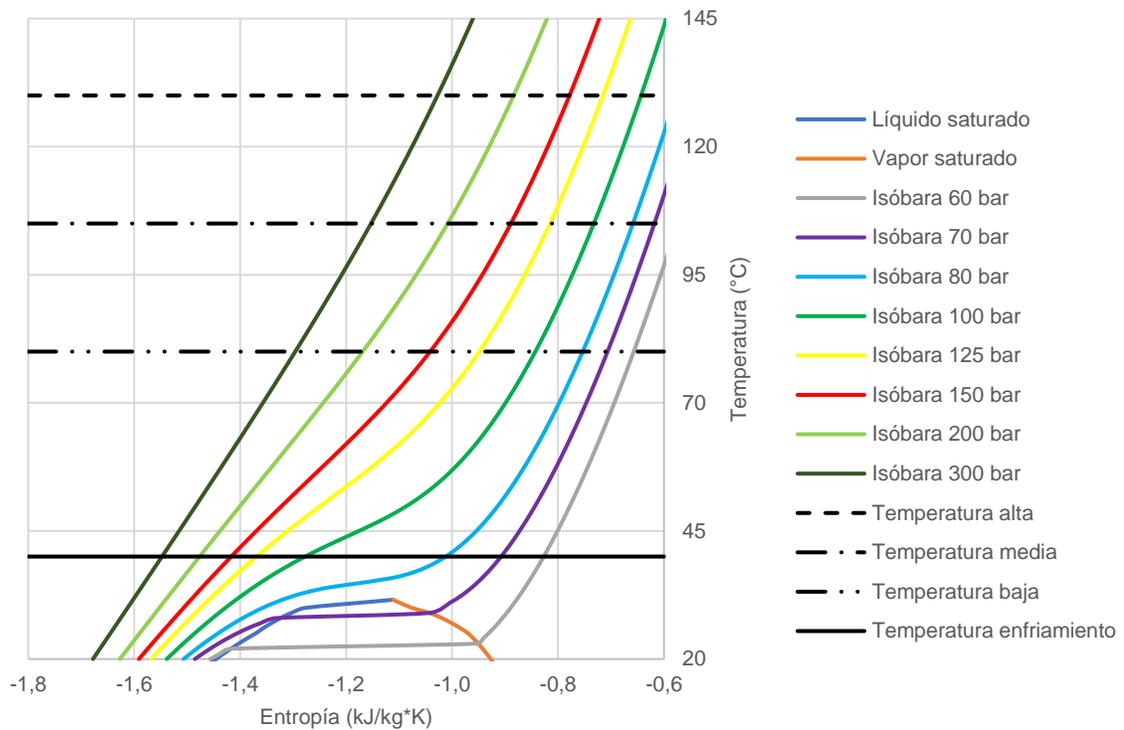
El diagrama T-s del diésel se puede observar en la Figura A-4. Como se ve, en el cambio de fase de esta mezcla (que ocurre a presión constante) la temperatura aumenta drásticamente, por lo que se tiene una diferencia significativa de las temperaturas de burbuja con sus respectivas temperaturas de rocío. En toda la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo no existe una isóbara que permita el cambio de fase dentro de este rango de temperaturas, por lo que no es posible usar un ciclo Rankine. Para esto la temperatura de la fuente de calor, que en este caso es el agua de producción, debería ser mayor o la temperatura del fluido que retira calor, que en este caso es el agua de enfriamiento, debería ser menor. Aunque es posible plantear diseños que usen un ciclo Brayton para el diésel, estos procesos no tendrían un buen desempeño con respecto a los de los otros fluidos de trabajo, partiendo del hecho de que no se usa el mejor ciclo termodinámico de potencia para el diésel, por lo que este se descarta como fluido de trabajo.

Figura A-4: Diagrama T-s del diésel.



En la Figura A-5 se presenta el diagrama T-s del dióxido de carbono. Para el dióxido de carbono se encuentra que su punto crítico está a una temperatura de 31 °C y una presión de 73,8 bar, por lo que en toda la región comprendida entre la temperatura máxima de alta y la temperatura mínima del fluido de trabajo no se tiene el equilibrio líquido-vapor, por lo que no es posible usar un ciclo Rankine, haciendo del ciclo Brayton la única opción. Durante todo este ciclo el dióxido de carbono se encuentra a presiones y temperaturas superiores a las del punto crítico, por lo que está como fluido supercrítico.

Figura A-5: Diagrama T-s del dióxido de carbono.



B. Anexo B: Algoritmo de optimización de los procesos

F. O. mín LCOE($P_{Caldera}, P_{Condensador}$)

$$s. a. LCOE = \frac{C_{Total}}{25 \text{ años} * 8322 \frac{h}{\text{año}} * W_{Neta}}$$

$$W_{Neta} = W_{Salida} - W_{Entrada}$$

$$W_{Salida} = h_3 - h_4$$

$$h_3 = u_3 + P_{Caldera} v_3$$

$$h_4 = u_4 + P_{Condensador} v_4$$

$$W_{Entrada} = h_2 - h_1$$

$$h_2 = u_2 + P_{Caldera} v_2$$

$$h_1 = u_1 + P_{Condensador} v_1$$

$$C_{Total} = 26,57 C_{Equipos} + 25 C_{Util}$$

$$C_{Equipos} = C_{Bomba} + C_{Caldera} + C_{Condensador} + C_{Turbina} + C_{Torre}$$

$$C_{Bomba} = N_{Bomba} \left[9,84 * 10^3 \left(\frac{700 \text{ kW}}{4 \text{ kW}} \right)^{0,55} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) \right] + \left[9,84 * 10^3 \left(\frac{W_{Entrada} - N_{Bomba} * 700 \text{ kW}}{4 \text{ kW}} \right)^{0,55} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) \right]$$

$$N_{Bomba} = \text{int} \left(\frac{W_{Entrada}}{700 \text{ kW}} \right)$$

$$C_{Caldera/Condensador} = N_{Caldera/Condensador} \left[3,28 * 10^4 \left(\frac{4000 \text{ m}^2}{80 \text{ m}^2} \right)^{0,68} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) (1,5 \text{ o } 1) \right] + \left[3,28 * 10^4 \left(\frac{A_{Caldera/Condensador} - N_{Caldera/Condensador} * 4000 \text{ m}^2}{80 \text{ m}^2} \right)^{0,68} \left(\frac{803,4}{391,1} \right) (1,5 \text{ o } 1) \right]$$

$$N_{Caldera/Condensador} = \text{int} \left(\frac{A_{Caldera/Condensador}}{4000 \text{ m}^2} \right)$$

$$A_{Caldera} = f(P_{Caldera}, P_{Condensador})$$

$$A_{Condensador} = g(P_{Caldera}, P_{Condensador})$$

$$C_{Turbina} = N_{Turbina} \left[(-1,66 * 10^4 + 716(20000)^{0,8}) \left(\frac{803,4}{564} \right) (1,35) \right] \\ + \left[(-1,66 * 10^4 + 716(W_{Salida} - N_{Turbina} * 20000)^{0,8}) \left(\frac{803,4}{564} \right) (1,35) \right]$$

$$N_{Turbina} = \text{int} \left(\frac{W_{Salida}}{20000 \text{ kW}} \right)$$

$$C_{Torre} = \left(170000 + 1500 \left(F_{Agua \text{ Enfriamiento}} \left[\frac{L}{s} \right] \right)^{0,9} \right) \left(\frac{803,4}{532,9} \right)$$

$$F_{Agua \text{ Enfriamiento}} = h(P_{Caldera}, P_{Condensador})$$

$$C_{Util} = 8322 \text{ h} * 0.01 \frac{\$}{t} * F_{Agua \text{ Enfriamiento}} \left[\frac{t}{h} \right]$$

$$P_{Caldera,baja} < P_{Caldera} < P_{Caldera,alta}$$

$$P_{Condensador,baja} < P_{Condensador} < P_{Condensador,alta}$$

En donde el estado termodinámico 1 corresponde al que tiene el fluido de trabajo entre la salida del condensador y la entrada de la bomba, el estado termodinámico 2 al que tiene entre la salida de la bomba y la entrada de la caldera, el estado termodinámico 3 al que tiene entre la salida de la caldera y la entrada de la turbina, y el estado termodinámico 4 al que tiene entre la salida de la turbina y la entrada del condensador. La función $\text{int}(x)$ es la función de truncamiento con la que se obtiene como resultado la parte entera de un número real. Las funciones f , g y h que definen el área de transferencia de la caldera, el área de transferencia del condensador y el flujo de agua de enfriamiento, respectivamente. Estas funciones no se presentan al detalle ya que involucran ecuaciones de diseño de equipos, de transferencia de calor y de propiedades termodinámicas, las cuales extenderían innecesariamente el algoritmo, puesto que se encuentran dentro de los modelos usados por el simulador. Los límites de las variables de optimización dependen del fluido de trabajo utilizado y del flujo y temperatura del agua de producción de cada proceso.

El código de FORTRAN incluido en las diferentes simulaciones se presenta a continuación:

```
NBOMBA=int(WIN/700)
CBOMBA=NBOMBA*(9840*((700/4)**0.55)*(803.4/391.1))+9840*(((WIN-
NBOMBA*700)/4)**0.55)*(803.4/391.1)
NCALDERA=int(ACALDERA/4000)
```

$$\begin{aligned}
CCALDERA &= NCALDERA * (32800 * ((4000/80)^{0.68}) * (803.4/391.1)) + 32800 * (((ACALDERA - \\
NCALDERA * 4000)/80)^{0.68}) * (803.4/391.1) \\
NCONDENS &= \text{int}(ACONDENS/4000) \\
CCONDENS &= NCONDENS * (32800 * ((4000/80)^{0.68}) * (803.4/391.1)) + 32800 * (((ACONDENS - \\
NCONDENS * 4000)/80)^{0.68}) * (803.4/391.1) \\
NTURBINA &= \text{int}(-WOUT/20000) \\
CTURBINA &= NTURBINA * ((-16600 + (716 * ((-WOUT)^{0.8}))) * (803.4/564) * 1.35) + (-16600 + (716 * ((- \\
WOUT - NTURBINA * 20000)^{0.8}))) * (803.4/564) * 1.35 \\
CTORRE &= (170000 + (1500 * (QAGUA^{0.9}))) * (803.4/532.9) \\
CUTIL &= 8322 * 0.01 * FAGUA \\
CEQUIPOS &= CBOMBA + CCALDERA + CCONDENS + CTURBINA + CTORRE \\
LCOE &= ((26.57 * CEQUIPOS) + (25 * CUTIL)) / (25 * 8322 * (-WOUT - WIN))
\end{aligned}$$

En donde WIN, ACALDERA, ACONDENS, WOUT, QAGUA y FAGUA son variables creadas en el simulador como variables de proceso de las capacidades requeridas de los equipos. Estas variables creadas llaman los valores actuales de las capacidades requeridas, en sus unidades correspondientes, obtenidos en la última iteración realizada durante el proceso de optimización. NBOMBA, CBOMBA, NCALDERA, CCALDERA, NCONDENS, CCONDENS, NTURBINA, CTURBINA, CTORRE, CUTIL, CEQUIPOS y LCOE son variables creadas en el simulador como parámetros sin unidades, las cuales permiten llevar a cabo el cálculo del coste nivelado de la energía (LCOE) durante el proceso de optimización de este.

El método de optimización utilizado fue el que trae por defecto Aspen Plus®, la programación cuadrática sucesiva (Sequential Quadratic Programming – SQP, por sus siglas en inglés). Este método de optimización es un método iterativo que sirve para la optimización de sistemas de ecuaciones no lineales con restricciones, lo que concuerda con el algoritmo de optimización planteado para la optimización de los procesos de aprovechamiento energético del agua de producción, el cual está constituido por la función objetivo (minimizar el coste nivelado de la energía del proceso), las ecuaciones de economía (que son un sistema de ecuaciones no lineales) y las restricciones de las variables de optimización (presión de trabajo de la caldera y presión de trabajo del condensador).

Al ser un método iterativo se deben definir unas condiciones iniciales para las variables de optimización, teniendo en cuenta que estos valores iniciales se deben encontrar dentro de los límites establecidos para las variables de optimización. Estos límites se definen para cada proceso teniendo en cuenta las temperaturas máxima y mínima en las que puede trabajar el fluido de trabajo, las cuales dependen de las temperaturas del agua de producción y del agua de enfriamiento en cada diseño.

Una vez definidas las condiciones iniciales, el método SQP replantea el problema de optimización como un lagrangiano, usando el método de los multiplicadores de Lagrange, con lo cual se obtiene una ecuación vectorial que contiene la función objetivo, las ecuaciones lineales y no lineales de economía del proceso, y las restricciones de las variables de optimización. Calculando el gradiente del lagrangiano y la dirección de búsqueda en cada iteración, el método SQP consigue minimizar en cada iteración la función objetivo hasta encontrar el mínimo local asociado a las condiciones iniciales suministradas.

Para encontrar el mínimo global de la función objetivo, el método SQP divide la región de búsqueda global en subregiones, en las cuales define nuevas condiciones iniciales para calcular el mínimo local de cada subregión. Una vez se han evaluado todas las subregiones de búsqueda, el método SQP selecciona el mínimo local de menor valor como el mínimo global de la función objetivo y reporta los valores de las variables de optimización asociadas al mínimo global.

C. Anexo C: Propiedades termodinámicas de los fluidos de trabajo en los ciclos y representación en los diagramas T-s

Tabla C-1: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,17	41,82	80	48,71
Presión (bar)	14,6	27,0	27,0	14,6
Energía interna (kJ/kg)	-1782,4	-1782,0	-1476,3	-1504,9
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0021	0,0021	0,0165	0,0326
Entalpía (kJ/kg)	-1779,3	-1776,2	-1431,7	-1457,2
Entropía (kJ/kg*K)	-6,5555	-6,5545	-5,5395	-5,5305

Figura C-6: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura baja del agua de producción.

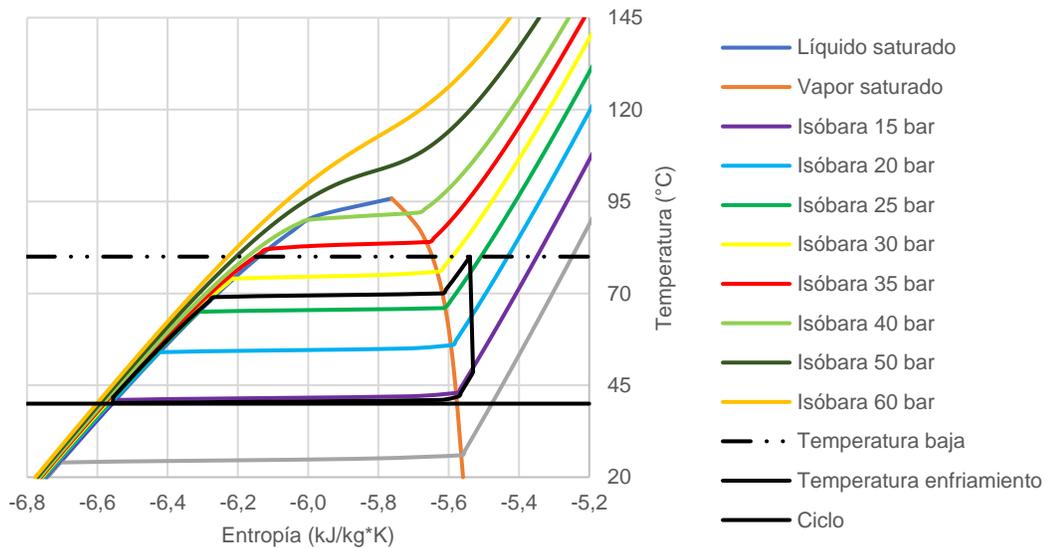


Tabla C-2: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,17	43,46	105	49,89
Presión (bar)	14,6	40,0	40,0	14,6
Energía interna (kJ/kg)	-1782,4	-1781,6	-1455,9	-1502,8
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0021	0,0021	0,0105	0,0329
Entalpía (kJ/kg)	-1779,3	-1773,0	-1414,0	-1454,8
Entropía (kJ/kg*K)	-6,556	-6,553	-5,538	-5,524

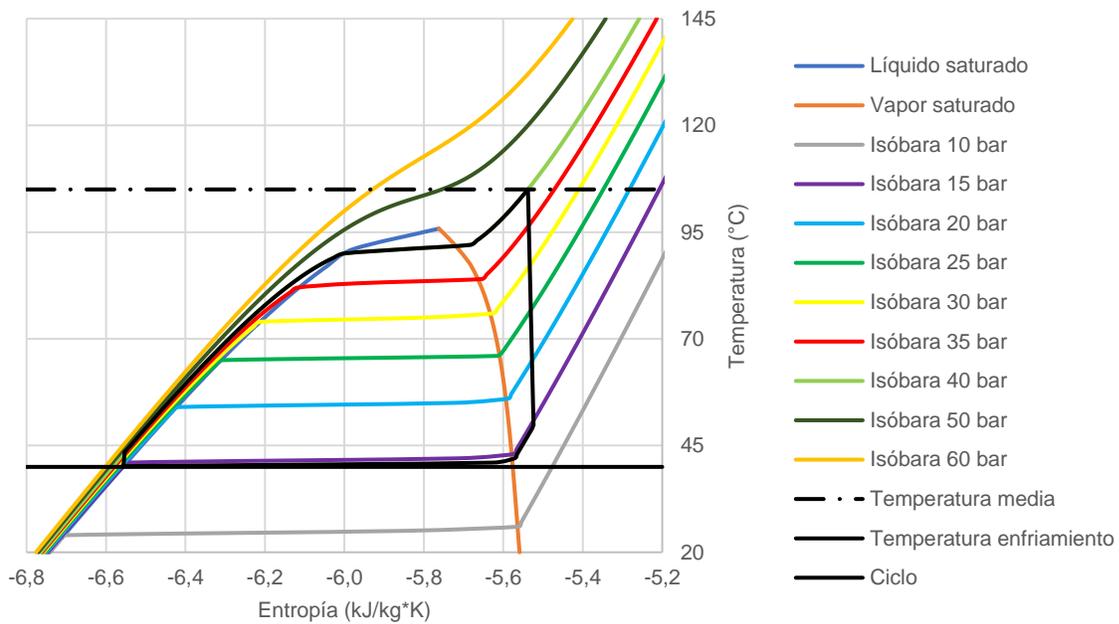
Figura C-7: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura media del agua de producción.

Tabla C-3: Propiedades termodinámicas del Propano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,17	45,96	130	45,86
Presión (bar)	14,6	61,0	61,0	14,6
Energía interna (kJ/kg)	-1782,4	-1781,0	-1447,4	-1509,8
Volumen específico (m³/kg)	0,0021	0,0022	0,0063	0,0320
Entalpía (kJ/kg)	-1779,3	-1767,8	-1408,9	-1463,0
Entropía (kJ/kg*K)	-6,558	-6,552	-5,570	-5,551

Figura C-8: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Propano y temperatura alta del agua de producción.

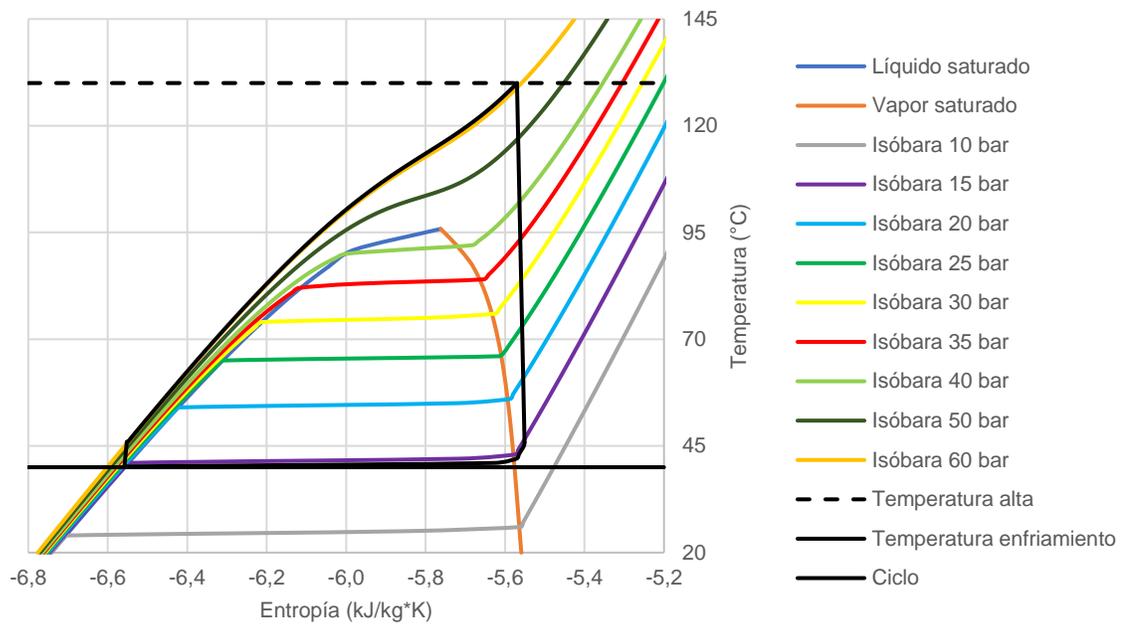


Tabla C-4: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,07	40,48	80,01	60,08
Presión (bar)	6	10,9	10,9	6,0
Energía interna (kJ/kg)	-1529,3	-1529,2	-1179,1	-1203,8
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0018	0,0018	0,0397	0,0741
Entalpía (kJ/kg)	-1528,2	-1527,2	-1135,8	-1159,4
Entropía (kJ/kg*K)	-6,366	-6,366	-5,212	-5,204

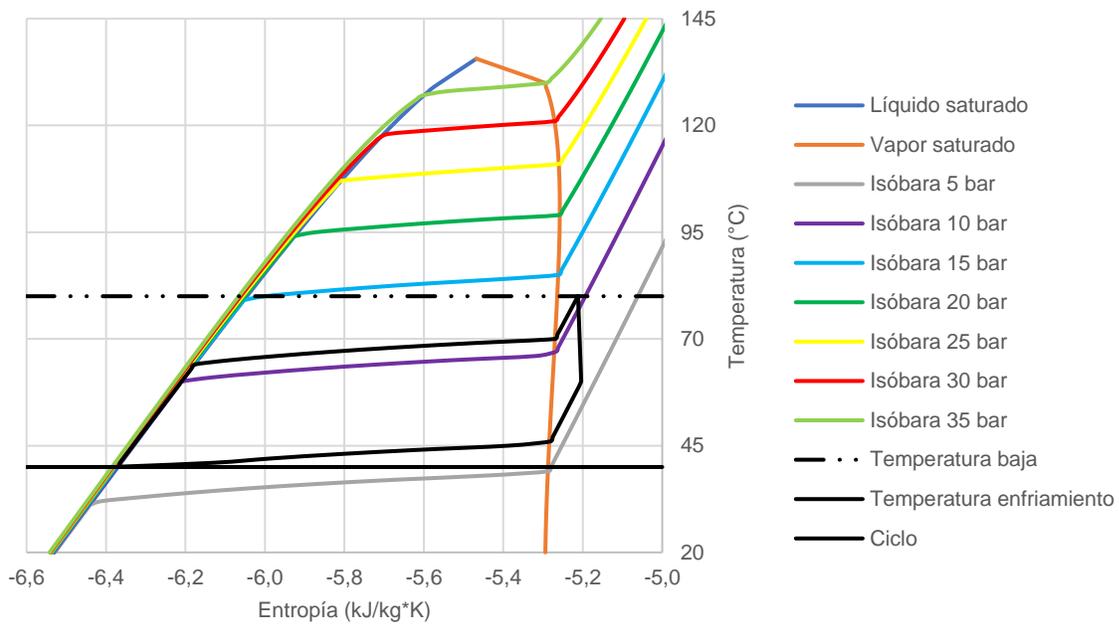
Figura C-9: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura baja del agua de producción.

Tabla C-5: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,07	40,87	105	72,09
Presión (bar)	6	15,6	15,6	6,0
Energía interna (kJ/kg)	-1529,3	-1529,0	-1141,8	-1183,5
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0018	0,0018	0,0284	0,0778
Entalpía (kJ/kg)	-1528,2	-1526,1	-1097,5	-1136,8
Entropía (kJ/kg*K)	-6,368	-6,367	-5,152	-5,139

Figura C-10: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura media del agua de producción.

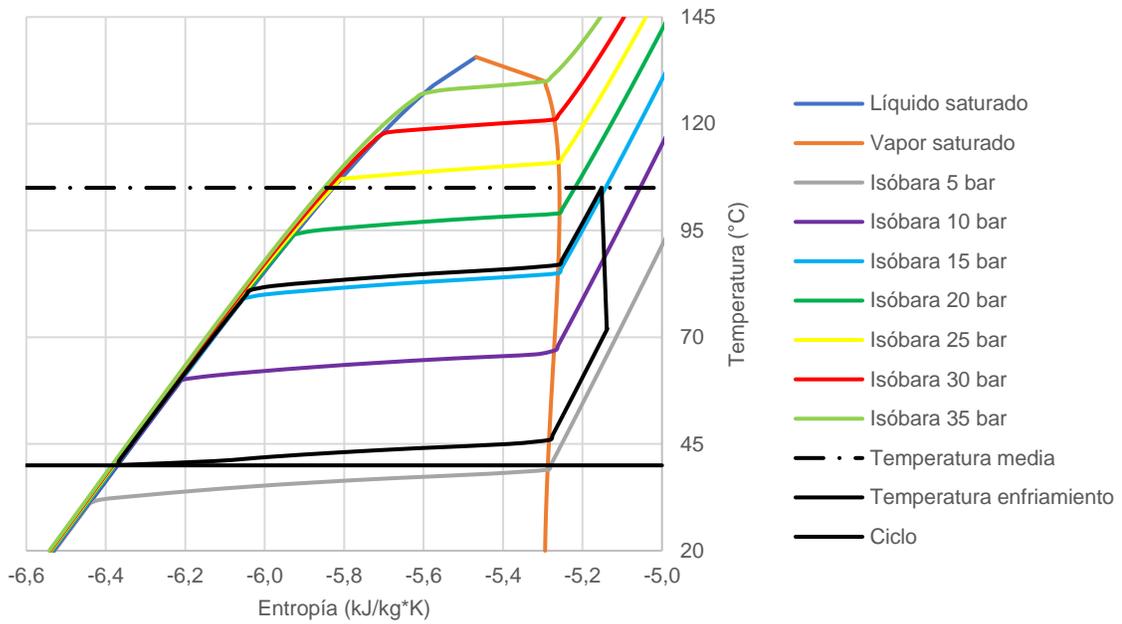


Tabla C-6: Propiedades termodinámicas del Butano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,07	41,35	130	84,76
Presión (bar)	6	21,5	21,5	6,0
Energía interna (kJ/kg)	-1529,3	-1528,8	-1103,0	-1161,4
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0018	0,0018	0,0210	0,0816
Entalpía (kJ/kg)	-1528,2	-1524,9	-1057,8	-1112,4
Entropía (kJ/kg*K)	-6,369	-6,367	-5,088	-5,071

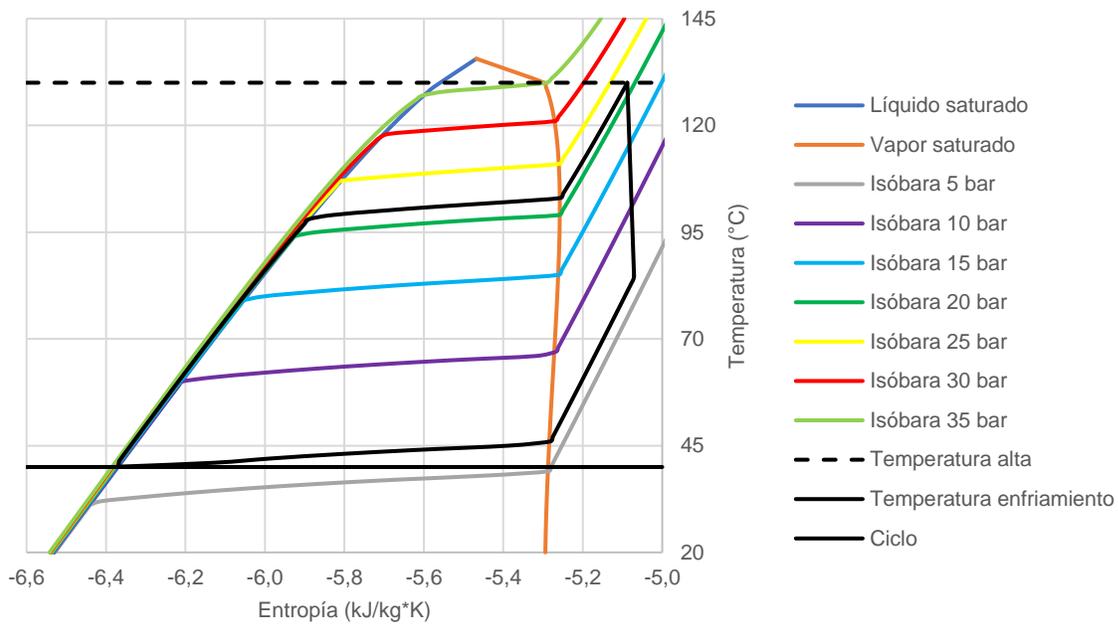
Figura C-11: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Butano y temperatura alta del agua de producción.

Tabla C-7: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,28	41,02	80	57,29
Presión (bar)	9,4	16,7	16,7	9,4
Energía interna (kJ/kg)	-2029,5	-2029,2	-1697,6	-1722,8
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0020	0,0020	0,0258	0,0483
Entalpía (kJ/kg)	-2027,7	-2026,0	-1654,5	-1677,4
Entropía (kJ/kg*K)	-6,771	-6,770	-5,680	-5,672

Figura C-12: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura baja del agua de producción.

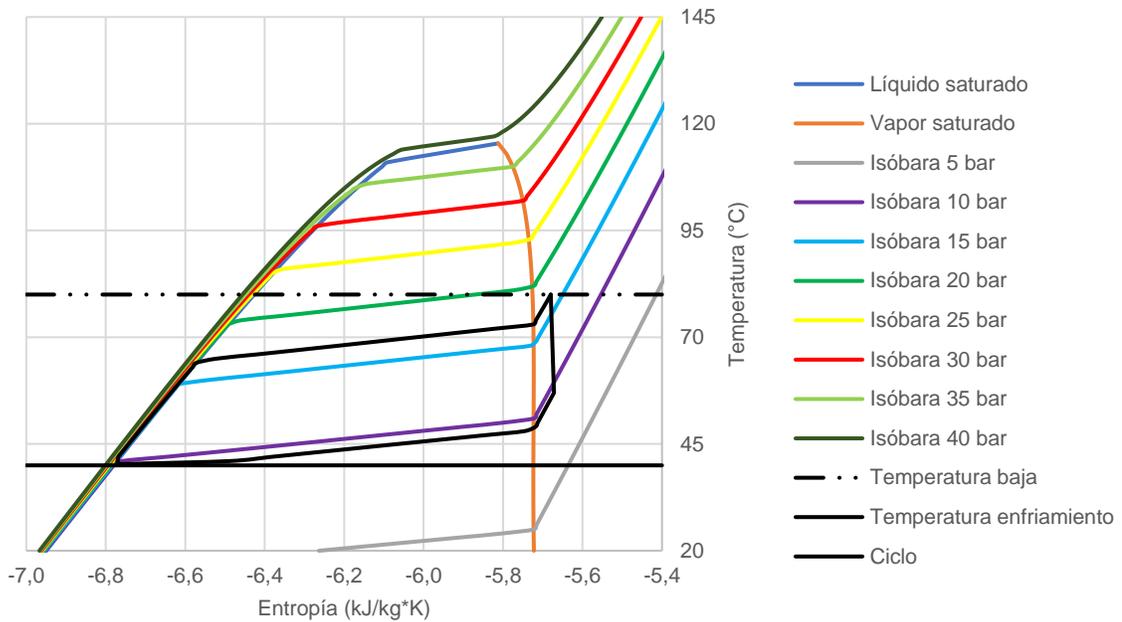


Tabla C-8: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,28	41,77	105	65,38
Presión (bar)	9,4	24,4	24,4	9,4
Energía interna (kJ/kg)	-2029,5	-2029,0	-1665,3	-1708,8
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0020	0,0020	0,0175	0,0502
Entalpía (kJ/kg)	-2027,7	-2024,2	-1622,7	-1661,6
Entropía (kJ/kg*K)	-6,772	-6,770	-5,639	-5,626

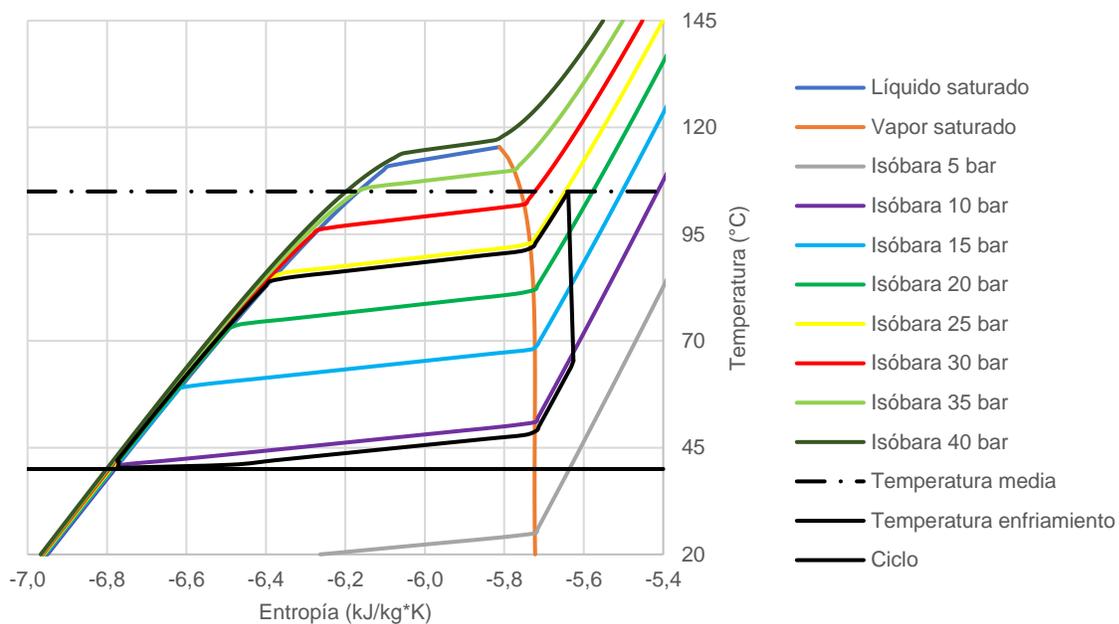
Figura C-13: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura media del agua de producción.

Tabla C-9: Propiedades termodinámicas del gas licuado de petróleo en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,28	43,51	130	53,28
Presión (bar)	9,4	42,7	42,7	9,4
Energía interna (kJ/kg)	-2029,5	-2028,4	-1663,8	-1729,7
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0020	0,0020	0,0076	0,0473
Entalpía (kJ/kg)	-2027,7	-2020,0	-1631,5	-1685,2
Entropía (kJ/kg*K)	-6,764	-6,760	-5,707	-5,689

Figura C-14: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con gas licuado de petróleo y temperatura alta del agua de producción.

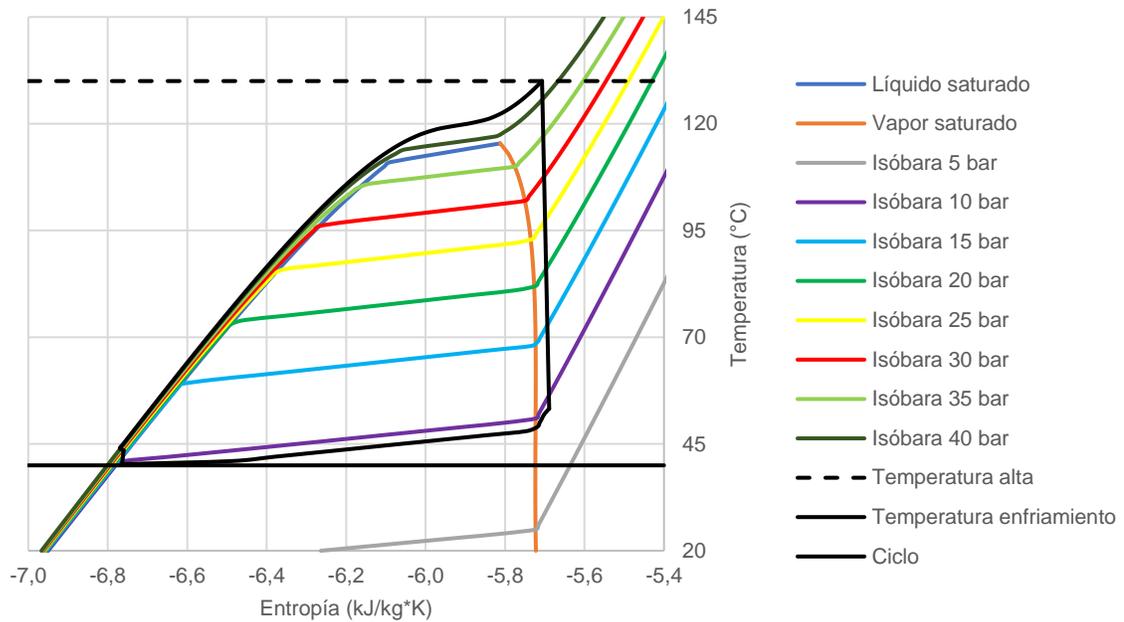


Tabla C-10: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura baja del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,06	40,12	80	64,96
Presión (bar)	1,16	2,4	2,4	1,16
Energía interna (kJ/kg)	-2365,9	-2365,8	-1978,4	-2002,6
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0017	0,0017	0,1580	0,3232
Entalpía (kJ/kg)	-2365,7	-2365,4	-1940,5	-1965,1
Entropía (kJ/kg*K)	-7,462	-7,462	-6,199	-6,191

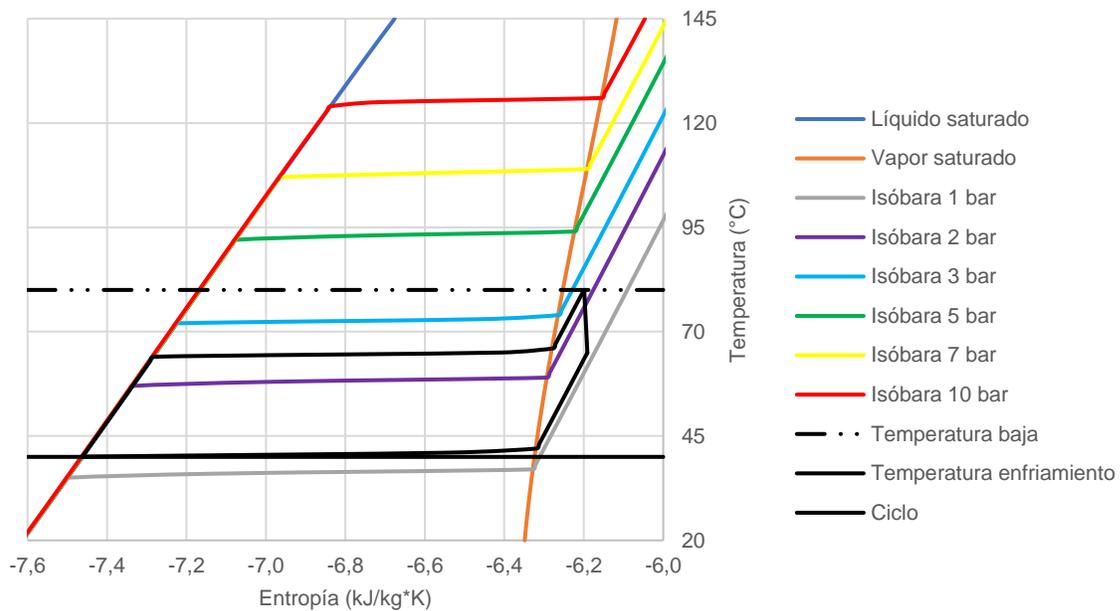
Figura C-15: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura baja del agua de producción.

Tabla C-11: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura media del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,06	40,21	105	78,74
Presión (bar)	1,16	4,0	4,0	1,16
Energía interna (kJ/kg)	-2365,9	-2365,8	-1934,5	-1978,1
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0017	0,0017	0,0986	0,3377
Entalpía (kJ/kg)	-2365,7	-2365,1	-1895,1	-1939,0
Entropía (kJ/kg*K)	-7,463	-7,463	-6,130	-6,116

Figura C-16: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura media del agua de producción.

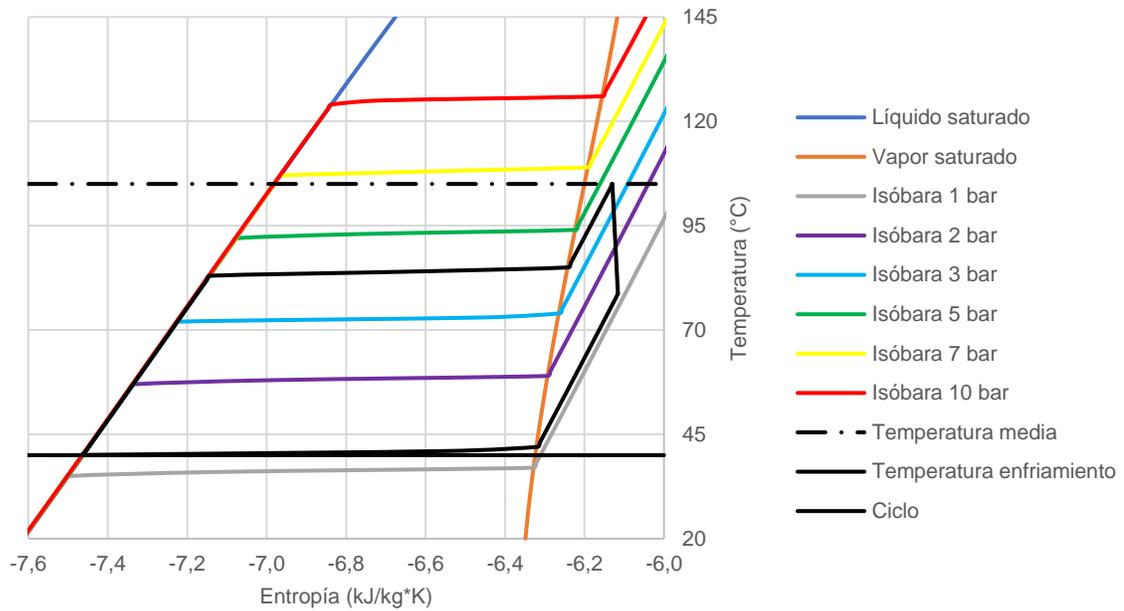
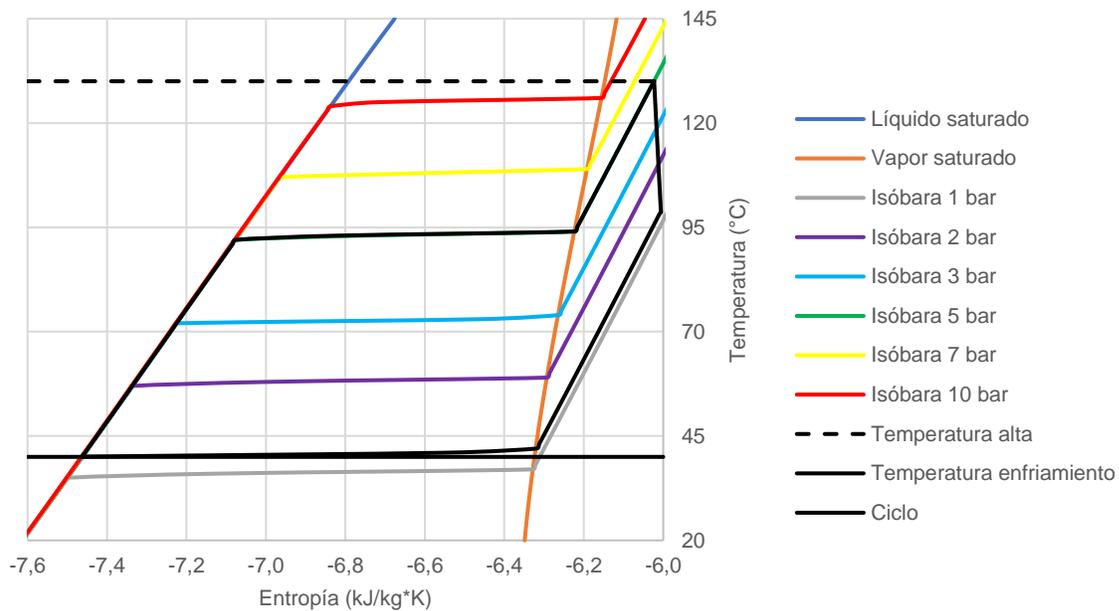


Tabla C-12: Propiedades termodinámicas del Pentano en el ciclo Rankine con temperatura alta del agua de producción.

Estado termodinámico	1	2	3	4
Temperatura (°C)	40,06	40,26	130	98,69
Presión (bar)	1,16	5,0	5,0	1,16
Energía interna (kJ/kg)	-2365,9	-2365,7	-1886,4	-1941,1
Volumen específico (m ³ /kg)	0,0017	0,0017	0,0838	0,3585
Entalpía (kJ/kg)	-2365,7	-2364,9	-1844,5	-1900,0
Entropía (kJ/kg*K)	-7,462	-7,462	-6,023	-6,006

Figura C-17: Diagrama T-s con el ciclo Rankine con Pentano y temperatura alta del agua de producción.

El estado termodinámico 1 corresponde al que tiene el fluido de trabajo entre la salida del condensador y la entrada de la bomba, el estado termodinámico 2 al que tiene entre la salida de la bomba y la entrada de la caldera, el estado termodinámico 3 al que tiene entre la salida de la caldera y la entrada de la turbina, y el estado termodinámico 4 al que tiene entre la salida de la turbina y la entrada del condensador.

Bibliografía

- Abdel-Aal, H. K., Aggour, M., & Fahim, M. A. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH). (2022). *Producción fiscalizada de petróleo por campo*. Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH).
- Ahn, Y., Bae, S. J., Kim, M., Cho, S. K., Baik, S., Lee, J. I., & Cha, J. E. (2015). REVIEW OF SUPERCRITICAL CO₂ POWER CYCLE TECHNOLOGY AND CURRENT STATUS OF RESEARCH AND DEVELOPMENT. *Nuclear engineering and technology*, 47(6), 647-661. doi:<https://doi.org/10.1016/j.net.2015.06.009>
- Ait-Amir, B., Pougnet, P., & El Hami, A. (2015). Meta-Model Development. En P. Pougnet, & A. El Hami, *Embedded Mechatronic Systems* (Primera ed., págs. 151-179). ISTE Press - Elsevier. doi:<https://doi.org/10.1016/B978-1-78548-014-0.50006-2>
- Akhmadullin, I. (2017). Utilization of Co-Produced Water from Oil Production: Energy Generation Case. *Society of Petroleum Engineers*. doi:<https://doi.org/10.2118/184459-MS>
- Alconsult International. (2005). *Guía para la disposición y el tratamiento del agua producida*. Calgary.
- Alkhasov, A. B., & Alkhasova, D. A. (2018). Heat Exchangers for Utilization of the Heat of High-Temperature Geothermal Brines. *Thermal Engineering*, 65(3), 155-159. doi:<https://doi.org/10.1134/S0040601518030035>
- Belyakov, N. (2020). *Sustainable Power Generation*. Academic Press. doi:<https://doi.org/10.1016/C2018-0-01215-3>
- Benjumea, P. N., Agudelo, J. R., & Benavidez, A. Y. (2004). Análisis de calidad de los biogasoleos de aceite de palma e higuera. *Energética*, 31, 11-21.
- Borgnakke, C., & Sonntag, R. E. (2009). *Fundamentals of Thermodynamics* (Séptima ed.). Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc.
- Carlson, E. C. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *Chemical Engineering Progress*, 35-46.

- Caudle, D. D. (2002). Produced Water Regulations in the United States: Then, Now and in the Future. *Society of Petroleum Engineers*. doi:<https://doi.org/10.2118/77389-MS>
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2015). *Thermodynamics. An Engineering Approach* (Octava ed.). Nueva York: McGraw-Hill.
- Chacko, J. J., Maciasz, G., & Harder, B. J. (1998). *Gulf Coast Geopressured-Geothermal Program Summary Report Compilation*. Baton Rouge.
- Dahlheim, R., & Pike, W. J. (2012). Generating Electricity From Produced Water. *J Pet Technol*, 64(12), 30-33. doi:<https://doi.org/10.2118/1212-0030-JPT>
- DiPippo, R. (2015). *Geothermal Power Plants* (Cuarta ed.). Butterworth-Heinemann. doi:<https://doi.org/10.1016/C2014-0-02885-7>
- Dixon. (2019). *Corrosion Resistance Chart*. Chestertown: DVCC.
- Dudek, M., Vik, E. A., Aanesen, S. V., & Öye, G. (2020). Colloid chemistry and experimental techniques for understanding fundamental behaviour of produced water in oil and gas production. *Advances in Colloid and Interface Science*, 276. doi:<https://doi.org/10.1016/j.cis.2020.102105>
- Ecopetrol S.A. (2022). *Informe Integrado de Gestión*. Bogotá D.C.: Ecopetrol S.A.
- Energy Information Administration (EIA). (2022). *How much carbon dioxide is produced per kilowatthour of U.S. electricity generation?* Washington: EIA.
- Energy Information Administration (EIA). (2023). *Wholesale Electricity and Natural Gas Market Data*. Washington: EIA.
- Energy Institute. (2023). *Statistical Review of World Energy 72nd edition*. London: Energy Institute.
- Forero, J. E., Ortiz, O. P., Nariño, F. A., Díaz, J., & Peña, H. (2008). Design and development of a high efficiency tank for crude oil dehydration (I). *Ciencia, Tecnología y Futuro*, 3(4), 185-199.
- Gil Chaves, I. D., Guevara López, J. R., García Zapata, J. L., Leguizamón Robayo, A., & Rodríguez Niño, G. (2016). *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering* (Primera ed.). Springer. doi:<https://doi.org/10.1007/978-3-319-14812-0>
- Graco. (2013). *Chemical Compatibility Guide*. Graco.
- Hernández Cruz, E. E. (2007). *Estudio comparativo de diseños experimentales de superficie de respuesta para la optimización de factores limitantes en procesos*

- industriales*. Monterrey: Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey.
- Huertas, J. I. (2003). *Estudio de riesgos de suministro de GNV y fabricación y mantenimiento de cilindros de GLP y tanques estacionarios de GLP*.
- IBISWorld. (2023). *Global Oil & Gas Exploration & Production Industry Report*. IBISWorld.
- ICONTEC. (1992). *NTC 2081. Productos químicos para uso industrial. Dióxido de carbono*. ICONTEC.
- Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC). (2007). *Climate Change 2007 - The Physical Science Basis*. New York: Cambridge University Press.
- International Energy Agency (IEA). (2022). *World Energy Outlook (WEO)*. IEA Publications.
- Jaramillo, A. C., Echavarría, A. M., & Hormaza, A. (2013). Diseño Box-Behnken para la optimización de la adsorción del colorante azul ácido sobre residuos de flores. *Ingeniería y Ciencia*, 9(18), 75-91.
- Jiménez García, J. C., Ruiz, A., Pacheco Reyes, A., & Rivera, W. (2023). *A comprehensive review of organic Rankine cycles*. Ciudad de México: Preprints. doi:<https://doi.org/10.20944/preprints202305.0935.v1>
- Johnson, L., & Simon, D. L. (2009). *Electrical Power From An Oil Production Waste Stream*. California: Stanford University.
- Jones, J. B., & Dugan, R. E. (1995). *Engineering Thermodynamics* (Primera ed.). Prentice Hall.
- Jouhara, H. (2022). *Waste Heat Recovery in Process Industries* (Primera ed.). Wiley-VCH.
- Klemz, A. C., Weschenfelder, S. E., Lima de Carvalho Neto, S., Pascoal Damas, M. S., Toledo Viviani, J. C., Mazur, L. P., . . . Guelli U. de Souza, S. M. (2021). Oilfield produced water treatment by liquid-liquid extraction: A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 199. doi:<https://doi.org/10.1016/j.petrol.2020.108282>
- La República. (28 de Octubre de 2017). Por ahora, Ecopetrol no tiene interés en la distribución de energía eléctrica. *La República*.
- LAZARD. (2020). *LAZARD's Levelized Cost Of Energy Analysis - Version 14.0*. LAZARD.
- Leiviskä, K. (2013). *Introduction to Experiment Design*. University of Oulu.

- Lin, Y., Kate, A. T., Mooijer, M., Delgado, J., Fosbol, P. L., & Thomsen, K. (2010). Comparison of Activity Coefficient Models for Electrolyte Systems. *AIChE Journal*, 56(5), 1334-1351. doi:<https://doi.org/10.1002/aic.12040>
- Matar, S., & Hatch, L. F. (2000). *Chemistry of Petrochemical Processes* (Segunda ed.). Houston: Gulf Publishing Company.
- Mesa, S. L., Orjuela, J. M., Ortega, A. T., & Sandoval, J. A. (2018). Revisión del panorama actual del manejo de agua de producción en la industria petrolera colombiana. *Gestión y Ambiente*, 21(1), 87-98. doi:<https://doi.org/10.15446/ga.v21n1.69792>
- Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible. (2015). *Resolución 631 del 17 de marzo de 2015*.
- Ministerio de Minas y Energía y Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible. (2021). *Resolución 40103 del 7 de abril de 2021*. Bogotá D.C.
- MOL plc. (2016). *Normal-Pentane P DataSheet*. MOL plc.
- Neff, J., Lee, K., & DeBlois, E. M. (2011). Produced Water: Overview of Composition, Fates and Effects. En J. Neff, & K. Lee, *Produced Water: Environmental Risks and Advances in Mitigation Technologies* (Primera ed., págs. 3-54). New York: Springer. doi:<https://doi.org/10.1007/978-1-4614-0046-2>
- Ortega Ramirez, A. T. (2019). *Estrategia para el uso sostenible de agua de producción para riego de suelos, adaptada de la experiencia del desierto de Omán a un patrón de pozos en un campo colombiano*. Fundación Universidad de America, Facultad de Educación Permanente y Avanzada, Bogotá D.C.
- Our World in Data. (2022). *CO2 emissions by fuel*. Obtenido de Our World in Data: <https://ourworldindata.org/emissions-by-fuel>
- Restrepo, G., Weckert, M., Brüggemann, R., Gerstmann, S., & Frank, H. (2008). Ranking of Refrigerants. *Environ. Sci. Technol.*, 42(8), 2925-2930. doi:<https://doi.org/10.1021/es7026289>
- Riazi, M. R. (2005). *Characterization and Properties of Petroleum Fractions* (Primera ed.). West Conshohocken: ASTM.
- Romero Piedrahita, C. A., Henao Castañeda, E. d., & Mejía Calderón, L. A. (2018). Particularidades de los parámetros de desempeño de un moto-generador alimentado con GLP de elevado contenido de butano. *Scientia et Technica*, XXIII(3), 334-343.
- Scanlon, B. R., Reedy, R. C., Xu, P., Engle, M., Nicot, J. P., Yoxtheimer, D., . . . Ikonnikova, S. (2020). Datasets associated with investigating the potential for

- beneficial reuse of produced water from oil and gas extraction outside of the energy sector. *Data in Brief*, 30. doi:<https://doi.org/10.1016/j.dib.2020.105406>
- Serna, J., Díaz Martínez, E. N., Narváez Rincón, P. C., Camargo, M., Gálvez, D., & Orjuela, Á. (2016). Multi-criteria decision analysis for the selection of sustainable chemical process routes during early design stages. *Chemical Engineering Research and Design*, 113, 28-49. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2016.07.001>
- Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design* (Cuarta ed.). Oxford: Elsevier.
- Sivalls, C. R. (2009). *Oil and Gas Separation Design Manual*. Odessa: Sivalls, Inc.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration* (Primera ed.). West Sussex: John Wiley & Sons.
- Speight, J. G. (2006). *The Chemistry and Technology of Petroleum* (Cuarta ed.). Boca Ratón: CRC Press.
- Speight, J. G. (2019). *Natural Gas: A Basic Handbook* (Segunda ed.). Cambridge: Elsevier. doi:<https://doi.org/10.1016/C2015-0-02190-6>
- Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios. (2022). *Informe sectorial de la prestación del servicio de energía eléctrica 2022 (Zonas No Interconectadas)*. Bogotá D.C.
- The World Bank. (2023). *GDP (current US\$)*. Obtenido de The World Bank Data: <https://data.worldbank.org/indicador/NY.GDP.MKTP.CD>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2012). *Chemical Engineering Design* (Segunda ed.). Elsevier Butterworth-Heinemann. doi:<https://doi.org/10.1016/C2009-0-61216-2>
- U.S. Energy Information Administration (EIA). (2015). *Top 100 U.S. Oil and Gas Fields*. Washington.
- Unidad de Planeación Minero Energética (UPME). (2013). *Cadena del Gas Licuado de Petróleo*. Bogotá D.C.: UPME.
- United Nations Environment Programme (UNEP). (2007). *2006 Assessment Report of the Rigid and Flexible Foams Technical Options Committee*. UNEP.
- Veil, J. (2020). *U.S. Produced Water Volumes and Management Practices in 2017*.
- Wade Jr., L. G. (2010). *Organic Chemistry* (Septima ed.). Upper Saddle River: Prentice Hall.
- Walraven, D., Laenen, B., & D'haeseleer, W. (2015). Minimizing the levelized cost of electricity production from low-temperature geothermal heat sources with ORCs:

Water or air cooled? *Applied Energy*, 142, 144-153.
doi:<http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.12.078>

Wang, L., Pan, L., Wang, J., Chen, D., & Huang, Y. (2019). Investigation on the temperature sensitivity of the S-CO₂ Brayton cycle efficiency. *Energy*, 178, 739-750. doi:<https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.04.100>

Wenzlick, M., & Siefert, N. (2020). Techno-economic analysis of converting oil & gas produced water into valuable resources. *Desalination*, 481, 114381.
doi:<https://doi.org/10.1016/j.desal.2020.114381>

Xin, S., Liang, H., Hu, B., & Li, K. (2012). *Electrical power generation from low temperature co-produced geothermal resources at Huabei oilfield*. Stanford University.