



MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

TRABAJO FIN DE MÁSTER

Diseño y optimización de bombas de calor de alta
temperatura para corrientes residuales de calor

Autor: Alfredo de Ojeda Olloqui

Director: Javier Menéndez Fernández

Co-Director: Eduardo de la Rocha Camba

Madrid

Septiembre de 2025

Declaro, bajo mi responsabilidad, que el Proyecto presentado con el título
**Diseño y optimización de bombas de calor de alta temperatura para corrientes
residuales de calor**

en la ETS de Ingeniería - ICAI de la Universidad Pontificia Comillas en el
curso académico **2024/25** es de mi autoría, original e inédito y
no ha sido presentado con anterioridad a otros efectos. El Proyecto no es plagio de otro,
ni total ni parcialmente y la información que ha sido tomada
de otros documentos está debidamente referenciada.



Fdo.: **Alfredo de Ojeda Olloqui**

Fecha: **05/09/2025**

Autorizada la entrega del proyecto

EL DIRECTOR DEL PROYECTO

DE LA ROCHA
CAMBA
EDUARDO -
05310200Y

Firmado
digitalmente por DE
LA ROCHA CAMBA
EDUARDO -
05310200Y
Fecha: 2025.09.05
19:43:29 +02'00'

Fdo.: **Eduardo de la Rocha Camba**

Fecha: **05/09/2025**



MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

TRABAJO FIN DE MÁSTER

Diseño y optimización de bombas de calor de alta
temperatura para corrientes residuales de calor

Autor: Alfredo de Ojeda Olloqui

Director: Javier Menéndez Fernández

Co-Director: Eduardo de la Rocha Camba

Madrid

Septiembre de 2025

DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE BOMBAS DE CALOR DE ALTA TEMPERATURA PARA CORRIENTES RESIDUALES DE CALOR

Autor: de Ojeda Olloqui, Alfredo

Director: Menéndez Fernández, Javier

Co-Director: de la Rocha Camba, Eduardo

Entidad Colaboradora: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

RESUMEN DEL PROYECTO

En este proyecto se ha analizado la viabilidad de bombas de calor de alta temperatura para valorizar calor residual en una refinería, comparando un ciclo simple y un ciclo en cascada frente a la generación convencional con gas natural. El estudio incluye modelado termodinámico, económico y medioambiental, incorporando indicadores como COP, LCOE, LCOC y payback.

Los resultados muestran que el ciclo simple ofrece menor inversión y retorno más corto, mientras que el ciclo en cascada presenta mejor eficiencia y menores costes de ciclo de vida. Ambos esquemas reducen significativamente emisiones de CO₂ y consumo de agua de refrigeración, confirmando el potencial de esta tecnología para la descarbonización industrial.

Palabras clave: Bomba de calor, calor residual, refinería, descarbonización

1. Introducción

El cambio climático y la necesidad de reducir emisiones de gases de efecto invernadero plantean un desafío urgente para la industria, responsable de alrededor del 20 % de las emisiones en Europa [1] y con una fuerte dependencia de combustibles fósiles para la generación de calor de proceso. La demanda energética del sector es en gran medida térmica, cubierta principalmente con calderas y hornos, lo que resalta la importancia de buscar alternativas sostenibles. Entre las diferentes tecnologías de descarbonización (biomasa, solar térmica, hidrógeno, electrificación, captura y uso de CO₂), las bombas de calor de alta temperatura (HTHP) destacan por su capacidad de aprovechar calor residual, operar con electricidad renovable y suministrar calor útil por encima de 100 °C con alta eficiencia.

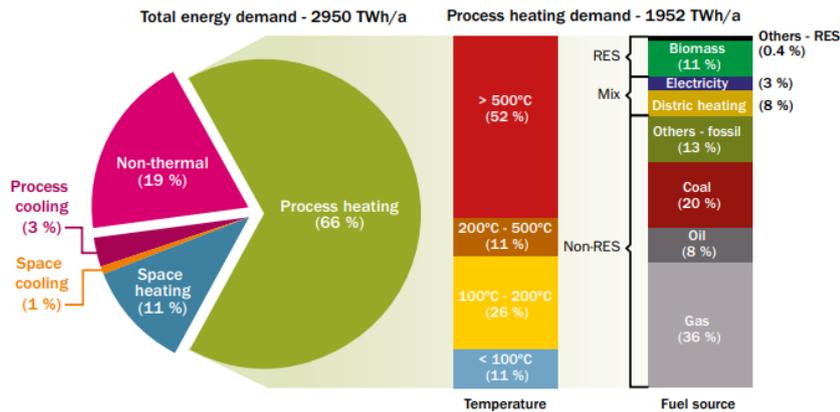


Figura 1: Distribución de la demanda térmica en la industria [2]

La recuperación del calor residual en industrias como la del refino representa un potencial significativo de mejora energética y ambiental, reduciendo tanto el consumo de gas natural como la necesidad de agua de refrigeración, un aspecto crítico en escenarios de estrés hídrico. Sin embargo, su implantación enfrenta todavía barreras técnicas, económicas y regulatorias que requieren un análisis detallado. En este contexto, el presente proyecto tiene como objetivo diseñar y evaluar configuraciones de bombas de calor de alta temperatura aplicadas a una refinería, con el fin de mejorar la eficiencia energética y disminuir las emisiones de CO₂.

2. Estado de la cuestión

El calor de proceso representa la mayor parte de la demanda energética en la industria y se cubre principalmente con combustibles fósiles, lo que convierte al sector en uno de los principales emisores de gases de efecto invernadero. Para avanzar hacia la descarbonización, es necesario implementar medidas de eficiencia energética y sustituir progresivamente las fuentes convencionales por tecnologías renovables y de bajo impacto ambiental. Entre las opciones de recuperación de calor destacan los intercambiadores y regeneradores, los ciclos de absorción o los sistemas ORC, aunque presentan limitaciones en eficiencia, coste o aplicabilidad a altas temperaturas 0.

Las bombas de calor industriales surgen como una alternativa competitiva, ya que permiten elevar la temperatura de corrientes residuales y reutilizarlas en procesos industriales, reduciendo de forma simultánea el consumo de combustibles y las emisiones de CO₂. En particular, las bombas de calor de alta temperatura pueden alcanzar niveles de condensación por encima de 100 °C, lo que las hace adecuadas para aplicaciones en sectores como el químico, papeler, alimentario y de refino. Su rendimiento depende en gran medida del salto térmico, siendo el ciclo simple la configuración más compacta y el ciclo en cascada la que ofrece mejores prestaciones en *lifts* elevados.

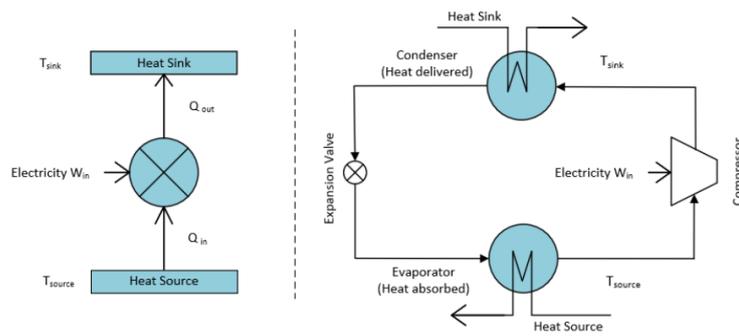


Figura 2: Funcionamiento de bomba de calor de compresión [2]

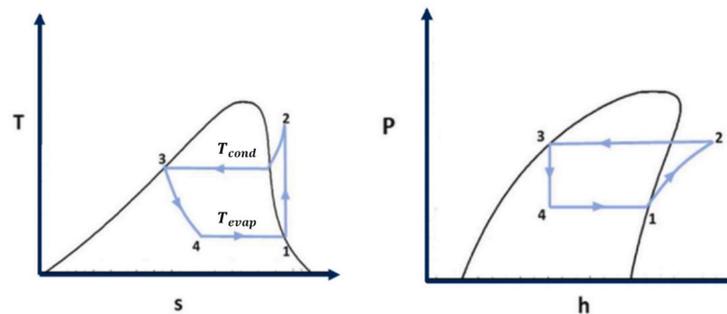


Figura 3: Diagramas T-s y p-h de bomba de calor de compresión [4]

La selección del refrigerante es otro aspecto clave, condicionado por las propiedades termodinámicas, la seguridad y el potencial de calentamiento global. Refrigerantes naturales como el amoníaco, el CO₂ o los hidrocarburos destacan por su bajo GWP, aunque presentan limitaciones en inflamabilidad o presión de operación, mientras que los HFOs y HCFOs se perfilan como alternativas intermedias por su bajo impacto ambiental y mayor seguridad de uso.

En el caso específico de las refinerías, se dispone de un gran potencial de recuperación asociado a corrientes residuales de media temperatura. Los procesos clave de separación y condensación generan flujos residuales que, pese a su baja calidad térmica, pueden convertirse en energía útil si se aplica la tecnología adecuada. Esta recuperación no solo permite reducir el consumo específico de combustibles fósiles, sino que también contribuye a disminuir las emisiones de CO₂, avanzar en la descarbonización del sector del refino, reducir consumos de agua fresca para refrigeración, y cumplir los objetivos europeos de eficiencia energética industrial [5].

Las aplicaciones del calor recuperado en una refinería son múltiples y se integran en distintos niveles del sistema de servicios térmicos. Su uso como sustituto del vapor generado convencionalmente no solo reduce el consumo de combustibles fósiles, sino que también contribuye a una operación más limpia, eficiente y alineada con los objetivos de descarbonización del sector energético europeo [6].

La revisión de proyectos recientes confirma el creciente interés industrial en las bombas de calor de alta temperatura, posicionándolas como una de las tecnologías más prometedoras para la transición energética en la industria.

3. Metodología

Se definen las condiciones de partida a partir de una corriente de calor residual representativa, con la que se construyen dos escenarios de modelado: un ciclo simple de compresión de vapor y un ciclo en cascada. Para cada configuración se establecen las condiciones de evaporación y condensación, se seleccionan los refrigerantes adecuados y se resuelven utilizando Engineering Equation Solver (EES) los balances termodinámicos que permiten determinar las potencias intercambiadas, el consumo eléctrico y el COP.

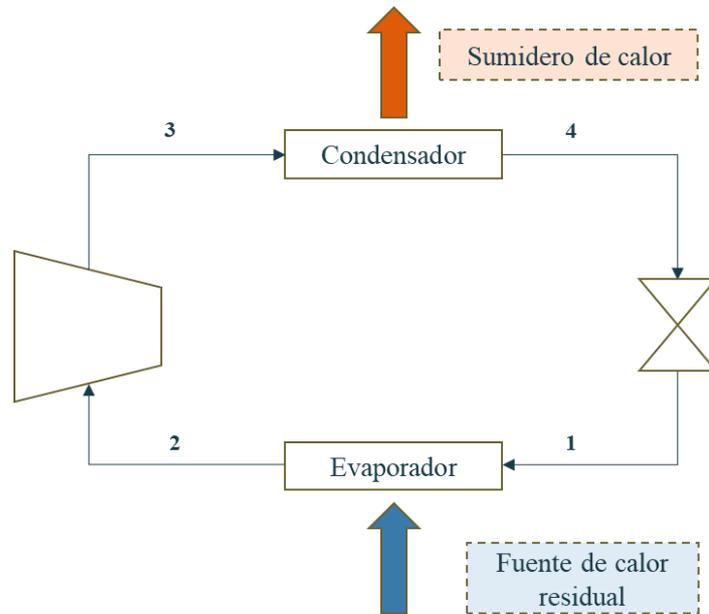


Figura 4: Esquema ciclo simple

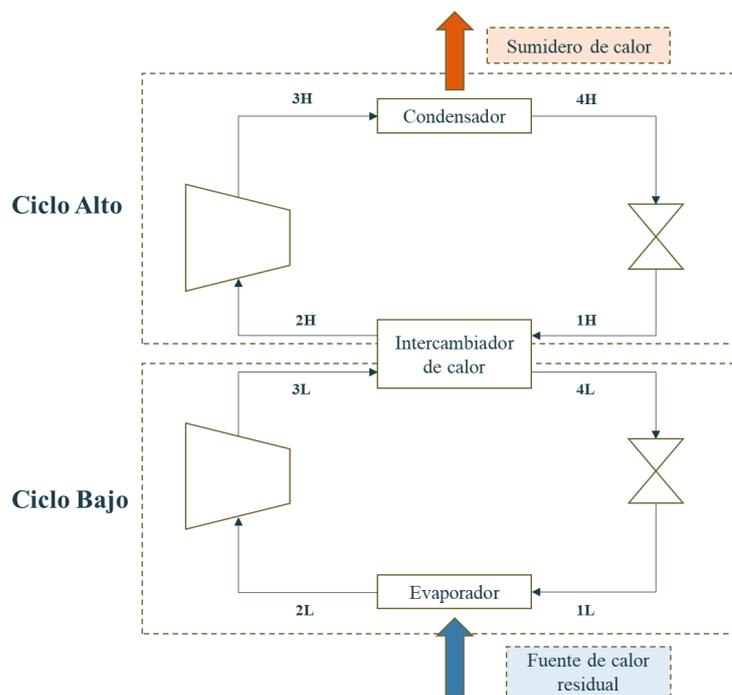


Figura 5: Esquema ciclo en cascada

Sobre esta base se desarrolla un modelo económico que incluye tanto los costes de inversión como los de operación, considerando el precio de la electricidad, los costes de mantenimiento y el impacto del coste del CO₂. Con estos datos se calculan indicadores de ciclo de vida como el coste total (LCC), el coste nivelado de la energía (LCOE) y el periodo de retorno de la inversión (payback), que se comparan con los de una caldera de gas natural utilizada como referencia.

Por último, la metodología incorpora un análisis medioambiental en el que se cuantifican las emisiones evitadas distinguiendo entre las de alcance 1, asociadas al gas natural sustituido, y las de alcance 2, derivadas del consumo eléctrico de la bomba de calor. La diferencia entre ambas constituye el ahorro neto de emisiones, que junto con el ahorro de agua de refrigeración se emplea para calcular el coste de abatimiento de carbono (LCOC). Además, se realiza un estudio de sensibilidad variando la temperatura de la corriente residual, manteniendo constante el salto térmico, con el fin de analizar cómo evolucionan el COP y los indicadores económicos y ambientales y de identificar en qué condiciones resulta más ventajoso optar por el ciclo simple o por el ciclo en cascada.

4. Resultados

Tras la aplicación de la metodología, se ha determinado que el ciclo simple alcanza una potencia térmica de 6,4 MW con un consumo eléctrico de 3,25 MW, lo que se traduce en un COP de 1,97. Por su parte, el ciclo en cascada entrega 5,40 MW con un consumo eléctrico de 2,25 MW, alcanzando un COP superior de 2,40. Se confirma así que el ciclo simple proporciona mayor caudal térmico, mientras que el cascada logra un mejor aprovechamiento de la energía eléctrica gracias al reparto del salto térmico en dos etapas.

En el plano económico, se ha calculado un CAPEX de 4,8 M€ para el ciclo simple y de 5,4 M€ para el ciclo en cascada. El OPEX anual resulta mayor en el simple (2,24 M€/año) frente al cascada (1,59 M€/año), lo que se refleja en un LCC de 26,8 M€ y un LCOE de 53,3 €/MWh en el primer caso, frente a 21,0 M€ y 49,6 €/MWh en el segundo. El payback se sitúa en 2,62 años para el ciclo simple y en 2,89 años para el ciclo en cascada, mostrando que el primero recupera antes la inversión, aunque el segundo presenta mejores indicadores de ciclo de vida.

Desde el punto de vista medioambiental, el ciclo simple evita unas 10.712 tCO₂/año, mientras que el ciclo en cascada alcanza 9.430 tCO₂/año. Sin embargo, al incorporar los costes asociados, el LCOC resulta más favorable en el ciclo en cascada (-139,9 €/tCO₂) que en el simple (-125,6 €/tCO₂). En ambos casos, la recuperación de calor evita el rechazo en torre de refrigeración, con un ahorro estimado de 75.600 t/año de agua.

Finalmente, el estudio de sensibilidad muestra que, para temperaturas bajas de la corriente residual, el ciclo en cascada ofrece mejores resultados en COP, LCOE y LCOC, mientras que a temperaturas superiores a 115–120 °C las curvas de ambos esquemas convergen y el ciclo simple se vuelve más competitivo, confirmando que la elección de la configuración depende en gran medida de la calidad térmica de la fuente residual.

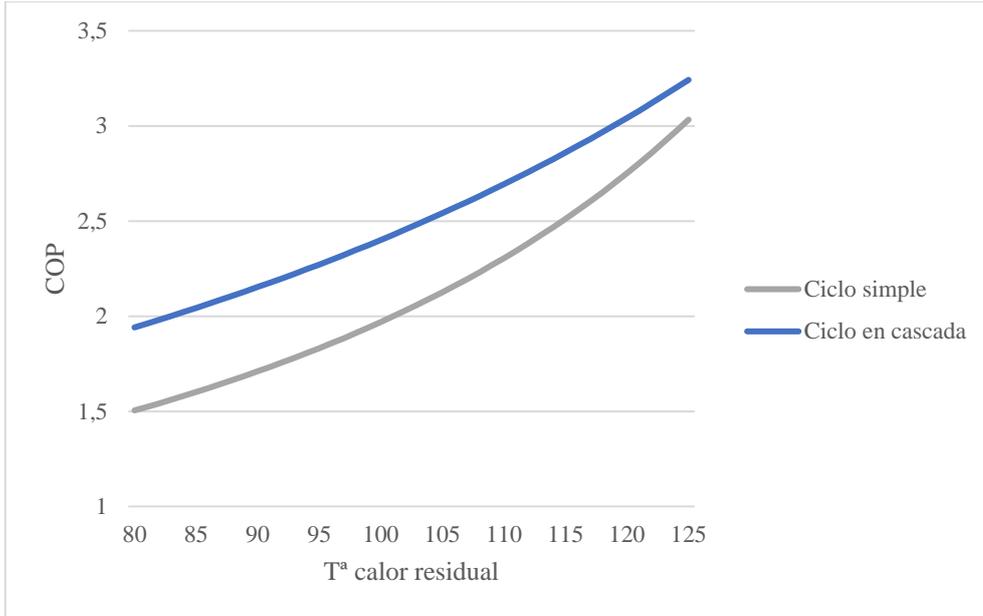


Figura 6: Sensibilidad COP vs. calor residual

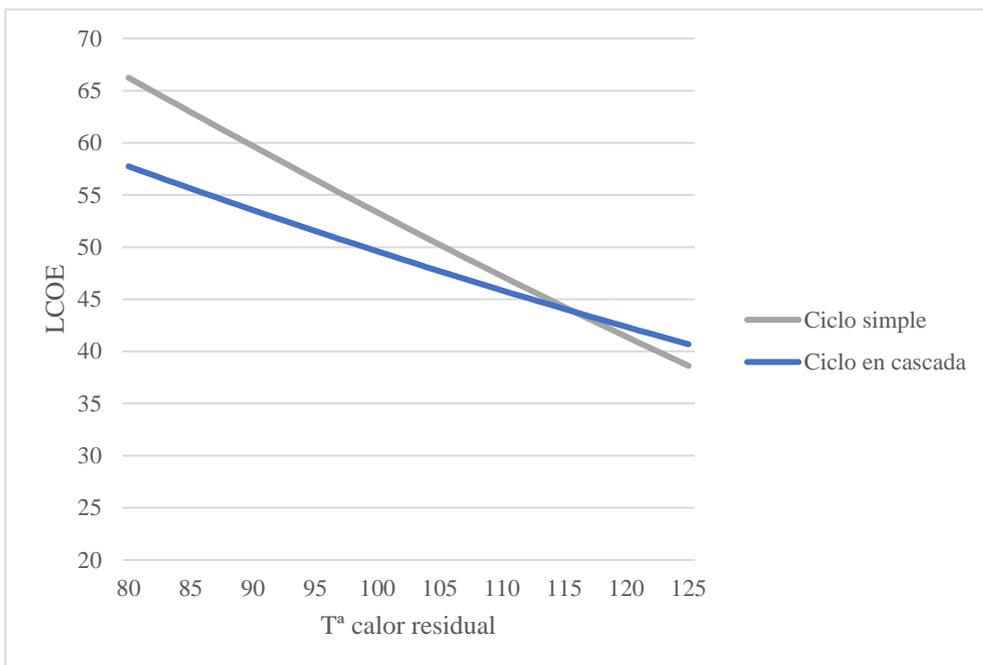


Figura 7: Sensibilidad LCOE vs. calor residual

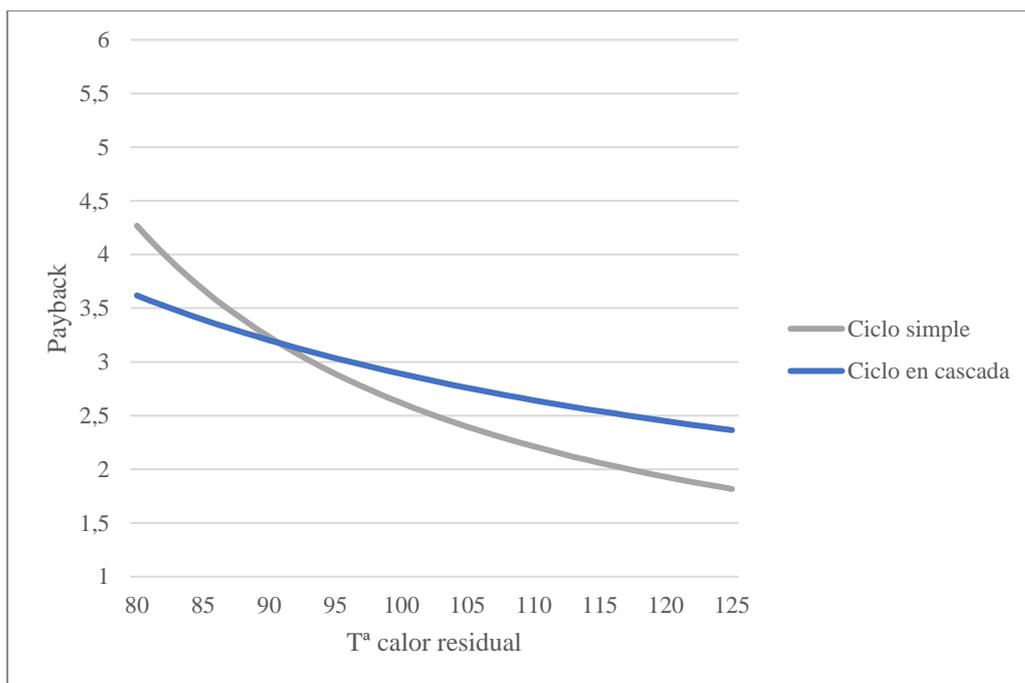


Figura 8: Sensibilidad Payback vs. calor residual

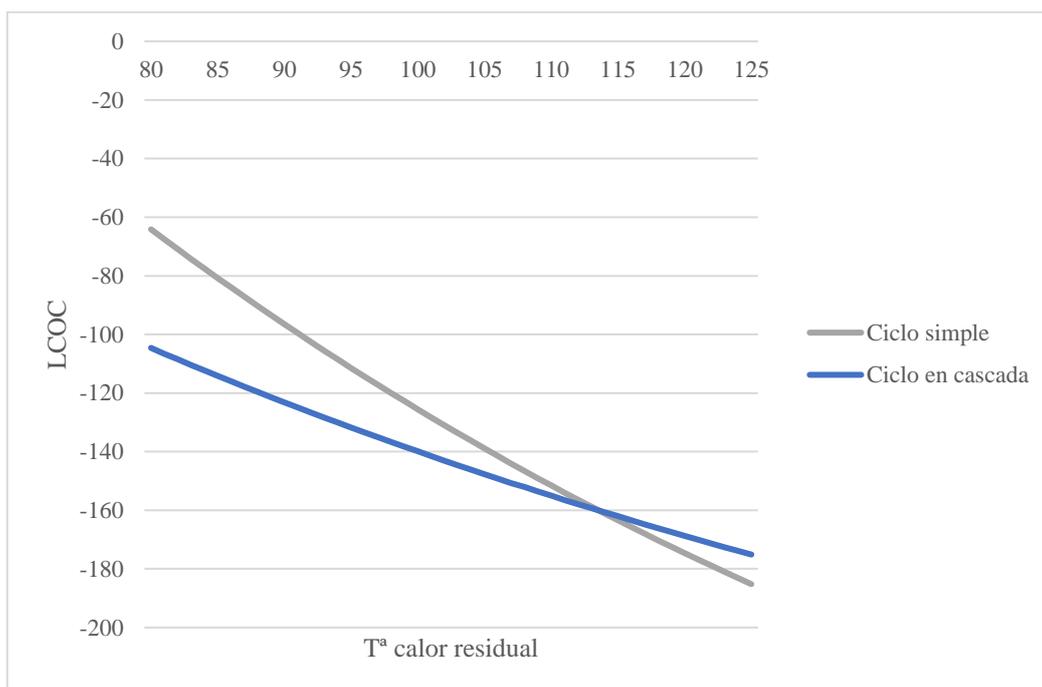


Figura 9: Sensibilidad LCOC vs. calor residual

5. Conclusiones

Tras el análisis de las bombas de calor de alta temperatura aplicadas a una refinería, se ha comprobado que tanto el ciclo simple como el ciclo en cascada son viables para valorizar corrientes residuales de 100–70 °C elevándolas hasta 150 °C. El ciclo simple destaca por su menor inversión inicial (4,8 M€) y un payback más corto (2,62 años), mientras que el ciclo en cascada presenta mayor eficiencia (COP 2,40), un LCOE más

competitivo (49,6 €/MWh) y un LCOC más favorable (-139,9 €/tCO₂), confirmando su ventaja en escenarios de precios eléctricos altos o lifts más exigentes. Ambos esquemas contribuyen significativamente a la reducción de emisiones de CO₂ (≈10.000 t/año) y al ahorro de agua de refrigeración (75.600 t/año), consolidando el papel de la bomba de calor como herramienta de descarbonización industrial.

Entre los trabajos futuros, se propone realizar un análisis de escenarios energéticos que evalúe la influencia de la relación entre los precios de la electricidad y el gas en la rentabilidad de la tecnología, considerando la volatilidad actual de los mercados. Además, resulta necesario ampliar la perspectiva hacia el plano sectorial y regulatorio, integrando el efecto del precio del CO₂ en el EU ETS y el papel de las políticas de apoyo a la electrificación. Finalmente, es imprescindible avanzar en la validación experimental a escala industrial, que permitirá contrastar los resultados del modelado y facilitar su transferencia al sector del refino.

6. Referencias

- [1] Ritchie H., Rosado P., Roser M. (2023). CO₂ and Greenhouse Gas Emissions <https://ourworldindata.org/grapher/total-ghg-emissions>
- [2] De Boer, R., Marina, A., Zuhlsdorf, B., Arpagaus, C., Bantle, M., Wilk, V., Elmegaard, B., Corberan, J., & Benson, J. (2020). Strengthening industrial heat pump innovation: Decarbonizing industrial heat.
- [3] Gailani, A., Cooper, S., Allen, S., Pimm, A., Taylor, P., & Gross, R. (2024). Assessing the potential of decarbonization options for industrial sectors. *Joule*, 8(3), 576-603. <https://doi.org/10.1016/j.joule.2024.01.007>
- [4] Adamson, K.-M., Walmsley, T. G., Carson, J. K., Chen, Q., Schlosser, F., Kong, L., & Cleland, D. J. (2022). *High-temperature and transcritical heat pump cycles and advancements: A review*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 167, 112798. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112798>
- [5] CONCAWE. (2012). *EU refinery energy systems and efficiency* (Report No. 3/12). Brussels: CONCAWE. Retrieved from <https://www.concawe.eu>
- [6] Gangar, N., Macchietto, S., & Markides, C. N. (2020). Recovery and Utilization of Low-Grade Waste Heat in the Oil-Refining Industry Using Heat Engines and Heat Pumps: An International Technoeconomic Comparison. *Energies*, 13(10), 2560. <https://doi.org/10.3390/en13102560>

DESIGN AND OPTIMIZATION OF HIGH-TEMPERATURE HEAT PUMPS FOR WASTE HEAT STREAMS

Author: de Ojeda Olloqui, Alfredo

Director: Menéndez Fernández, Javier

Co-Director: de la Rocha Camba, Eduardo

Collaborating entity: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

SUMMARY OF THE PROJECT

This project analyzes the feasibility of high-temperature heat pumps for the recovery of waste heat in a refinery, comparing a single-stage cycle and a cascade cycle with conventional natural gas-based generation. The study includes thermodynamic, economic, and environmental modeling, incorporating key performance indicators such as COP, LCOE, LCOC, and payback.

The results show that the single-stage cycle requires a lower investment and offers a shorter payback period, while the cascade cycle achieves higher efficiency and lower life-cycle costs. Both configurations significantly reduce CO₂ emissions and cooling water consumption, confirming the potential of this technology for industrial decarbonization.

Keywords: Heat pump, waste heat, refinery, decarbonization

1. Introduction

Climate change and the need to reduce greenhouse gas emissions pose an urgent challenge for industry, which is responsible for around 20% of emissions in Europe [1] and remains heavily dependent on fossil fuels for process heat generation. The sector's energy demand is largely thermal, supplied mainly by boilers and furnaces, which highlights the importance of seeking sustainable alternatives [2]. Among the different decarbonization technologies (biomass, solar thermal, hydrogen, electrification, carbon capture and utilization), high-temperature heat pumps (HTHP) stand out for their ability to recover waste heat, operate with renewable electricity, and deliver useful heat above 100 °C with high efficiency.

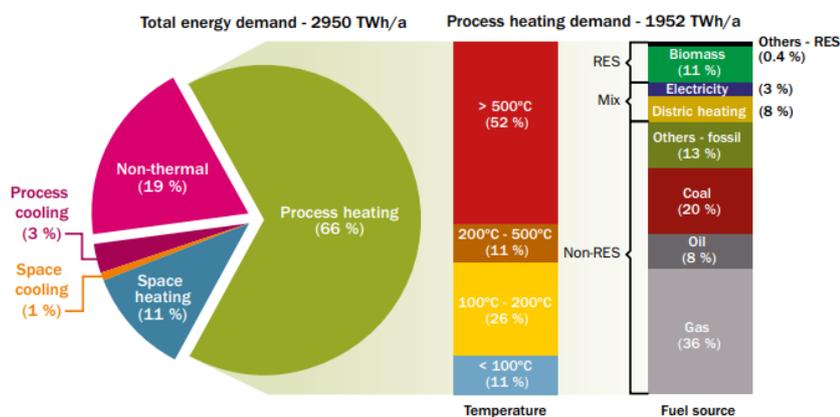


Figure 1: Thermal demand distribution in industry [2]

The recovery of waste heat in industries such as refining represents a significant potential for energy and environmental improvement, reducing both natural gas consumption and

the need for cooling water, a critical aspect in scenarios of water stress. However, its implementation still faces technical, economic, and regulatory barriers that require detailed analysis. In this context, the present project aims to design and evaluate high-temperature heat pump configurations applied to a refinery, with the goal of improving energy efficiency and reducing CO₂ emissions.

2. State of art

Process heat represents the majority of industrial energy demand and is covered mainly by fossil fuels, making the sector one of the largest emitters of greenhouse gases. To advance towards decarbonization, it is necessary to implement energy efficiency measures and progressively replace conventional sources with renewable and low-impact technologies. Among the waste heat recovery options are heat exchangers and regenerators, absorption cycles, or ORC systems, although they present limitations in efficiency, cost, or applicability at high temperatures [3].

Industrial heat pumps emerge as a competitive alternative, as they make it possible to raise the temperature of waste heat streams and reuse them in industrial processes, simultaneously reducing fuel consumption and CO₂ emissions. In particular, high-temperature heat pumps can reach condensation levels above 100 °C, making them suitable for applications in sectors such as chemicals, paper, food, and refining. Their performance depends largely on the temperature lift, with the single-stage cycle being the most compact configuration and the cascade cycle offering better performance at higher lifts.

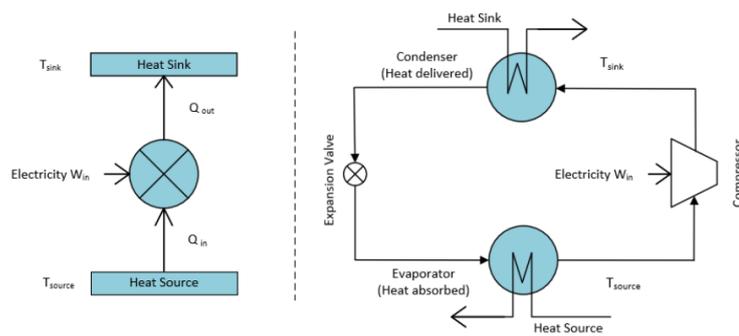


Figure 2: Working scheme of a compression heat pump [2]

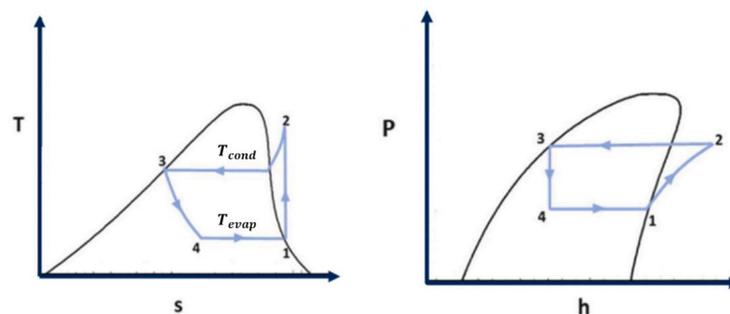


Figure 3: T-s and p-h diagrams of a compression heat pump [4]

The selection of the refrigerant is another key aspect, conditioned by thermodynamic properties, safety, and global warming potential. Natural refrigerants such as ammonia, CO₂, or hydrocarbons stand out for their low GWP, although they present limitations in

terms of flammability or operating pressure, while HFOs and HCFOs emerge as intermediate alternatives due to their low environmental impact and greater safety in use.

In the specific case of refineries, there is significant recovery potential associated with medium-temperature waste streams. Key separation and condensation processes generate residual flows that, despite their low thermal quality, can be converted into useful energy if the appropriate technology is applied. This recovery not only reduces the specific consumption of fossil fuels, but also helps to decrease CO₂ emissions, advance the decarbonization of the refining sector, reduce freshwater consumption for cooling, and meet European targets for industrial energy efficiency [5].

The applications of recovered heat in a refinery are multiple and can be integrated at different levels of the thermal utility system. Its use as a substitute for conventionally generated steam not only reduces fossil fuel consumption but also contributes to a cleaner and more efficient operation, aligned with the decarbonization goals of the European energy sector [6].

The review of recent projects confirms the growing industrial interest in high-temperature heat pumps, positioning them as one of the most promising technologies for the energy transition in industry.

3. Methodology

The boundary conditions are defined from a representative waste heat stream, with which two modeling scenarios are constructed: a single-stage vapor compression cycle and a cascade cycle. For each configuration, the evaporation and condensation conditions are established, the appropriate refrigerants are selected, and the thermodynamic balances are solved using Engineering Equation Solver (EES), allowing the determination of the exchanged powers, the electrical consumption, and the COP.

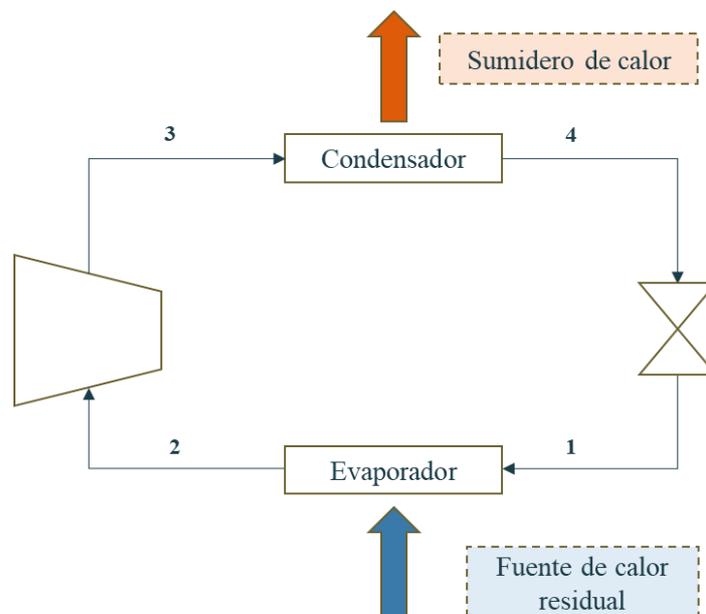


Figure 4: Single-stage cycle diagram

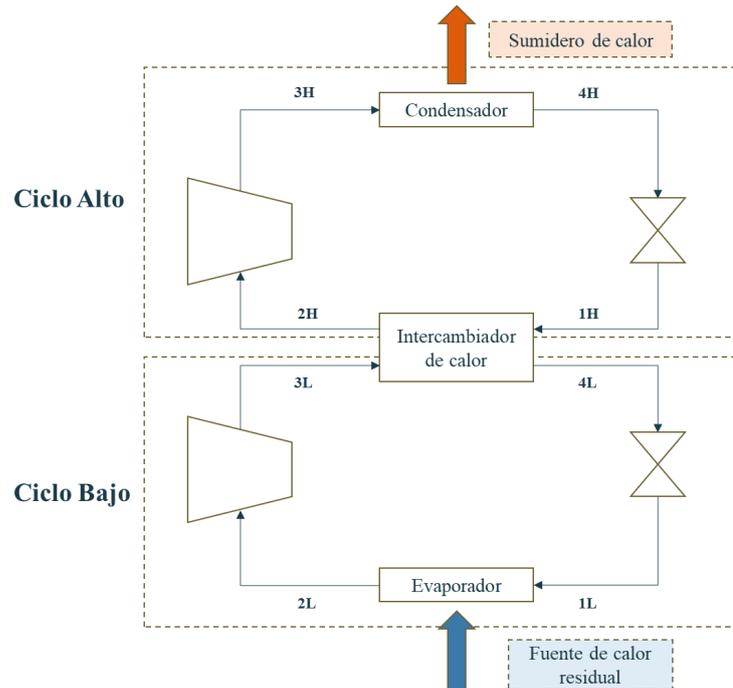


Figure 5: Cascade cycle diagram

On this basis, an economic model is developed that includes both investment and operating costs, taking into account the price of electricity, maintenance costs, and the impact of CO₂ costs. With these data, life-cycle indicators are calculated, such as the total cost (LCC), the levelized cost of energy (LCOE), and the payback period, which are compared with those of a natural gas boiler used as a reference.

Finally, the methodology incorporates an environmental analysis in which the avoided emissions are quantified, distinguishing between Scope 1 emissions, associated with the displaced natural gas, and Scope 2 emissions, derived from the electricity consumption of the heat pump. The difference between the two constitutes the net emission savings, which, together with the savings in cooling water, is used to calculate the carbon abatement cost (LCOC). In addition, a sensitivity study is carried out by varying the temperature of the waste heat stream while maintaining a constant temperature lift, in order to analyze how the COP and the economic and environmental indicators evolve and to identify under which conditions it is more advantageous to opt for the single-stage cycle or the cascade cycle.

4. Results

Following the application of the methodology, it was determined that the single-stage cycle achieves a thermal output of 6.4 MW with an electrical consumption of 3.25 MW, resulting in a COP of 1.97. The cascade cycle, meanwhile, delivers 5.40 MW with an electrical consumption of 2.25 MW, reaching a higher COP of 2.40. This confirms that the single-stage cycle provides a greater thermal capacity, while the cascade cycle makes better use of electrical energy thanks to the division of the temperature lift into two stages.

From an economic perspective, a CAPEX of €4.8 million was calculated for the single-stage cycle and €5.4 million for the cascade cycle. Annual OPEX is higher in the single-stage case (€2.24 million/year) compared with the cascade (€1.59 million/year), which is reflected in an LCC of €26.8 million and an LCOE of €53.3/MWh for the former, versus €21.0 million and €49.6/MWh for the latter. The payback period is 2.62 years for the single-stage cycle and 2.89 years for the cascade, showing that the former recovers the investment more quickly, although the latter presents better life-cycle indicators.

From an environmental standpoint, the single-stage cycle avoids approximately 10,712 tCO₂/year, while the cascade cycle achieves 9,430 tCO₂/year. However, when associated costs are included, the LCOC is more favorable in the cascade cycle (−139.9 €/tCO₂) than in the single-stage cycle (−125.6 €/tCO₂). In both cases, heat recovery avoids rejection in cooling towers, with an estimated saving of 75,600 t/year of water.

Finally, the sensitivity study shows that, at lower temperatures of the waste heat stream, the cascade cycle offers better results in COP, LCOE, and LCOC, while at temperatures above 115–120 °C the curves of both schemes converge and the single-stage cycle becomes more competitive, confirming that the choice of configuration depends largely on the thermal quality of the waste heat source.

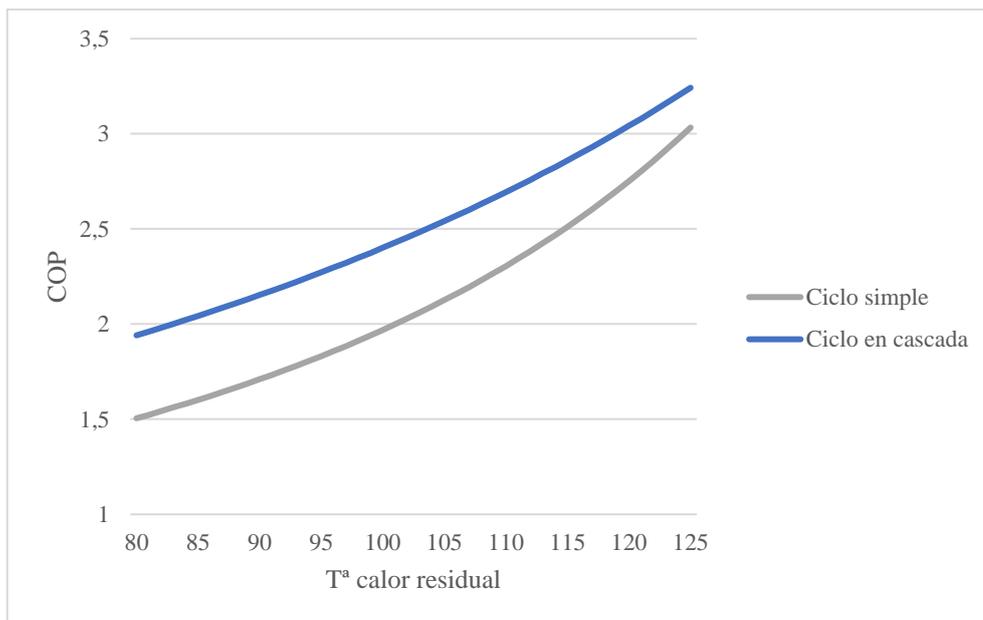


Figure 6: Sensibility analysis COP vs. waste heat T

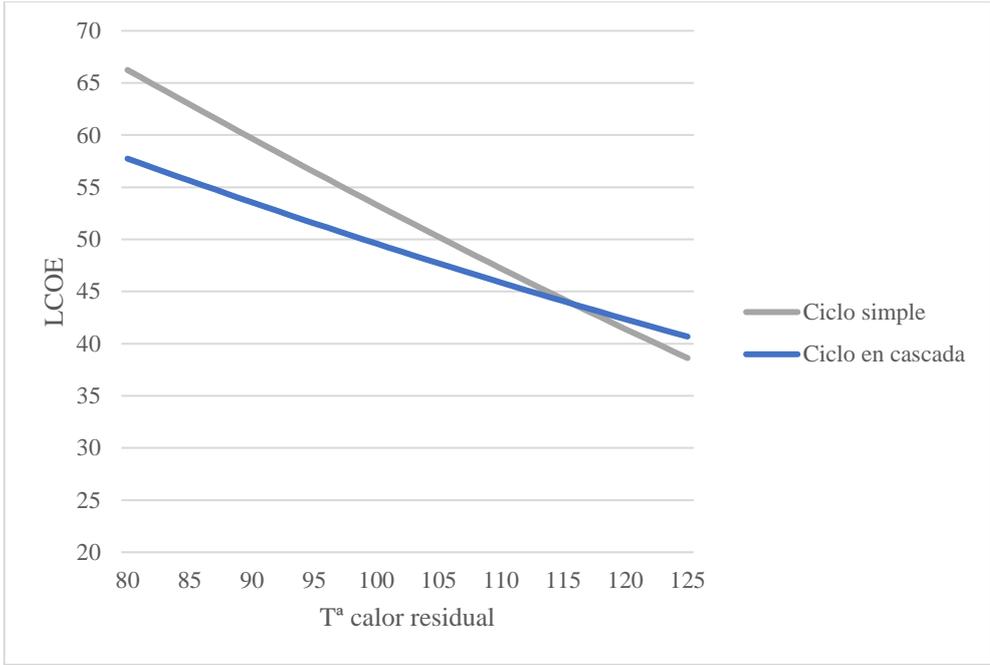


Figure 7: Sensibility analysis LCOE vs. waste heat T

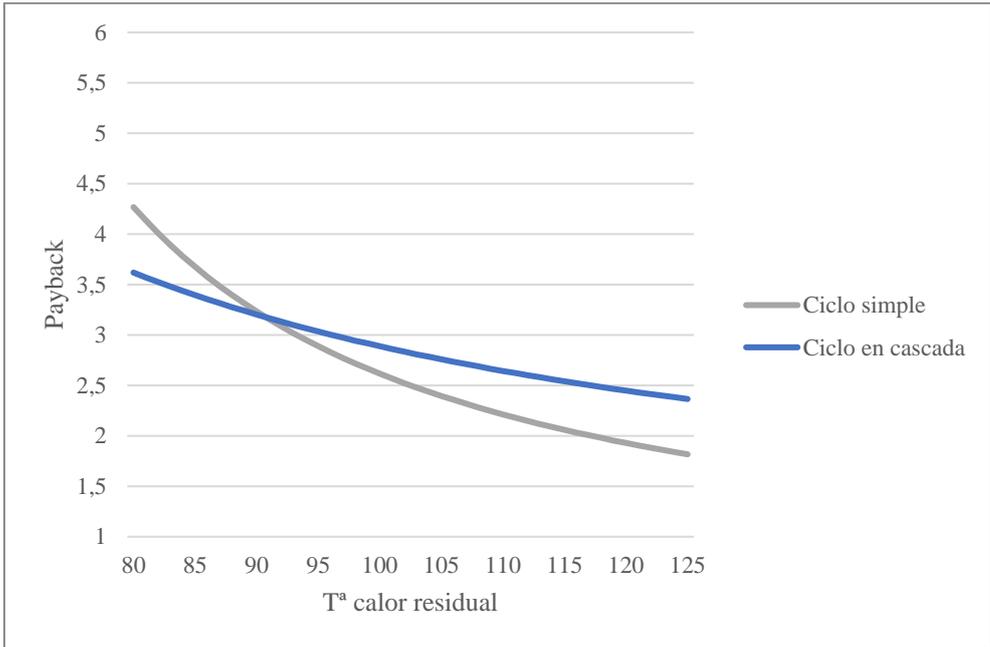


Figure 8: Sensibility analysis Payback vs. waste heat T

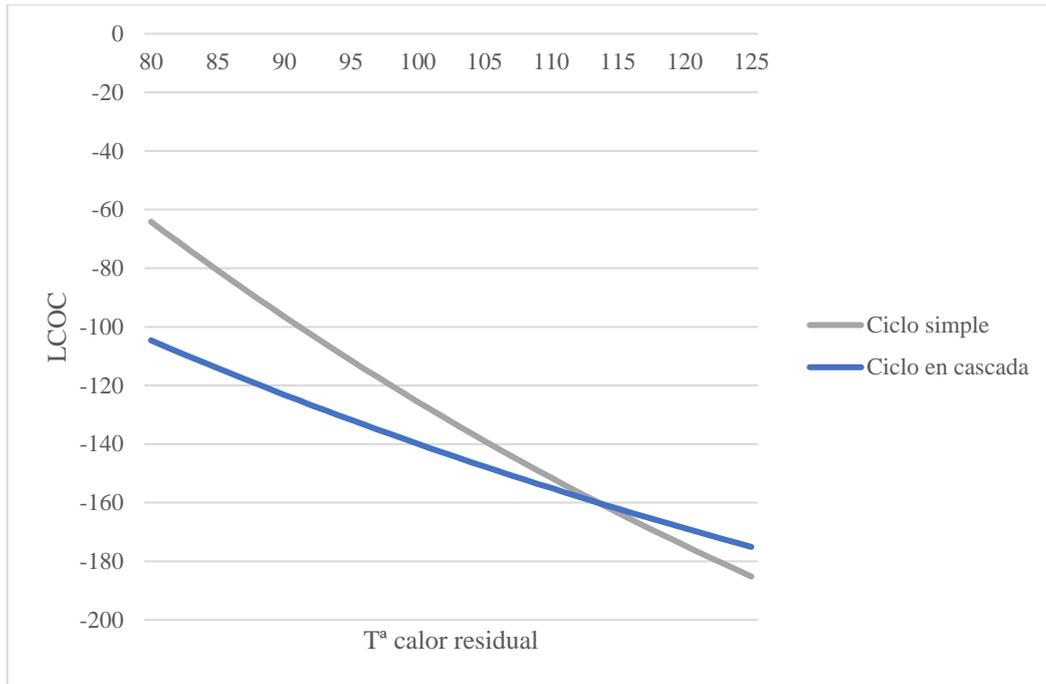


Figure 9: Sensibility analysis LCOC vs. waste heat T

5. Conclusions and future Works

After analyzing high-temperature heat pumps applied to a refinery, it has been confirmed that both the single-stage and cascade cycles are viable options for upgrading waste heat streams from 100–70 °C up to 150 °C. The single-stage cycle stands out for its lower initial investment (€4.8 million) and shorter payback period (2.62 years), while the cascade cycle offers higher efficiency (COP 2.40), a more competitive LCOE (€49.6/MWh), and a more favorable LCOC (–€139.9/tCO₂), confirming its advantage in scenarios with high electricity prices or more demanding temperature lifts. Both configurations contribute significantly to the reduction of CO₂ emissions (≈10,000 t/year) and cooling water consumption (75,600 t/year), consolidating the role of heat pumps as a key tool for industrial decarbonization.

For future work, it is proposed to carry out an energy scenario analysis to evaluate the influence of the electricity-to-gas price ratio on the profitability of the technology, considering the current volatility of energy markets. In addition, it is necessary to broaden the perspective towards the sectoral and regulatory framework, integrating the impact of the CO₂ price in the EU ETS and the role of policies supporting electrification. Finally, it is essential to advance in experimental validation at industrial scale, which will make it possible to verify the modeling results and facilitate their transfer to the refining sector.

6. References

- [1] Ritchie H., Rosado P., Roser M. (2023). CO₂ and Greenhouse Gas Emissions <https://ourworldindata.org/grapher/total-ghg-emissions>
- [2] De Boer, R., Marina, A., Zuhlsdorf, B., Arpagaus, C., Bantle, M., Wilk, V., Elmegaard, B., Corberan, J., & Benson, J. (2020). Strengthening industrial heat pump innovation: Decarbonizing industrial heat.
- [3] Gailani, A., Cooper, S., Allen, S., Pimm, A., Taylor, P., & Gross, R. (2024). Assessing the potential of decarbonization options for industrial sectors. *Joule*, 8(3), 576-603. <https://doi.org/10.1016/j.joule.2024.01.007>
- [4] Adamson, K.-M., Walmsley, T. G., Carson, J. K., Chen, Q., Schlosser, F., Kong, L., & Cleland, D. J. (2022). *High-temperature and transcritical heat pump cycles and advancements: A review*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 167, 112798. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112798>
- [5] CONCAWE. (2012). *EU refinery energy systems and efficiency* (Report No. 3/12). Brussels: CONCAWE. Retrieved from <https://www.concawe.eu>
- [6] Gangar, N., Macchietto, S., & Markides, C. N. (2020). Recovery and Utilization of Low-Grade Waste Heat in the Oil-Refining Industry Using Heat Engines and Heat Pumps: An International Technoeconomic Comparison. *Energies*, 13(10), 2560. <https://doi.org/10.3390/en13102560>

Índice de la memoria

Capítulo 1. Introducción	5
1.1 Contexto del proyecto	5
1.2 Definición y motivación del proyecto	9
Capítulo 2. Estado de la Cuestión	12
2.1 Tecnologías de recuperación de calor	12
2.2 Introducción a las bombas de calor de compresión	17
2.2.1 Funcionamiento de las bombas de calor	17
2.2.2 Fluidos refrigerantes para bombas de calor	19
2.2.3 Eficiencia y configuraciones de bombas de calor	21
2.3 Recuperación de calor en refinerías	24
2.3.1 Análisis de funcionamiento termodinámico de refinerías	24
2.3.2 Estudio de posibilidades de recuperación de calor	28
2.4 Aplicaciones del calor recuperado	31
2.4.1 Generación de vapor	31
2.4.2 Redes de district heating	32
2.5 Proyectos actuales en la industria	34
Capítulo 3. Metodología	36
3.1 Descripción de los ciclos	36
3.1.1 Ciclo simple	36
3.1.2 Ciclo en cascada	38
3.2 Análisis y selección de refrigerantes	40
3.3 Ecuaciones para la resolución del modelo	45
3.3.1 Análisis termodinámico	45
3.3.2 Análisis económico y medioambiental	47
3.4 Parámetros iniciales	51
3.4.1 Parámetros termodinámicos	51
3.4.2 Parámetros económicos y medioambientales	52
3.5 Consideraciones supuestas en el diseño	53
Capítulo 4. Análisis de Resultados	55

4.1.1 Resultados del ciclo simple	55
4.1.2 Resultados del ciclo en cascada	57
4.1.3 Análisis comparativo entre ambas configuraciones.....	59
Capítulo 5. Conclusiones y Trabajos Futuros.....	65
5.1 Conclusiones	65
5.2 Trabajos futuros.....	67
Capítulo 6. Bibliografía.....	69
ANEXO I. Código EES para la resolución de los ciclos.....	74
ANEXO II. Alineación con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)	88

Índice de figuras

Figura 1.1: Evolución de las emisiones de gases de efecto invernadero (1935-2023) [1] ...	5
Figura 1.2: Distribución de la demanda energética en la industria [2].....	6
Figura 2.1: Esquema de intercambiador de calor simple	13
Figura 2.2: Esquema de bomba de calor de absorción [23].....	13
Figura 2.3: Esquema de ORC con y sin recuperador [24].....	14
Figura 2.4: Esquema de sistema TES con generación renovable [25]	15
Figura 2.5: Esquema de ciclo MVR [6].....	16
Figura 2.6: Funcionamiento de una bomba de calor de compresión [5]	18
Figura 2.7: Diagramas T-s y p-h de bomba de calor de compresión [22]	18
Figura 2.8: Tipos de fluidos refrigerantes para bombas de calor de alta temperatura [6] ...	20
Figura 2.9: Rangos de aplicación de los fluidos refrigerantes para bombas de calor de alta temperatura [6]	20
Figura 2.10: Relación entre COP y salto de temperatura en la bomba [7]	22
Figura 2.11: Ejemplo de ciclo de una etapa con IHX [6]	22
Figura 2.12: Ejemplo de ciclo en cascada [6].....	23
Figura 2.13: Procesos de una refinería [27].....	27
Figura 3.1: Esquema del ciclo simple.....	38
Figura 3.2: Esquema del ciclo en cascada	40
Figura 3.3: Comparación del rendimiento de fluidos refrigerantes para ciclo simple	44
Figura 3.4: Comparación del rendimiento de fluidos refrigerantes para ciclo en cascada ..	45
Figura 4.1: Sensibilidad COP vs. T ^a calor residual	61
Figura 4.2: Sensibilidad LCOE vs. T ^a calor residual.....	62
Figura 4.3: Sensibilidad Payback vs. T ^a calor residual.....	63
Figura 4.4: Sensibilidad LCOC vs. T ^a calor residual	64

Índice de tablas

Tabla 1: Características de fluidos refrigerantes para ciclo simple	43
Tabla 2: Características de fluidos refrigerantes para ciclo en cascada	44
Tabla 3: Parámetros termodinámicos iniciales	52
Tabla 4: Parámetros económicos y medioambientales iniciales	53
Tabla 5: Resultados de los puntos del ciclo simple	55
Tabla 6: Potencias del ciclo simple	56
Tabla 7: Resultados económicos ciclo simple	56
Tabla 8: Resultados medioambientales ciclo simple	57
Tabla 9: Resultados de los puntos del ciclo en cascada	57
Tabla 10: Potencias del ciclo en cascada	58
Tabla 11: Resultados económicos ciclo en cascada	59
Tabla 12: Resultados medioambientales ciclo en cascada	59

Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

1.1 CONTEXTO DEL PROYECTO

El cambio climático es uno de los mayores desafíos a los que se enfrenta la sociedad actual, y ha sido impulsado, en gran medida, por las emisiones de gases de efecto invernadero derivadas de la actividad industrial. El aumento de las emisiones de este tipo de gases a lo largo de los últimos años se puede observar en la Figura 1:

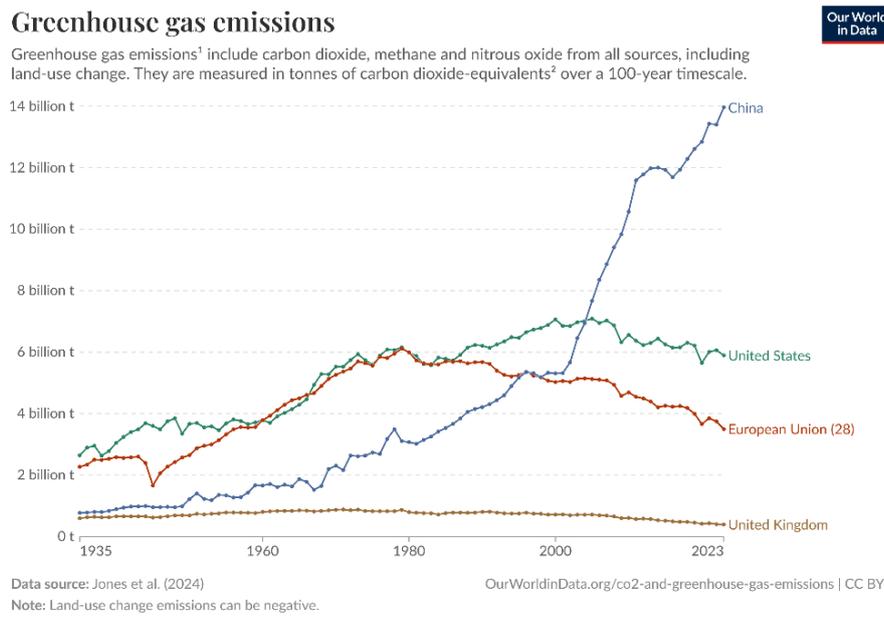


Figura 1.1: Evolución de las emisiones de gases de efecto invernadero (1935-2023) [1]

Los procesos industriales son actualmente responsables del 20% de las emisiones totales de gases de efecto invernadero en Europa [2], lo que los convierte en una de las principales causas de este aumento. Es por eso, que se hace necesario el desarrollo de nuevas tecnologías para reducir estas emisiones y mantenerse dentro del escenario de 1,5 °C del Acuerdo de París sobre el Clima de 2015 [2].

Por otro lado, es importante analizar la demanda de energía en la industria, y cómo se está cubriendo actualmente. En la Figura 1.2 se ve cómo la demanda de energía térmica es de alrededor de un 81% de la demanda energética total de la industria, ya que, el calor es necesario para una amplia gama de aplicaciones industriales, como calentar fluidos, generar vapor, llevar a cabo reacciones químicas, secar materiales, fundir metales o calentar instalaciones. Se observa también que esta demanda se cubre en su mayoría con combustibles fósiles, mientras que, la parte de la demanda cubierta con electricidad es únicamente de un 3%.

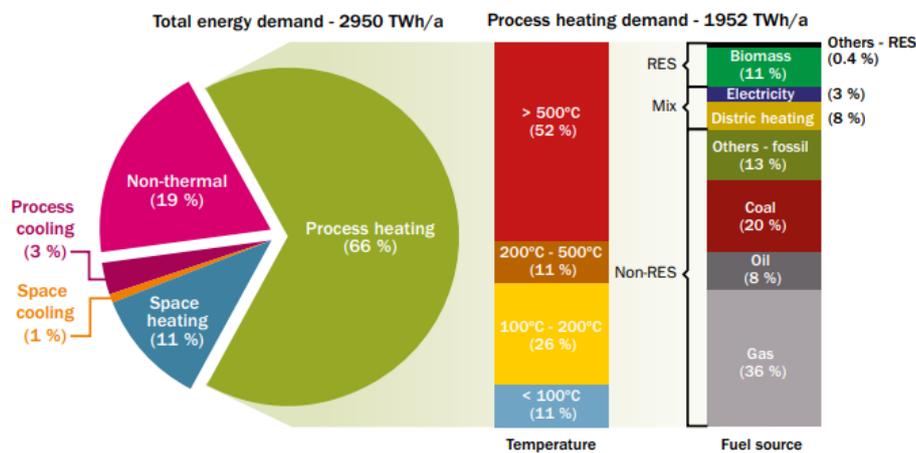


Figura 1.2: Distribución de la demanda energética en la industria [2]

En la industria, la producción de calor de proceso no depende únicamente del combustible empleado, sino de las tecnologías de conversión que lo transforman en energía térmica útil. El calor principalmente se produce mediante calderas de combustión (gas natural, carbón o biomasa), que producen vapor y agua caliente para una amplia variedad de aplicaciones. Además, se utilizan los hornos industriales, empleados cuando se requieren temperaturas elevadas y que representan una de las tecnologías térmicas más intensivas en energía. También destacan los sistemas de cogeneración (CHP) basados en turbinas de gas, turbinas de vapor o motores alternativos, que permiten generar simultáneamente electricidad y calor útil con rendimientos globales que superan ampliamente los de la generación convencional [8]. Finalmente, son habituales las calderas de recuperación de calor (HRSG) acopladas a

turbinas y otros sistemas de aprovechamiento de calor residual, que incrementan la eficiencia energética global de las instalaciones [9].

Ante esta situación, surge un doble reto: sustituir los combustibles fósiles y evolucionar las tecnologías de generación de calor. Por tanto, se hace cada vez más necesario que la industria busque fuentes de calor renovables y más eficientes desde el punto de vista energético, siendo una parte fundamental para avanzar en la lucha contra el cambio climático. Una de las rutas tecnológicas es la electrificación, que permite un uso más eficiente de la energía a la vez que posibilita la implantación de tecnologías de control y supervisión más avanzadas, lo que implica una gestión más precisa y eficiente de los procesos industriales.

La electrificación del calor industrial ofrece ventajas claras frente a la generación convencional mediante combustibles fósiles. Además, al estar impulsados por electricidad, estos sistemas facilitan la integración de energías renovables en el suministro de calor, contribuyendo a la descarbonización de los procesos industriales. Otro aspecto relevante es la posibilidad de acoplar digitalización y control avanzado, lo que mejora la flexibilidad operativa y la gestión de la energía frente a calderas y hornos convencionales [12].

Sin embargo, la electrificación también presenta importantes barreras que dificultan su adopción. Entre ellos destacan los altos costes de inversión y operación, en especial en países donde la electricidad es mucho más cara que el gas, lo que alarga los periodos de retorno [2]. Asimismo, su despliegue masivo requiere un refuerzo de las redes eléctricas y la instalación de nueva infraestructura capaz de absorber picos de demanda industrial. También existen limitaciones técnicas: aunque las bombas de calor industriales ya cubren con eficiencia procesos de baja y media temperatura (<200 °C), todavía se están desarrollando tecnologías maduras para aplicaciones de alta temperatura en el rango de 200–400 °C [6].

Por tanto, y teniendo en cuenta la variedad de temperaturas necesarias para los distintos procesos industriales, en los últimos años se han planteado variedad de fuentes de energía renovables y tecnologías para la descarbonización del calor en la industria [20]. Algunas de las principales son las siguientes:

- **$T^a > 500^{\circ}\text{C}$** : Para este rango se plantean alternativas como la combustión de biometano y de hidrógeno verde, que permiten sustituir progresivamente el gas natural, así como los hornos eléctricos, que eliminan la combustión directa y facilitan la integración con electricidad renovable [3].
- **$100^{\circ}\text{C} < T^a < 500^{\circ}\text{C}$** : En este rango se concentran la mayoría de los procesos típicos de la industria química, papelera o alimentaria. Entre las alternativas de descarbonización destacan la biomasa, considerada neutra en carbono cuando proviene de fuentes sostenibles; las calderas eléctricas, que convierten electricidad renovable en calor con alta eficiencia y sin emisiones directas; el almacenamiento térmico, que permite ajustar oferta y demanda de calor; o las bombas de calor de alta temperatura, tecnología analizada en la presente tesis.

Otra tecnología destacable en este rango intermedio de temperaturas es la solar térmica capaz de aportar calor mediante colectores planos o de tubos de vacío para temperaturas bajas ($<150^{\circ}\text{C}$), y mediante colectores de concentración (parabólicos, Fresnel, heliostatos) para medias temperaturas de hasta 400°C . Esta tecnología puede integrarse en generación de vapor, secado y procesos químicos, especialmente cuando se combina con almacenamiento térmico [21]. Sin embargo, requiere de altas superficies de implantación cuando las demandas de calor son elevadas, como es el caso de las refinerías.

- **$T^a < 100^{\circ}\text{C}$** : En estas aplicaciones de baja temperatura destacan la aerotermia y las bombas de calor, que permiten extraer calor del aire o de corrientes residuales y elevarlo a un nivel útil con alta eficiencia [3].

Junto a estas soluciones, se está impulsando también la captura, utilización y almacenamiento de carbono (CCUS), una tecnología que permite mitigar las emisiones de CO_2 en procesos industriales, sobre todo en aquellos difíciles de electrificar o con altas necesidades térmicas. El CO_2 capturado puede ser posteriormente almacenado en formaciones geológicas o utilizado como materia prima en combustibles sintéticos, plásticos o materiales de construcción, configurándose como una tecnología complementaria a las energías renovables y a la electrificación para alcanzar la neutralidad climática [26].

En este contexto, la adopción de tecnologías como las bombas de calor de alta temperatura (HTHP) surge como una solución clave para reducir la dependencia de los combustibles fósiles y avanzar hacia los objetivos de descarbonización [5]. Las HTHP son sistemas diseñados para captar energía térmica del aire, agua o tierra y transferirla a un nivel térmico superior, alcanzando temperaturas que pueden superar los 100°C. Esto las convierte en una alternativa viable y eficiente a las calderas tradicionales, las cuales suelen consumir gas, gasóleo o carbón. Además, su capacidad para operar con fuentes de energía renovable y aprovechar calor residual las convierte en una gran oportunidad para la sostenibilidad industrial frente a otras alternativas, ya que no solo permite descarbonizar, sino que también reduce el consumo de energía.

La recuperación del calor residual en la industria es clave para mejorar la eficiencia energética de los procesos y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Muchos procesos industriales, como el refino, generan una gran cantidad de calor que se podría aprovechar con bombas de calor y que, si no, se disiparía al ambiente con sistemas de refrigeración convencionales. Revalorizar este calor con tecnologías como las bombas de calor permite cerrar el ciclo térmico y usar menos energía adicional para generar calor de nuevo. A igualdad de condiciones, se necesita una menor cantidad de energía eléctrica que, por ejemplo, gas natural para quemar en una caldera de vapor. Es decir, se produce, por un lado, una mejora de la eficiencia energética al aprovechar la potencia térmica del calor residual y, por otro, el abatimiento de emisiones de gases de efecto invernadero. Sobre todo, si la electricidad empleada es de origen renovable. Además, en industrias como la química o la del refino, el potencial de aprovechamiento del calor residual es alto, de alrededor del 11% [4].

1.2 DEFINICIÓN Y MOTIVACIÓN DEL PROYECTO

El cambio climático y la transición hacia una economía baja en carbono han impulsado la necesidad de reducir drásticamente las emisiones de gases de efecto invernadero en todos los sectores industriales. Actualmente, el sector industrial representa una fracción significativa de las emisiones totales, debido a su alta demanda de energía térmica. La

descarbonización de este sector es un desafío clave para cumplir con los objetivos del Acuerdo de París y limitar el calentamiento global a 1.5 °C.

Dentro de este contexto, las bombas de calor industriales han emergido como una tecnología prometedora para la electrificación del calor de proceso, pudiendo aprovechar electricidad renovable para generar calor de manera eficiente y sostenible. En particular, el diseño y optimización de bombas de calor de alta temperatura para corrientes residuales de calor en refinerías representa una solución clave para reducir el consumo de combustibles fósiles y las emisiones de CO₂ asociadas a estos procesos. Además, recuperar y revalorizar calor residual permite reducir el consumo de agua fresca para refrigeración, lo que cobra especial relevancia en regiones con previsiones de alto riesgo de estrés hídrico para las próximas décadas. Sin embargo, su implementación enfrenta desafíos técnicos, económicos y regulatorios que requieren un análisis detallado y estrategias de optimización específicas.

Este proyecto tiene como principal objetivo diseñar y optimizar bombas de calor de alta temperatura para la recuperación de calor residual en refinerías, con el fin de mejorar la eficiencia energética y reducir la huella de carbono del sector. Para ello, se plantean los siguientes objetivos específicos:

1. Analizar el estado del arte tecnológico: Revisar las tecnologías disponibles, proyectos en marcha y casos de éxito en la implementación de bombas de calor en la industria del refino.
2. Diseñar y optimizar configuraciones de bombas de calor de alta temperatura: Evaluar diferentes tecnologías, configuraciones y fluidos de trabajo para maximizar la eficiencia (COP) y la capacidad de refrigeración de las corrientes identificadas.
3. Determinar los requerimientos eléctricos y operacionales: Evaluar el impacto del suministro eléctrico, la integración con fuentes renovables y las condiciones de operación para mejorar la viabilidad de la tecnología.

4. Estudiar aplicaciones para el calor recuperado: Identificar posibles usos del calor recuperado dentro de los diferentes procesos que hay en una refinería, maximizando su aprovechamiento y reduciendo desperdicios energéticos.
5. Realizar un análisis técnico-económico: Evaluar la viabilidad económica de las soluciones propuestas, incluyendo costos de inversión (CAPEX), costos operativos (OPEX) y los ahorros potenciales en agua, gas natural y emisiones de CO₂.

A través del cumplimiento de estos objetivos, el proyecto busca contribuir significativamente a la transición hacia un sistema industrial más sostenible y eficiente, facilitando la adopción de bombas de calor de alta temperatura en refinerías (y, en consecuencia, en otros sectores) y promoviendo su integración con energías renovables.

Capítulo 2. ESTADO DE LA CUESTIÓN

El sector industrial es responsable de una parte sustancial del consumo energético y de las emisiones globales de gases de efecto invernadero, en gran medida debido a la necesidad de calor de proceso en múltiples rangos de temperatura. La descarbonización de la industria requiere, por tanto, el despliegue de tecnologías capaces de sustituir, recuperar o revalorizar el calor con menores emisiones.

En este capítulo se revisan las principales tecnologías disponibles para la recuperación y descarbonización del calor industrial, con especial énfasis en el papel de las bombas de calor de compresión, que serán el objeto de estudio en este trabajo.

2.1 TECNOLOGÍAS DE RECUPERACIÓN DE CALOR

La literatura identifica múltiples tecnologías de recuperación de calor industrial. A continuación, se resumen las más relevantes, con sus ventajas y limitaciones.

- **Intercambiadores de calor y regeneradores:**

Los intercambiadores son la opción más simple y extendida para reaprovechar calor residual en la propia planta. Su funcionamiento consiste en la transferencia de energía de una corriente caliente a otra más fría, reduciendo la demanda neta de combustibles. Se emplean en gran variedad de sectores industriales, desde la siderurgia hasta la alimentación. Son equipos consolidados y de bajo coste, pero solo resultan útiles cuando existe cercanía física y suficiente salto de temperatura entre corrientes, ya que no permiten elevar el nivel térmico del calor residual [9].

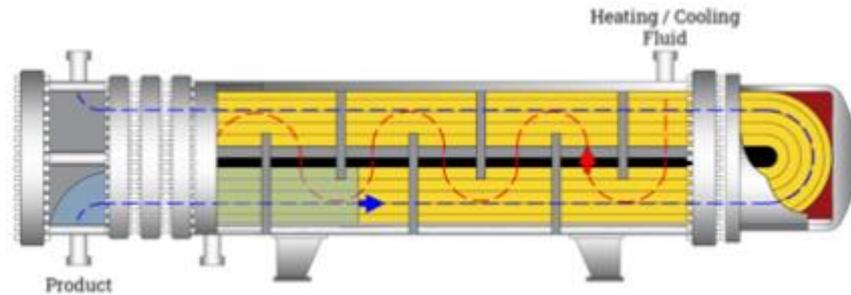


Figura 2.1: Esquema de intercambiador de calor simple

- **Bombas de calor de absorción**

Las bombas de calor de absorción utilizan un ciclo termodinámico basado en una mezcla absorbente–refrigerante (por ejemplo, agua–bromuro de litio o amoníaco–agua) y un aporte de calor como energía motriz. Este calor puede provenir de vapor, gases de combustión o incluso calor residual industrial. Se emplean en aplicaciones de climatización y también en procesos industriales donde existe disponibilidad de calor de media temperatura [10].

Pueden integrarse en entornos con calor residual de media temperatura, pero su eficiencia es reducida (COP 1,2–1,6) y requieren equipos de gran tamaño y mayor complejidad en operación y mantenimiento [23].

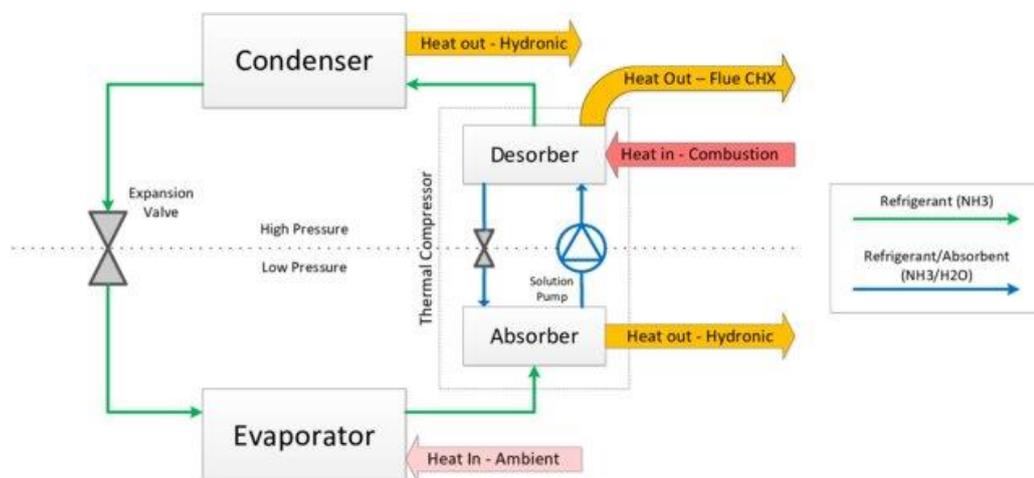


Figura 2.2: Esquema de bomba de calor de absorción [23]

- **Ciclo Rankine Orgánico (ORC)**

El ORC es una tecnología que convierte calor residual en energía mecánica y, posteriormente, electricidad, mediante fluidos orgánicos con bajo punto de ebullición, como hidrocarburos ligeros o refrigerantes sintéticos. Estos sistemas son especialmente adecuados para aprovechar calor residual de baja y media temperatura (80–250 °C) que de otro modo se perdería, como los gases de escape de hornos o motores. Se ha aplicado con éxito en la industria del cemento, en instalaciones de biomasa y en geotermia de baja entalpía [24].

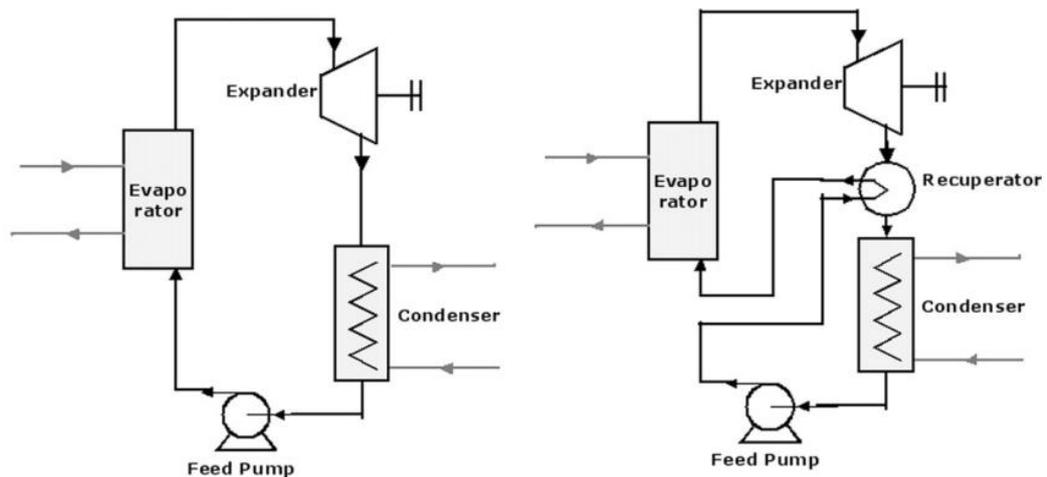


Figura 2.3: Esquema de ORC con y sin recuperador [24]

- **Almacenamiento térmico (TES)**

El almacenamiento térmico permite acumular energía térmica para utilizarla en otro momento, favoreciendo la flexibilidad operativa de los procesos. El almacenamiento sensible se realiza en materiales como agua o sales fundidas, el latente aprovecha la entalpía de fusión de materiales de cambio de fase, y el termoquímico emplea reacciones químicas reversibles. En la industria, el TES se utiliza para equilibrar la generación renovable intermitente con la demanda de calor y para aprovechar excedentes de calor residual que no se pueden consumir en el momento [25].

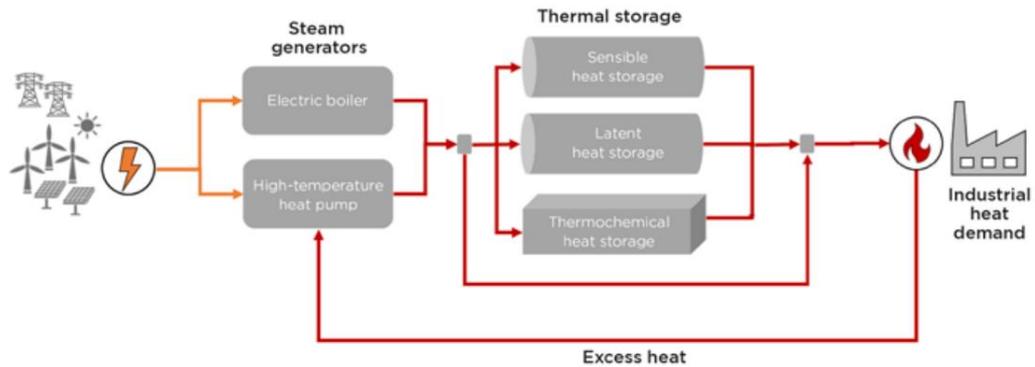


Figura 2.4: Esquema de sistema TES con generación renovable [25]

- **Recompresión de vapor (MVR)**

La recompresión de vapor es una tecnología que permite reutilizar el vapor ya generado en procesos industriales mediante su compresión mecánica para elevar su presión y temperatura, de modo que pueda ser empleado de nuevo como fuente de calor útil. De esta manera, se reduce tanto la demanda de vapor fresco como el consumo de combustible necesario para su producción. El almacenamiento térmico permite acumular energía térmica para utilizarla en otro momento, favoreciendo la flexibilidad operativa de los procesos. Se aplica principalmente en procesos con gran consumo de vapor de media temperatura, como la destilación, la evaporación y el secado, y puede integrarse de forma modular en unidades existentes [6].

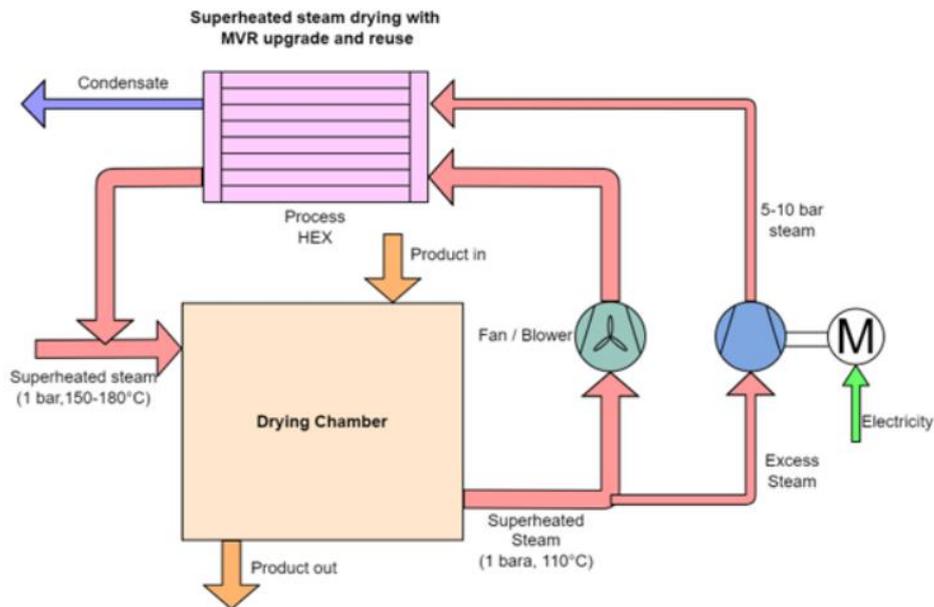


Figura 2.5: Esquema de ciclo MVR [6]

Aunque todas estas tecnologías tienen un papel relevante en la recuperación de calor en la industria, se ha seleccionado la bomba de calor de compresión de vapor para este proyecto principalmente por las siguientes razones:

- **Mayor eficiencia energética:** COP entre 2 y 5, superiores a absorción (1,2–1,6) [10].
- **Madurez tecnológica:** se han desarrollado sistemas comerciales disponibles en un rango de hasta 200 °C [22].
- **Flexibilidad de diseño:** pueden diseñarse tanto en configuraciones simples, en varias etapas o en cascada, lo que permite adaptarse a distintas condiciones de calor residual y *lifts* térmicos [22].
- **Compatibilidad con energías renovables:** al funcionar con electricidad, pueden integrarse de forma natural con electricidad renovable, contribuyendo a los objetivos de descarbonización [6].
- **Capacidad de revalorización de calor a alta temperatura** para su reutilización en procesos.
- **Las refinerías suelen operar de forma continua.**

2.2 INTRODUCCIÓN A LAS BOMBAS DE CALOR DE COMPRESIÓN

2.2.1 FUNCIONAMIENTO DE LAS BOMBAS DE CALOR

Las bombas de calor industriales, como se ha explicado anteriormente, se utilizan para generar calor en procesos industriales a gran escala. Extraen calor de diversas fuentes (el aire ambiente, el suelo, el agua o el calor residual) y lo elevan a las temperaturas necesarias para aplicaciones industriales. La sustitución de calderas de gas por bombas de calor permite aumentar la eficiencia de los procesos, así como reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Además, son una tecnología transversal, que puede instalarse tanto en nuevos procesos como en procesos industriales ya existentes. Otra gran ventaja de las bombas de calor es que utilizan la energía del calor residual como fuente de calor, lo convierten en el calor de proceso industrial necesario a altas temperaturas mediante energía eléctrica y lo ponen a disposición de los procesos de producción industrial.

El funcionamiento básico de una bomba de calor de compresión de vapor es el siguiente:

Un refrigerante líquido extrae energía de la fuente de calor, que puede ser aire, agua, calor residual de procesos industriales... y por tanto eleva su temperatura. Debido a los bajos puntos de ebullición que tienen estos refrigerantes, se evaporan y se comprimen para aumentar su presión y su temperatura de condensación en un compresor, de forma que se utiliza el calor latente, que tiene mayor potencia térmica que el calor sensible. A continuación, se transfiere al sistema de aplicación (agua o vapor) que se puede utilizar para calentar espacios, agua o procesos. Posteriormente, el refrigerante se enfría y se vuelve a licuar, y puede volver al evaporador para repetir nuevamente el ciclo disminuyendo su presión mediante una válvula de expansión [5].

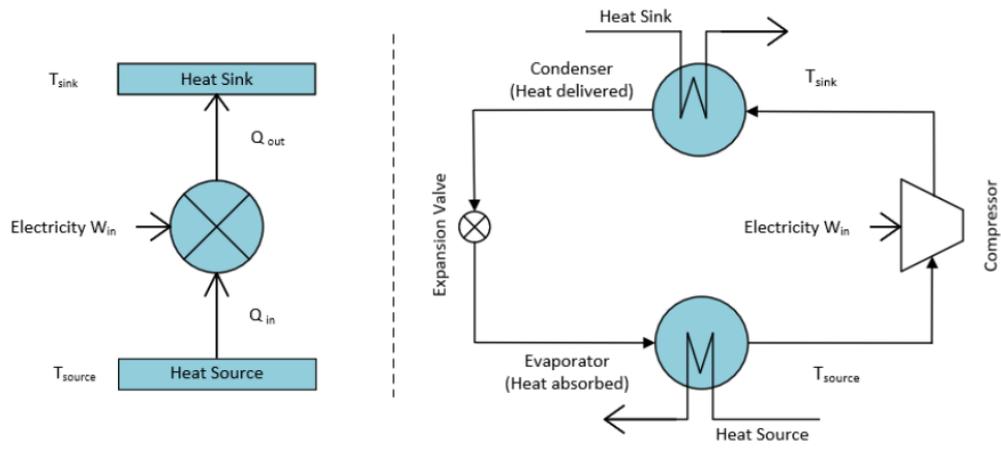


Figura 2.6: Funcionamiento de una bomba de calor de compresión [5]

En la Figura 2.7 se muestran los diagramas Temperatura-Entropía (T-s) y Presión-Entalpía (p-h). En ellos se pueden ver las cuatro etapas explicadas anteriormente: compresión (1–2), condensación (2–3), expansión (3–4) y evaporación (4–1). Durante la condensación, el refrigerante libera calor útil a temperatura T_{cond} , mientras que en la evaporación absorbe calor del foco frío a T_{evap} . Este esquema es clave para comprender el principio de funcionamiento de las bombas de calor y sirve como base para sus variantes de alta temperatura aplicadas en la industria.

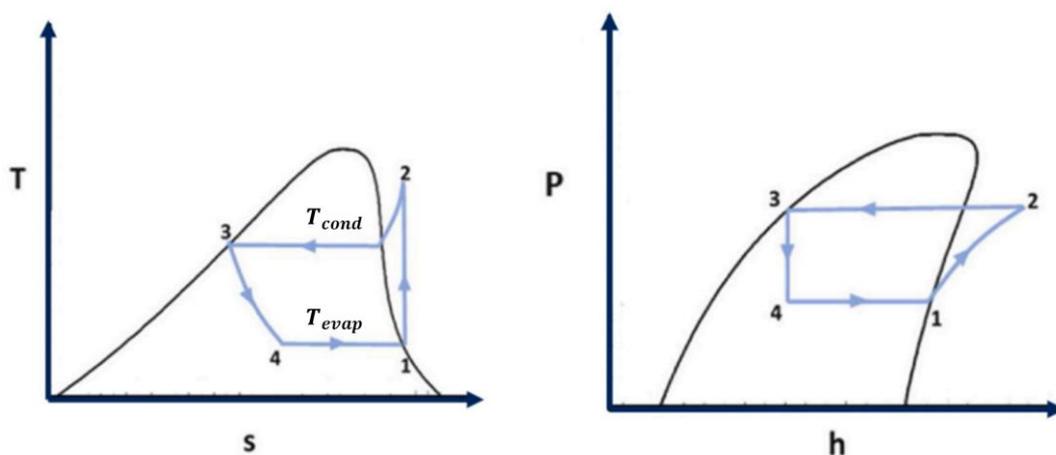


Figura 2.7: Diagramas T-s y p-h de bomba de calor de compresión [22]

2.2.2 FLUIDOS REFRIGERANTES PARA BOMBAS DE CALOR

Uno de los factores más importantes a la hora de analizar una bomba de calor de alta temperatura es el fluido refrigerante de trabajo con el que opera. El fluido elegido depende principalmente de los niveles de temperatura de la bomba, por lo que las propiedades del fluido deben ajustarse a los requisitos del proceso para alcanzar mayor eficiencia.

El límite superior de aplicación en ciclos subcríticos (con condensación) está determinado por la temperatura crítica del refrigerante, definida como la máxima temperatura a la cual puede existir un equilibrio entre la fase líquida y la fase de vapor. Por encima de este punto no es posible condensar el fluido por aumento de presión, lo que condiciona directamente la temperatura máxima de condensación y, por tanto, la temperatura útil que puede suministrar la bomba de calor. Para garantizar un funcionamiento eficiente de la bomba de calor, la temperatura de condensación debería situarse aproximadamente 15°K por debajo de la temperatura crítica [6].

Junto con la temperatura, la presión crítica es otro parámetro clave. Se define como la presión mínima a la cual se alcanza la temperatura crítica. Afecta directamente al diseño de los compresores, intercambiadores de calor y válvulas, ya que determina las condiciones de operación del ciclo. Refrigerantes con presiones críticas muy altas requieren equipos más robustos y costosos, mientras que aquellos con presiones críticas bajas pueden limitar el rango de aplicación de la bomba de calor. Por ello, la elección del fluido refrigerante debe equilibrar una temperatura crítica suficientemente elevada para alcanzar la aplicación deseada y una presión crítica compatible con los materiales, la seguridad y la eficiencia global del sistema [23].

En la Figura 2.8 se muestran los distintos fluidos que se pueden emplear y sus principales características termodinámicas. Es importante destacar, que algunos de los refrigerantes tienen un GWP (Global Warming Potential) muy elevado, por lo que su uso debería limitarse. Además, la Figura 2.9 analiza los rangos de temperaturas en los que se podría utilizar cada fluido refrigerante.

Type	Working fluid	Description	T_{crit} (°C)	p_{crit} (bar)	ODP (-)	GWP (-)	SG
Natural	R-718	Water	373.9	220.6	0	0	A1
	R-717	Ammonia	132.3	113.3	0	0	B2L
	R-744	Carbon dioxide	31.0	73.8	0	1	A1
HC	R-601	n-Pentane	196.6	33.7	0	5	A3
	R-601a	Isopentane	187.8	33.8	0	4	A3
	R-600	n-Butane	152.0	38.0	0	4	A3
	R-600a	Isobutane	134.7	36.3	0	3	A3
	R-290	Propane	96.7	42.5	0	3	A3
HFO	R-1336mzz(Z)	1,1,1,4,4,4-Hexafluoro-2-butene	171.3	29.0	0	2	A1
	R-1234ze(Z)	cis-1,3,3,3-Tetrafluoro-1-propene	150.1	35.3	0	<1	A2L
	R-1336mzz(E)	trans-1,1,1,4,4,4,-Hexafluoro-2-butene	130.4	27.8	0	18	A1
	R-1234ze(E)	trans-1,3,3,3-Tetrafluoro-1-propene	109.4	36.4	0	<1	A2L
	R-1234yf	2,3,3,3-Tetrafluoro-1-propene	94.7	33.8	0	<1	A2L
HCFO	R-1233zd(E)	1-chloro-3,3,3-Trifluoro-propene	166.5	36.2	0.00034	1	A1
	R-1224yd(Z)	1-chloro-2,3,3,3-Tetrafluoro-propene	155.5	33.3	0.00012	<1	A1
HFC	R-365mfc	1,1,1,3,3-Pentafluorobutane	186.9	32.7	0	804	A2
	R-245fa	1,1,2,2,3-Pentafluoropropane	154.0	36.5	0	858	B1
	R-134a	1,1,1,2-Tetrafluoroethane	101.1	40.6	0	1'300	A1

Figura 2.8: Tipos de fluidos refrigerantes para bombas de calor de alta temperatura [6]

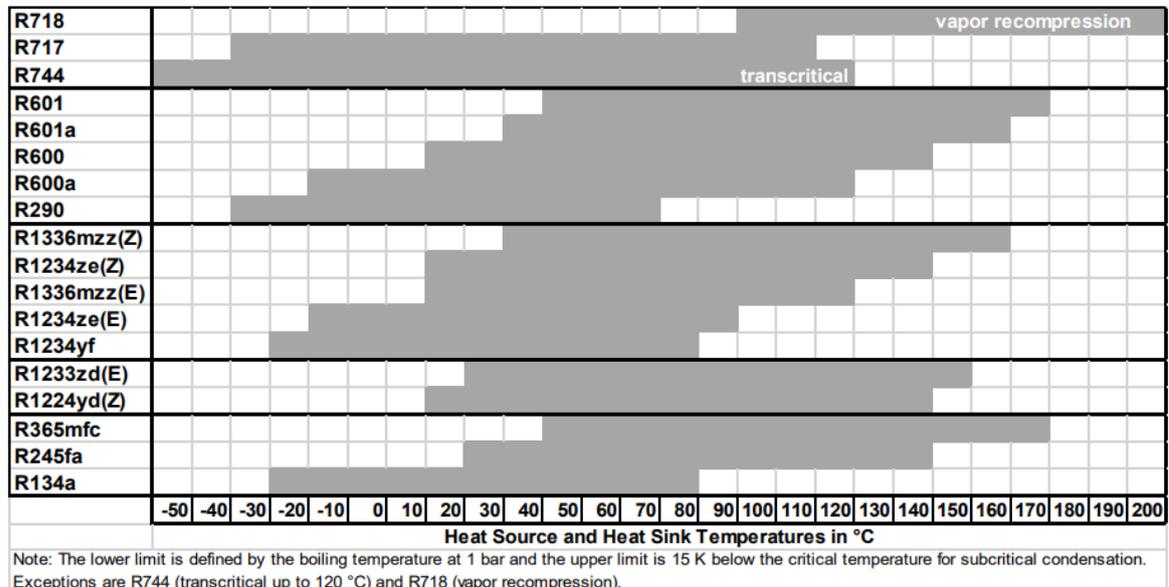


Figura 2.9: Rangos de aplicación de los fluidos refrigerantes para bombas de calor de alta temperatura [6]

2.2.3 EFICIENCIA Y CONFIGURACIONES DE BOMBAS DE CALOR

Con los desarrollos actuales en la tecnología de las bombas de calor comerciales, la mayoría son capaces de suministrar calor para procesos de hasta 100°C, lo que permite utilizarlas principalmente para la industria alimentaria. Sin embargo, se consideran bombas de calor de alta temperatura aquellas que proporcionan temperaturas entre los 100°C y los 200°C. Este tipo de bombas soportan cargas térmicas, temperaturas y presiones notablemente más elevadas, y permitirían cubrir hasta un 37% de la demanda térmica total en la actualidad [7].

La eficiencia de las bombas de calor se mide mediante el COP (*Coefficient of Performance*), que es una medida de la cantidad de calor producida por cada unidad de energía consumida. Se define como la relación entre la cantidad de calor transferido y la cantidad de trabajo requerido para transferir ese calor. En el caso de la bomba de calor, sería la relación entre la energía térmica producida y la electricidad utilizada en el compresor. Un COP de 1 significa una conversión completa de la electricidad en calor sin pérdidas, mientras que, un COP más elevado indica un mejor rendimiento de la bomba de calor. En bombas de calor de alta temperatura, el COP depende de la diferencia entre la temperatura de entrada y la de salida (*lift* de la bomba), y puede tener valores de entre 2 y 5, aproximadamente. Como se puede apreciar en la gráfica, a medida que aumenta el *lift*, el COP disminuye, consiguiéndose los COP más altos para aumentos de temperatura de entre 40°C y 60°C.

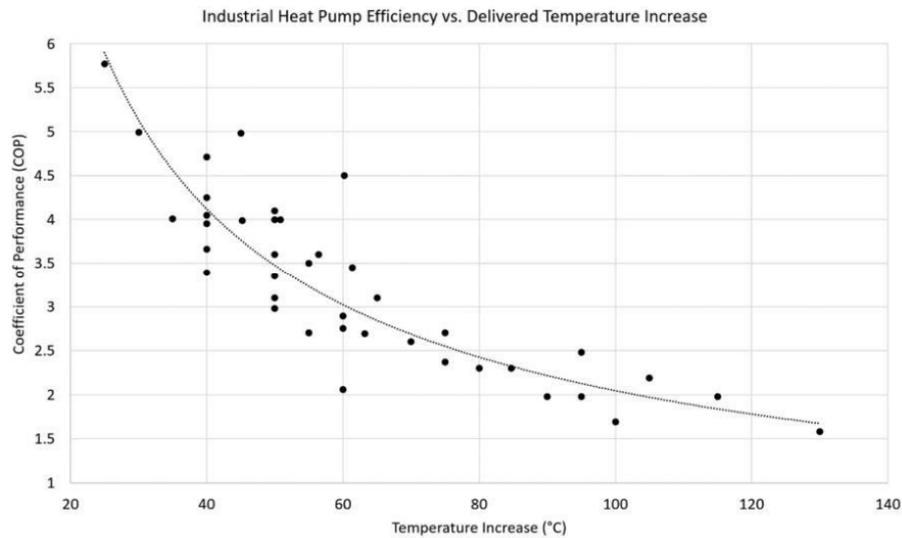


Figura 2.10: Relación entre COP y salto de temperatura en la bomba [7]

Para tratar de optimizar tanto el rendimiento de la bomba (COP) como el coste requerido de la inversión (CAPEX), se utilizan distintas configuraciones.

La configuración más sencilla es el ciclo de compresión de vapor en una sola etapa, común en aplicaciones con *lifts* moderados (<40–50 °C). Su menor coste se ve contrarrestado por un rendimiento limitado a altos saltos térmicos. Sin embargo, puede mejorarse mediante la incorporación de intercambiadores de calor internos (IHX), subenfriadores o sistemas de inyección de líquido o vapor, lo que permite aumentar el COP y proteger al compresor de temperaturas de salida elevadas.

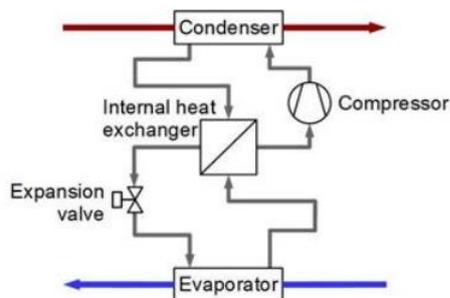


Figura 2.11: Ejemplo de ciclo de una etapa con IHX [6]

Cuando se requiere un mayor salto térmico, las configuraciones en múltiples etapas son más eficientes. Dividen el trabajo de compresión, reducen la relación de compresión por etapa y mejoran el rendimiento energético, aunque tienen una mayor complejidad y CAPEX.

Las configuraciones en cascada combinan dos ciclos acoplados a través de un intercambiador intermedio. Esta estrategia permite utilizar refrigerantes distintos en cada etapa, adaptados a los rangos de temperatura de cada ciclo, lo que resulta eficaz para lifts mayores de 80 °C. Aunque el coste inicial es mayor, los sistemas en cascada permiten alcanzar mayores temperaturas de salida.

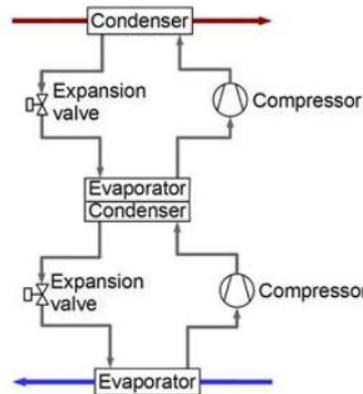


Figura 2.12: Ejemplo de ciclo en cascada [6]

Otro aspecto importante en el diseño de la bomba de calor (aunque no se ha incluido en el alcance del proyecto) es el diseño de los compresores. El rendimiento total de la bomba depende en parte del rendimiento volumétrico e isentrópico del compresor, parámetros condicionados por la relación de compresión que impone el ciclo. Una relación de compresión elevada tiende a reducir el rendimiento volumétrico por el aumento de fugas internas y pérdidas por recalentamiento, mientras que también incrementa las exigencias mecánicas y eléctricas, afectando al rendimiento electromecánico del conjunto. En bombas de calor industriales se emplean principalmente compresores de tornillo y centrífugos, debido a su capacidad para manejar grandes caudales y altas presiones, mientras que los compresores scroll y alternativos se limitan a potencias menores [23].

2.3 RECUPERACIÓN DE CALOR EN REFINERÍAS

2.3.1 ANÁLISIS DE FUNCIONAMIENTO TERMODINÁMICO DE REFINERÍAS

Las refinerías de petróleo son instalaciones industriales complejas y altamente integradas, diseñadas para transformar el crudo en productos útiles mediante procesos físicos y químicos. Desde el punto de vista termodinámico, se comportan como sistemas abiertos en régimen estacionario, donde se produce una continua transferencia de energía, principalmente en forma de calor, entre flujos de materia, equipos y servicios auxiliares. Esta configuración energética hace de las refinerías uno de los sectores industriales más intensivos en consumo de energía, en particular térmica, lo cual tiene implicaciones directas sobre su eficiencia operativa, sus costes de producción y su impacto ambiental.

En el contexto europeo, se estima que el consumo energético total de las refinerías equivale a aproximadamente un 7 % del contenido energético del crudo procesado, lo que representa unos 50 millones de toneladas equivalentes de petróleo (Mtoe) al año. De este consumo, alrededor del 70 al 80 % corresponde a necesidades térmicas (calor de proceso y vapor), y el resto a electricidad [10]. Estas cifras subrayan la relevancia de los flujos térmicos en el conjunto de operaciones de una refinería y justifican la atención que merece su análisis desde un enfoque termodinámico.

El calor suministrado es necesario para llevar a cabo una serie de operaciones críticas como la destilación, la conversión molecular (por ejemplo, craqueo catalítico o reformado), el tratamiento de impurezas y la estabilización de productos. Estas operaciones requieren calentar corrientes de hidrocarburos a temperaturas que pueden oscilar entre los 100 °C y más de 500 °C [8]. El medio habitual para suministrar esta energía es una combinación de hornos de combustión directa y sistemas de vapor a distintas presiones, que permiten distribuir calor por toda la planta de manera controlada.

Una parte sustancial del calor de proceso se suministra a través de calentadores de fuego directo, en los que se quema combustible gaseoso o líquido (fuel gas, gas natural, gasóleo, o coque de catalizador) para calentar directamente las corrientes de alimentación.

Paralelamente, la mayoría de las unidades de proceso utilizan vapor como medio flexible de transferencia térmica. Este se genera en calderas a partir de combustibles o mediante la recuperación de calor en unidades como regeneradores de catalizador o turbinas de cogeneración. El vapor se emplea para calentamiento indirecto, impulsión de turbinas mecánicas, y en operaciones auxiliares como stripping, desgasificación o limpieza. Generalmente, se utilizan tres niveles de presión en la red de vapor: alta presión (40–100 bar), media presión (10–40 bar) y baja presión (<10 bar) [10]. Esta segmentación permite adaptar la entrega de calor a los requisitos de temperatura específicos de cada operación, lo que favorece una distribución energética eficiente.

Desde el punto de vista del suministro energético, las refinerías europeas presentan una elevada capacidad de autosuficiencia. La mayor parte de la energía térmica se genera in situ a partir de subproductos del propio proceso. El fuel gas producido internamente representa más de la mitad del consumo energético total de las refinerías de la UE. Además, el coque generado en procesos como el FCC (Fluid Catalytic Cracking) se quema en regeneradores, proporcionando calor de reacción y, simultáneamente, energía térmica adicional para otras unidades. Otros combustibles como fuelóleos pesados han sido progresivamente sustituidos por gas natural, tanto por razones económicas como regulatorias.

La cogeneración es otro de los pilares del funcionamiento energético moderno de las refinerías. Más del 90 % de la electricidad generada en refinerías europeas proviene de sistemas de cogeneración, que combinan turbinas de gas y calderas de recuperación para producir simultáneamente electricidad y vapor [9]. Esta solución técnica permite alcanzar eficiencias superiores al 80 % en la conversión de energía primaria, muy por encima de los valores típicos de plantas eléctricas convencionales. Además, las turbinas de vapor con extracción y contrapresión permiten adaptar la producción de vapor a las demandas del proceso, optimizando así la recuperación energética.

Una de las claves del buen desempeño energético de una refinería reside en su capacidad para integrar térmicamente los diferentes procesos. Mediante el uso estratégico de intercambiadores de calor se consigue precalentar corrientes frías con productos ya

procesados, reduciendo así la necesidad de calor adicional. Esta integración térmica permite disminuir significativamente el consumo específico de energía. En unidades de destilación, por ejemplo, los productos laterales calientes pueden transferir parte de su calor a la alimentación entrante, mejorando la eficiencia del sistema sin comprometer el rendimiento del proceso.

Por otro lado, el uso de tecnologías de control avanzado y sistemas de mantenimiento predictivo contribuye a mejorar la eficiencia energética. El ajuste de parámetros como relaciones aire/combustible en hornos, la gestión de purgas de vapor o la limpieza programada de intercambiadores, puede tener un impacto notable sobre el consumo energético global. En este sentido, el mantenimiento del aislamiento térmico, la reducción de fugas en redes de vapor y la optimización de los ciclos de operación juegan un papel determinante.

El grado de eficiencia energética alcanzado por una refinería está condicionado, además de por su tamaño, por su configuración. Una refinería de conversión simple (que realiza destilación atmosférica y tratamiento limitado de fracciones ligeras) puede consumir entre un 3 % y un 4 % de la energía contenida en el crudo. En cambio, una refinería compleja, equipada con unidades de conversión profunda, hidrotreatmento y reformado, puede llegar a consumir entre un 7 % y un 10 % [8]. No obstante, esta mayor demanda energética se compensa por la obtención de productos de mayor valor añadido y con menor contenido en contaminantes.

Para evaluar de forma objetiva el desempeño energético, se puede emplear el Energy Intensity Index (EII), que compara el consumo energético real de una refinería con un valor de referencia ajustado según su configuración y complejidad. Un valor de EII inferior indica una mejor eficiencia energética. Según datos recopilados por CONCAWE [8], las refinerías europeas mejoraron su EII en un 10 % entre 1992 y 2010, a pesar de que durante ese mismo periodo aumentó la complejidad de los procesos y las exigencias de calidad de los productos. Esta mejora representa un ahorro energético acumulado equivalente al consumo anual conjunto de cuatro grandes refinerías europeas.

Por tanto, el análisis termodinámico del funcionamiento de una refinería pone de manifiesto la complejidad del sistema energético que la sustenta, y demuestra que el calor constituye el vector energético dominante, y su uso eficiente es fundamental para la competitividad del proceso. La gestión óptima de las fuentes internas de energía, la recuperación térmica y la integración de servicios, junto con un control adecuado de las pérdidas, permite avanzar hacia una operación más sostenible y económicamente eficiente.

En la Figura 2.13 se representa un esquema de los principales procesos de una refinería, lo que permite entender mejor su funcionamiento desde el punto de vista termodinámico.

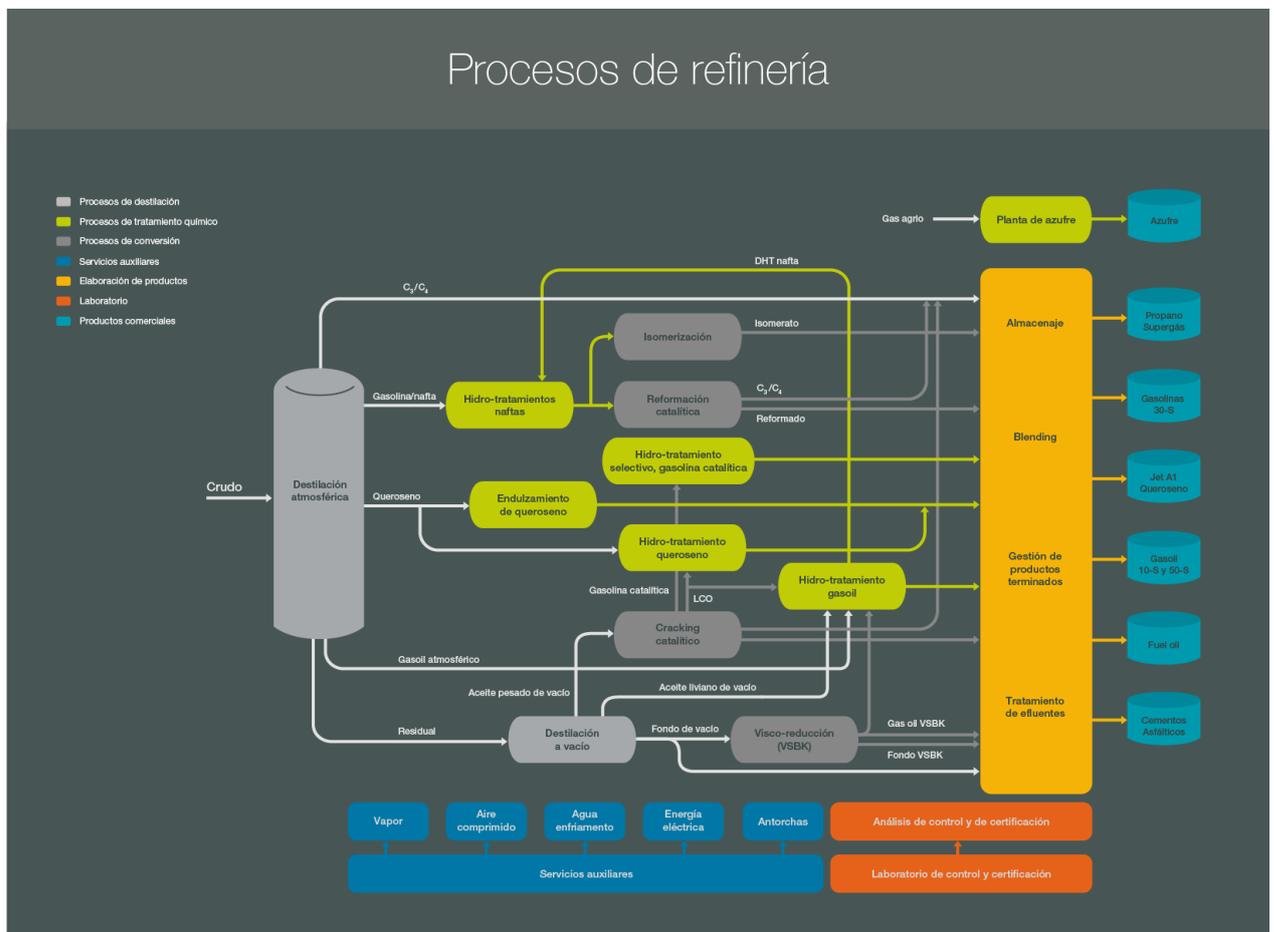


Figura 2.13: Procesos de una refinería [27]

2.3.2 ESTUDIO DE POSIBILIDADES DE RECUPERACIÓN DE CALOR

Las refinerías de petróleo, por su naturaleza intensiva en energía, generan una cantidad considerable de calor residual que no es aprovechado directamente en los procesos productivos y que suele disiparse a través de sistemas de refrigeración, condensación o purga. La integración de tecnologías de recuperación de calor, y en particular de bombas de calor de alta temperatura, representa una oportunidad técnica y económica para transformar este calor de baja calidad en energía útil. Este enfoque resulta especialmente relevante en el marco de los objetivos europeos de eficiencia energética y reducción de emisiones industriales.

El potencial técnico de calor residual en la industria europea asciende a unos 300 TWh/año, de los cuales un tercio se encuentra por debajo de los 200 °C, rango en el que las bombas de calor pueden operar eficientemente. En el caso específico de las refinerías, el calor residual recuperable representa entre el 6 % y el 13 % del consumo térmico total. Considerando que las refinerías europeas consumen entre 1.500 y 1.800 TWh/año de energía térmica, se puede estimar que entre 90 y 120 TWh/año de calor se encuentran disponibles en rangos térmicos compatibles con HTHP [9].

Los procesos que generan este tipo de calor residual en una refinería son diversos y las principales fuentes térmicas aprovechables mediante bombas de calor de alta temperatura incluyen [10]:

- **Condensadores de columnas de destilación (atmosférica y al vacío):**
En estas unidades, los productos de fondo y los laterales son enfriados tras la separación, generando corrientes con temperaturas entre 120 y 160 °C. Gran parte de este calor se pierde a través de sistemas de agua de enfriamiento. Se estima que entre el 10 % y el 20 % del calor de condensación en estas unidades es técnicamente recuperable.
- **Condensados de redes de vapor:**

El vapor utilizado en distintas unidades se condensa a temperaturas entre 90 y 130 °C. Aunque parte del condensado se reutiliza, una fracción significativa se purga o se enfría antes de su recirculación. Mediante HTHP, es posible recuperar este calor y elevar su temperatura para volver a integrarlo en la red térmica. Una refinería media puede aprovechar entre 20 y 40 GWh/año a partir de esta fuente.

- **Corrientes de agua caliente de enfriamiento:**

Intercambiadores de calor y separadores generan agua caliente a 40–100 °C que, en ausencia de integración térmica, se disipa en torres de enfriamiento. Estas corrientes, si se concentran y gestionan adecuadamente, ofrecen un caudal térmico continuo que puede ser explotado por una bomba de calor.

- **Purgas de efluentes calientes:**

En procesos auxiliares como stripping de hidrocarburos o tratamiento de aguas, se generan corrientes residuales con temperaturas superiores a 80 °C. Aunque de menor volumen, representan una fuente viable para sistemas modulares de recuperación térmica.

A partir de estos datos, se estima que una refinería europea con capacidad de procesamiento de 10 millones de toneladas de crudo al año puede recuperar entre 80 y 100 GWh anuales de calor residual por debajo de 150 °C. Aunque este calor residual por debajo de 150 °C representa una fracción significativa del total generado en una refinería, diversos factores como la discontinuidad de los flujos, su dispersión espacial, la falta de demandas térmicas compatibles o los límites económicos del sistema hacen que, en la práctica, solo alrededor del 50 % de este potencial pueda ser aprovechado eficazmente mediante bombas de calor de alta temperatura [10].

Extrapolando esta estimación al conjunto de refinerías operativas en Europa (más de 90 instalaciones), el potencial total podría superar los 4 TWh/año, exclusivamente mediante tecnologías HTHP [10].

Para que estas aplicaciones sean viables en la práctica, las corrientes térmicas deben cumplir una serie de condiciones técnicas mínimas:

- Temperatura de entrada igual o superior a 60 °C, siendo preferible por encima de 80–100 °C.
- Disponibilidad temporal elevada, con caudales constantes o previsibles durante al menos 6.000 horas al año.
- Proximidad física entre fuente y sumidero térmico, para minimizar pérdidas y costes de distribución.
- Demanda térmica real a temperaturas de 140 °C o superiores (por ejemplo, para generar vapor LP o precalentar corrientes de proceso).
- Volumen térmico mínimo superior a 500 kW de potencia útil para garantizar un retorno económico de la inversión.

El rendimiento típico de una bomba de calor industrial en este rango se sitúa entre un COP de 2,0 y 4,5, dependiendo del salto térmico. Esto implica que, por cada unidad de energía eléctrica consumida, se obtienen entre 2 y 4,5 unidades de calor útil. Si el coste de la electricidad es competitivo frente al del gas natural, los sistemas HTHP pueden alcanzar periodos de retorno inferiores a los cuatro años, especialmente en refinerías con múltiples fuentes térmicas de baja temperatura no aprovechadas [10].

El potencial de recuperación de calor en refinerías mediante bombas de calor de alta temperatura es técnicamente sólido y podría ser económicamente atractivo. Los procesos clave de separación y condensación generan flujos residuales que, pese a su baja calidad térmica, pueden convertirse en energía útil si se aplica la tecnología adecuada. Esta recuperación no solo permite reducir el consumo específico de combustibles fósiles, sino que también contribuye a disminuir las emisiones de CO₂, avanzar en la descarbonización del sector del refino, reducir consumos de agua fresca para refrigeración, y cumplir los objetivos europeos de eficiencia energética industrial.

2.4 APLICACIONES DEL CALOR RECUPERADO

2.4.1 GENERACIÓN DE VAPOR

La recuperación de calor residual mediante bombas de calor de alta temperatura no solo mejora la eficiencia interna del sistema energético de una refinería, sino que también permite sustituir parcialmente el vapor generado mediante la combustión de combustibles fósiles, especialmente gas natural. Esta sustitución conlleva una reducción directa tanto del consumo de energía primaria como de las emisiones asociadas de dióxido de carbono (CO₂), óxidos de nitrógeno (NO_x) y otros contaminantes derivados de la combustión.

La implementación de bombas de calor industriales permite aprovechar flujos térmicos actualmente rechazados, elevando su temperatura hasta valores útiles en el rango de 150 - 180 °C que permiten reemplazar directamente el vapor de baja presión generado por medios convencionales.

Una de las aplicaciones más relevantes del vapor recuperado es su uso en el calentamiento de corrientes de proceso, en particular para el precalentamiento de hidrocarburos antes de su ingreso a columnas de destilación o reactores de conversión. Este calor, si se entrega en forma de vapor útil, permite reducir la carga térmica en hornos y calentadores, mejorando la eficiencia general del sistema [10].

Otro uso importante es como vapor de servicio para operaciones auxiliares como el calentamiento de tanques de almacenamiento, el mantenimiento de la temperatura en líneas de productos pesados y el control de la viscosidad en fracciones de alto punto de ebullición. Estas funciones suelen cubrirse actualmente con vapor de baja presión producido en calderas, que puede ser reemplazado parcialmente con vapor generado por recuperación de calor [9].

Asimismo, el vapor recuperado puede destinarse a procesos de limpieza y purgado de líneas, como en el barrido de tuberías, la limpieza térmica de equipos o la expulsión de mezclas residuales entre campañas. Si bien esta aplicación es intermitente, permite reducir picos de

demanda en la red de vapor convencional cuando se integra adecuadamente el calor residual en el esquema de servicios auxiliares [10].

En ciertos casos, este vapor también puede alimentar turbinas de vapor de baja presión que accionan bombas, compresores u otros equipos rotativos auxiliares. Aunque esta aplicación requiere una fuente de vapor continua y estable, su implementación es viable en refinerías con cogeneración integrada y elevada demanda térmica.

Por último, el calor residual puede utilizarse para precalentar el agua de alimentación a calderas, reduciendo así el salto térmico requerido para la generación de vapor y mejorando la eficiencia global del ciclo de vapor [8].

Desde una perspectiva ambiental, la sustitución parcial del vapor generado por combustión representa un beneficio notable. Se estima que por cada tonelada de vapor producida mediante la quema de gas natural se emiten en torno a 200 kg de CO₂, considerando una eficiencia térmica del 85 % [8]. Si este mismo vapor se genera mediante una bomba de calor alimentada por electricidad proveniente de fuentes renovables o bajas en carbono, las emisiones asociadas pueden reducirse en más de un 80 %, dependiendo del mix eléctrico. Este ahorro es particularmente significativo en refinerías con una gran disponibilidad de corrientes térmicas entre 50 °C y 100 °C, susceptibles de ser aprovechadas con alta eficiencia por una bomba de calor de alta temperatura [10].

En definitiva, las aplicaciones del calor recuperado en una refinería son múltiples y se integran en distintos niveles del sistema de servicios térmicos. Su uso como sustituto del vapor generado convencionalmente no solo reduce el consumo de combustibles fósiles, sino que también contribuye a una operación más limpia, eficiente y alineada con los objetivos de descarbonización del sector energético europeo.

2.4.2 REDES DE *DISTRICT HEATING*

Otra opción de gran interés para el aprovechamiento del calor residual generado en los procesos de una refinería puede ser su recuperación y utilización para alimentar redes

urbanas de calefacción o *district heating*. Esta opción es particularmente atractiva en zonas industriales cercanas a núcleos urbanos, donde la demanda térmica para usos residenciales o comerciales es constante a lo largo del año. La integración de HTHP permite elevar la temperatura de corrientes térmicas de bajo nivel (50 - 70 °C) hasta los rangos requeridos para calefacción urbana (80 - 90 °C), posibilitando su inyección en redes existentes o de nueva creación.

El uso de bombas de calor en este contexto permite transformar un recurso residual en energía útil, con eficiencias energéticas elevadas (COP entre 2,5 y 4,5) y sin necesidad de combustión adicional, siempre que el sistema esté alimentado por electricidad con baja huella de carbono [11].

Existen múltiples formas de conectar una refinería con una red de calefacción urbana. En función del diseño energético del entorno, pueden plantearse configuraciones centralizadas o distribuidas. El modelo más adecuado para grandes instalaciones como una refinería es el de integración central con producción de calor externa, en el que:

1. Se extrae una corriente residual de la planta con temperatura ≥ 50 °C.
2. Se eleva su temperatura mediante una bomba de calor industrial hasta 80 - 90 °C.
3. El calor resultante se transfiere a la red urbana mediante un intercambiador.
4. Se distribuye por la red de *district heating* a los consumidores residenciales, terciarios o industriales cercanos.

Este tipo de esquema permite aprovechar la escala de la refinería para suministrar calor a varios cientos o miles de viviendas [11]. Si no se dispone de una red urbana, esta puede ser desarrollada de forma coordinada con autoridades locales, creando un ecosistema energético más integrado.

Por otro lado, la incorporación de bombas de calor en redes de calefacción no solo mejora la eficiencia general del sistema, sino que también introduce flexibilidad: las HTHP pueden modular su funcionamiento en función de la demanda térmica y responder a señales del

mercado eléctrico, reduciendo así la dependencia de fuentes fósiles tanto en el sector industrial como en el residencial [12].

En cuanto a la rentabilidad de estos sistemas, esta depende de diversos factores: la cantidad de calor residual disponible, la demanda térmica urbana existente, la distancia entre la refinería y la zona de consumo, y el precio de venta del calor. Se estima que para distancias inferiores a 5 km y demandas térmicas superiores a 20 GWh/año, los periodos de retorno pueden situarse entre 5 y 8 años, especialmente si se accede a incentivos públicos o contratos a largo plazo con distribuidores energéticos [11].

Desde un punto de vista ambiental, el impacto es igualmente notable. El reemplazo de calderas de gas natural en edificios por calor residual de refinería procesado con bombas de calor permite reducir las emisiones de CO₂ en más de un 80 % [11], siempre que el suministro eléctrico tenga un bajo factor de emisión. Esto se traduce también en una mejora de la eficiencia del uso de energía primaria y en la reducción de la presión térmica sobre los ecosistemas locales.

2.5 PROYECTOS ACTUALES EN LA INDUSTRIA

En los últimos años ha habido avances en el desarrollo de estas tecnologías para cubrir la alta demanda térmica y reducir el impacto ambiental. Además, el desarrollo de las bombas de calor de compresión y su consideración como una tecnología *net zero* por la Comisión Europea está impulsando numerosas investigaciones en universidades y centros de investigación [31]. Algunos de los principales proyectos que se están llevando a cabo en Europa en este ámbito son los siguientes:

- **Proyecto SPIRIT:** es un proyecto financiado por la Unión Europea, y que planea construir bombas de calor industriales que sean capaces de alcanzar temperaturas de entre 135°C y 160°C a partir de calor residual. Está enfocado en las industrias del papel y de alimentos y bebidas, y su objetivo es conseguir bombas con un rendimiento un 30% mejor que el de las tradicionales [13].

- **Heat Pump Action Plan:** iniciativa lanzada por la Comisión Europea al considerar el avance en las tecnologías de bombas de calor clave para conseguir los objetivos del Pacto Verde Europeo y el plan REPowerEU. El Plan pretende definir un marco regulatorio y unas políticas adecuadas para el desarrollo de las bombas de calor de alta temperatura, además de prestar apoyo financiero a la industria para el uso esta tecnología [14].
- **Proyecto CirQlar:** este proyecto, desarrollado en la refinería de Repsol en A Coruña, tiene como objetivo recuperar 3 MW de calor residual de baja temperatura ($\approx 100\text{ }^{\circ}\text{C}$) y elevarlo a $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ mediante una bomba de calor de alta temperatura, generando así 4 MW de calor útil en forma de vapor. Está financiado también por la Unión Europea [15].
- **Proyecto I-UPS:** este proyecto financiado por Horizon Europe tiene como objetivo demostrar una solución híbrida que combina bombas de calor de alta temperatura con almacenamiento térmico en sales fundidas. El sistema está diseñado para operar en un rango de entre 150 y $400\text{ }^{\circ}\text{C}$, cubriendo aplicaciones industriales de media y alta temperatura en sectores como la química, el papel y la alimentación. Además, en este caso la integración con almacenamiento busca aumentar la flexibilidad y la estabilidad de la operación [28].
- **Proyecto Push2Heat:** es un proyecto financiado por la Unión Europea que busca superar las barreras que actualmente limitan el despliegue de las tecnologías de *heat upgrading*. El proyecto contempla la escalación de cuatro tecnologías diferentes, capaces de suministrar temperaturas en el rango de $90\text{--}160\text{ }^{\circ}\text{C}$, entre las que se encuentran las bombas de calor de compresión. Estas soluciones se integrarán en sectores industriales relevantes, como el papel y la química, y se validarán mediante demostraciones en emplazamientos industriales reales [29].

Capítulo 3. METODOLOGÍA

En este capítulo se expone la metodología seguida para el diseño, análisis y optimización de bombas de calor de alta temperatura aplicadas a la recuperación de calor residual en una refinería. Se presentan las distintas configuraciones de ciclo consideradas, los criterios de selección de refrigerantes, el desarrollo del modelo termodinámico, así como las hipótesis de partida y parámetros empleados en el análisis.

El objetivo es comparar dos configuraciones alternativas: ciclo simple y ciclo en cascada, para determinar en qué condiciones resulta más ventajoso cada esquema, tanto en términos de eficiencia energética como de viabilidad técnica y económica.

3.1 DESCRIPCIÓN DE LOS CICLOS

3.1.1 CICLO SIMPLE

El ciclo de compresión de vapor en una sola etapa constituye la configuración más básica y extendida de bomba de calor industrial. Su funcionamiento se basa en los cuatro procesos fundamentales del ciclo termodinámico: evaporación, compresión, condensación y expansión.

El sistema se compone de los siguientes elementos principales:

- **Evaporador:** extrae calor de la corriente residual del proceso industrial, provocando la evaporación del refrigerante a baja presión.
- **Compresor:** eleva la presión y la temperatura del refrigerante, de manera que su temperatura de condensación supere la requerida por la aplicación.
- **Condensador:** transfiere el calor útil al fluido secundario (agua o vapor), generando la energía térmica demandada por el proceso.
- **Válvula de expansión:** reduce la presión del refrigerante líquido, cerrando el ciclo y permitiendo su reentrada en el evaporador.

En términos termodinámicos, el ciclo simple se representa mediante cuatro puntos característicos:

1. Entrada al evaporador
2. Salida del evaporador (entrada al compresor)
3. Salida del compresor
4. Salida del condensador (entrada válvula de expansión)

El ciclo simple presenta como ventaja principal su simplicidad constructiva, lo que se traduce en un menor coste de inversión (CAPEX), facilidad de operación y menores requerimientos de mantenimiento frente a configuraciones más complejas. Por ello, resulta una opción competitiva cuando el salto térmico a cubrir es moderado.

Sin embargo, su rendimiento disminuye para *lifts* elevados, ya que la relación de compresión se incrementa notablemente, provocando:

- un COP más bajo,
- mayores temperaturas de descarga del compresor, que pueden comprometer su durabilidad,
- y un aumento del consumo eléctrico.

Por tanto, el ciclo simple se considera adecuado para aplicaciones industriales en las que se dispone de corrientes residuales con temperaturas relativamente altas y donde la demanda térmica no exige un *lift* excesivo. En estas condiciones, puede alcanzar un rendimiento competitivo con un diseño más compacto y económico.

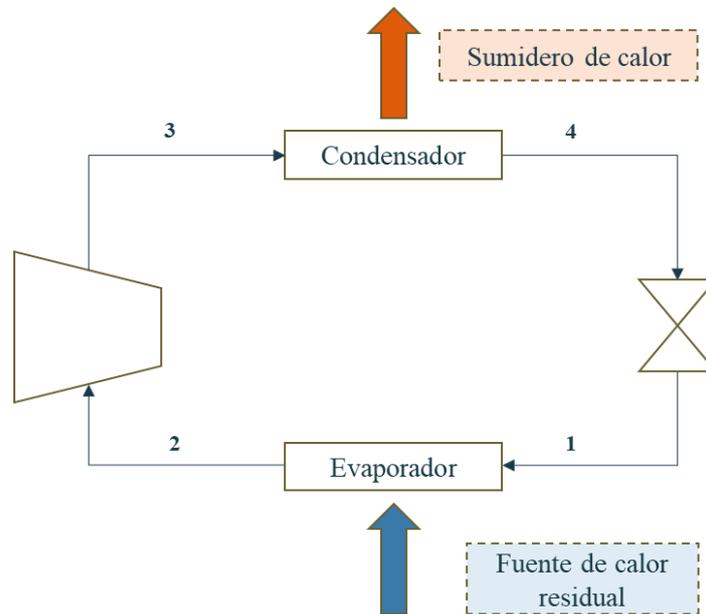


Figura 3.1: Esquema del ciclo simple

3.1.2 CICLO EN CASCADA

El uso de bombas de calor industriales para recuperar calor residual exige un análisis detallado del ciclo termodinámico, dado el alto salto térmico que debe cubrirse. Los ciclos simples pueden tener una alta relación de compresión cuando el salto térmico excede aproximadamente 60-70°C, afectando negativamente la eficiencia y aumentando el desgaste mecánico en los componentes del sistema [16]. Por esta razón, se ha seleccionado una configuración en cascada como alternativa al ciclo simple.

El ciclo en cascada permite dividir el salto térmico total en dos etapas independientes interconectadas mediante un intercambiador intermedio. La primera etapa absorbe calor residual a una temperatura media, mientras que la segunda etapa eleva esta temperatura al nivel requerido por el proceso final [17]. Esta configuración facilita relaciones de compresión más bajas y distribuidas, incrementando el coeficiente global de rendimiento (COP) y disminuyendo el consumo energético del sistema.

Además, la configuración en cascada permite seleccionar diferentes refrigerantes adaptados específicamente a cada rango térmico, optimizando así el rendimiento y minimizando el impacto ambiental.

Desde un punto de vista práctico, este sistema ofrece mayor flexibilidad operativa, capacidad modular, reducción de estrés térmico en componentes críticos, y facilidad para mantenimiento y operación continua, lo cual es altamente ventajoso en un entorno industrial como una refinería [17].

El sistema propuesto se compone de dos ciclos acoplados, con los siguientes componentes esenciales:

- Evaporador inferior: Absorbe calor residual del proceso.
- Compresor inferior: Eleva la temperatura y presión del refrigerante del ciclo inferior.
- Intercambiador de calor intermedio (condensador del ciclo inferior y evaporador del ciclo superior): Permite transferencia térmica entre ambos ciclos.
- Válvula de expansión inferior: Reduce la presión del refrigerante tras la transferencia térmica.
- Compresor superior: Incrementa la temperatura y presión hasta alcanzar los requerimientos térmicos finales.
- Condensador superior: Entrega el calor útil recuperado al proceso objetivo.
- Válvula de expansión superior: Cierra el ciclo, devolviendo el refrigerante al evaporador intermedio.

Por tanto, el modelo se caracteriza mediante ocho puntos termodinámicos definidos:

- Ciclo inferior: 1L (entrada evaporador), 2L (salida evaporador), 3L (salida compresor), 4L (salida condensador intermedio).
- Ciclo superior: 1H (entrada evaporador intermedio), 2H (salida evaporador intermedio), 3H (salida compresor superior), 4H (salida condensador superior).

Estos puntos están caracterizados por presión, temperatura, entalpía, entropía y título de vapor cuando corresponda.

En la Figura 3.2 se muestra un esquema del ciclo en cascada incluyendo todos los puntos representativos:

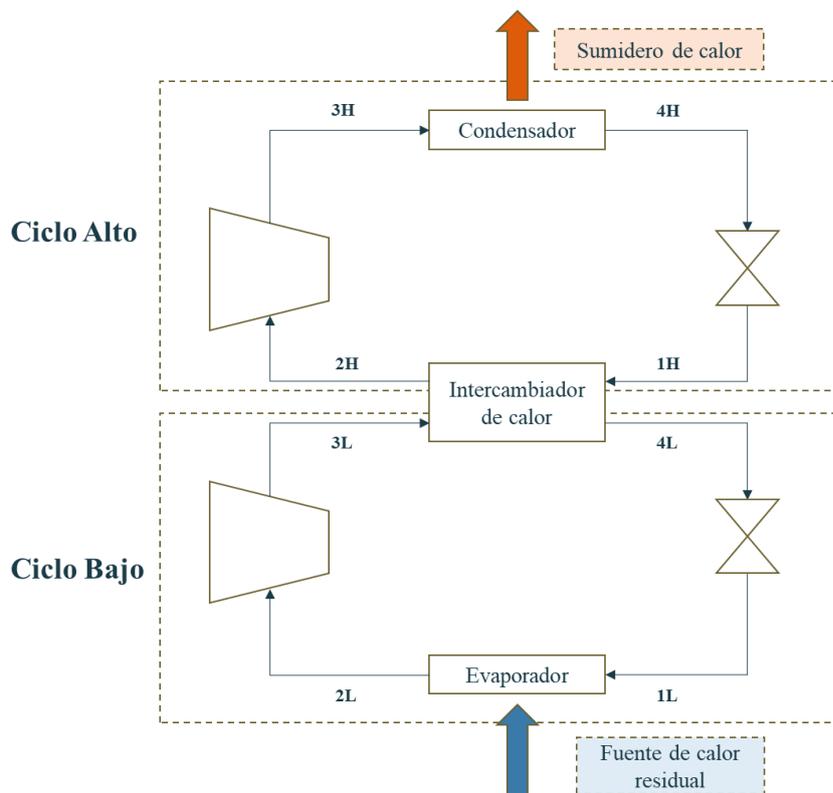


Figura 3.2: Esquema del ciclo en cascada

3.2 ANÁLISIS Y SELECCIÓN DE REFRIGERANTES

En la fase de selección de los refrigerantes se han establecido una serie de criterios técnicos y normativos fundamentales. Se ha priorizado el uso de sustancias con potencial de agotamiento de la capa de ozono (ODP) nulo, un potencial de calentamiento global (GWP) inferior a 10, y que además fueran no tóxicas y no inflamables según los estándares de clasificación de seguridad ASHRAE 34. Estos requisitos se han establecido tanto por

motivos regulatorios (especialmente en el contexto del reglamento europeo F-Gas y los compromisos de descarbonización industrial) como por razones de seguridad y compatibilidad operativa en entornos industriales como las refinerías, donde la presencia de sustancias peligrosas debe minimizarse y suele haber atmósferas explosivas (ATEX).

Además, se han estudiado las propiedades termodinámicas de los refrigerantes candidatos con el fin de identificar aquellos que ofrecieran un rendimiento óptimo en el rango de temperaturas y presiones requeridas por el sistema. En concreto, se han buscado fluidos capaces de operar en condiciones de evaporación entre 60 y 100 °C y de condensación por encima de 140 °C, sin exceder presiones críticas que comprometan la eficiencia de los compresores ni la seguridad del sistema. Los refrigerantes ideales deben presentar un equilibrio entre alta entalpía de evaporación, baja presión de trabajo y estabilidad térmica a largo plazo, características que restringen notablemente el número de sustancias compatibles.

A continuación, se analizan los principales tipos de fluidos refrigerantes que se utilizan para bombas de calor de alta temperatura industriales, y se trata de seleccionar los óptimos para utilizar en el caso de estudio.

- **HFCs**

Los hidrofluorocarbonos (HFCs) como R134a o R245fa fueron durante años los fluidos de más utilizados en aplicaciones de bombas de calor de media y alta temperatura. El R134a, con una temperatura crítica de 101 °C, se empleó sobre todo en sistemas de climatización y en algunas aplicaciones industriales de media temperatura. Por su parte, el R245fa alcanza una temperatura crítica de 154 °C, lo que lo convirtió en uno de los refrigerantes más utilizados en los primeros prototipos de bombas de calor de alta temperatura y en ciclos Rankine orgánicos para recuperación de calor.

Sin embargo, su principal desventaja es el elevado potencial de calentamiento global, con valores de GWP cercanos a 1000. Esta característica los ha colocado dentro de

la lista de sustancias sujetas a control y eliminación progresiva en el marco del Reglamento Europeo F-Gas y la Enmienda de Kigali al Protocolo de Montreal [33].

- **HFOs y HCFOs**

Los Hidrofluoroolefinas (HFO) y Clorohidrofluoroolefinas (HCFO) se han consolidado como los candidatos más prometedores para aplicaciones industriales de media y alta temperatura. Entre ellos destacan R1233zd(E), R1224yd(Z), R1234ze(Z) y R1336mzz(Z).

El R1233zd(E) ha sido probado en bombas de calor de gran escala y se encuentra ya disponible comercialmente. Su temperatura crítica (165,6 °C) le permite alcanzar temperaturas de suministro de vapor cercanas a 150 °C, con COP >2 [32].

El R1224yd(Z) comparte características similares, con temperatura crítica de 155 °C y GWP ≈ 1, lo que lo convierte en un posible sustituto de R245fa para aplicaciones en torno a 140–150 °C [32].

El R1234ze(Z) es otro HFO de interés, con temperatura crítica de 150 °C y GWP≈1. Presenta un buen rendimiento, pero su clasificación de seguridad A2L (ligeramente inflamable) puede limitar su implantación en determinados entornos industriales.

Por su parte, el R1336mzz(Z), con temperatura crítica de 171 °C, tiene también capacidad de operar hasta 160 °C de salida con eficiencia y seguridad (A1).

- **Refrigerantes naturales**

El Amoníaco (R717) es un refrigerante con excelentes propiedades termodinámicas y un GWP nulo. Su elevada entalpía de vaporización permite sistemas compactos y eficientes. No obstante, su toxicidad y la clasificación B2L suponen una barrera importante en aplicaciones industriales, especialmente en refinerías. Además, su temperatura crítica (132 °C) limita su uso a aplicaciones con temperaturas de suministro inferiores a 110–120 °C [33].

El Dióxido de Carbono (R744) combina seguridad, bajo coste y GWP=1. Sin embargo, su bajo punto crítico (31 °C) obliga a trabajar en condiciones transcíticas, lo que penaliza la eficiencia en el rango de temperaturas objetivo.

El agua es otro buen refrigerante natural, con T crítica de 374 °C y un impacto ambiental nulo. Su utilización en bombas de compresión está limitada por las altas relaciones de compresión, los grandes caudales volumétricos y las altas temperaturas de descarga. En la actualidad, su aplicación práctica se restringe a desarrollos experimentales

Por otro lado, los Hidrocarburos (HC) se consideran también refrigerantes naturales, y destacan por su excelente rendimiento termodinámico y GWP prácticamente nulo. Fluidos como el R600 (n-butano), R600a (isobutano), R601 (n-pentano) y R601a (isopentano) presentan temperaturas críticas entre 135 y 196 °C , lo que los hace teóricamente viables para el rango $120\text{--}160\text{ °C}$ [33]. Sin embargo, su clasificación A3 (altamente inflamables) los convierte en opciones poco recomendables en entornos industriales con normativa ATEX, como una refinería.

Por tanto, teniendo en cuenta las ventajas e inconvenientes de cada tipo de fluido refrigerante, se consideran los más adecuados para aplicaciones industriales de recuperación de calor a alta temperatura los HFOs y HCFOs. En la Tabla 1 se muestran las principales características de los fluidos seleccionados para su análisis:

Tipo	Fluido	T^a crítica (°C)	P crítica (bar)	ODP	GWP	Grado de seguridad (SG)
HCFO	R1233zd(E)	166,5	36,2	0,00034	1	A1
HCFO	R1224yd(Z)	155,1	33,3	0,00012	<1	A1
HFO	R1234ze(Z)	150,1	35,3	0	<1	A2L
HFO	R1336mzz(Z)	171,3	29	0	2	A1

Tabla 1: Características de fluidos refrigerantes para ciclo simple

Se ha simulado el ciclo simple utilizando estos fluidos para poder comparar sus rendimientos en las mismas condiciones de temperatura de la fuente (80°C) y del vapor generado (150°C), y en la Figura 3.3 se puede observar que se obtiene el mejor rendimiento utilizando **R1233zd(E)**, por lo que este será el fluido seleccionado.

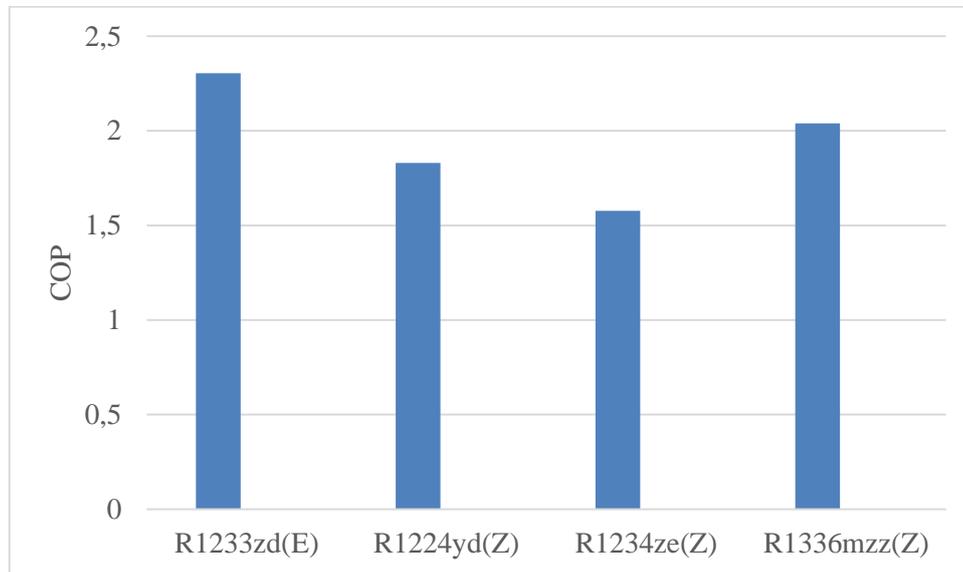


Figura 3.3: Comparación del rendimiento de fluidos refrigerantes para ciclo simple

Para el caso del ciclo en cascada, se han de seleccionar dos fluidos: uno para el ciclo bajo y otro para el ciclo alto. Para el ciclo bajo, se selecciona R1234ze(E), ya que, su temperatura crítica (109,5 °C) lo hace adecuado para condensar en el intercambiador intermedio a 80–100 °C con presiones moderadas y tiene un GWP bajo. Además, en combinación con refrigerantes de alta temperatura crítica como R1233zd(E) ha demostrado ofrecer buenos resultados de eficiencia y viabilidad económica [16]. Para el ciclo superior se han considerado R1233zd(E) y R1336mzz(Z), ambos con bajo GWP y clasificación de seguridad A1. Su elevada temperatura crítica (166 y 171 °C, respectivamente) los hace especialmente adecuados para condensar en el rango de 150–160 °C, garantizando un buen margen de operación y evitando temperaturas de descarga excesivas. En la Tabla 2 se muestran las principales características de los fluidos que se van a analizar.

Ciclo	Tipo	Fluido	Tª crítica (°C)	P crítica (bar)	ODP	GWP	Grado de seguridad (SG)
Alto	HCFO	R1234ze(E)	166,5	36,2	0,00034	1	A1
Alto	HFO	R1234ze(E)	171,3	29	0	2	A1
Bajo	HFO	R1234ze(E)	109,5	36,3	0	6	A2L

Tabla 2: Características de fluidos refrigerantes para ciclo en cascada

Se ha simulado el ciclo en cascada utilizando combinaciones de estos fluidos para comparar sus rendimientos en las mismas condiciones, y se obtiene el mayor COP para la combinación de **R1234ze(E) (ciclo bajo) y R1233zd(E) (ciclo alto)** (Figura 3.4).

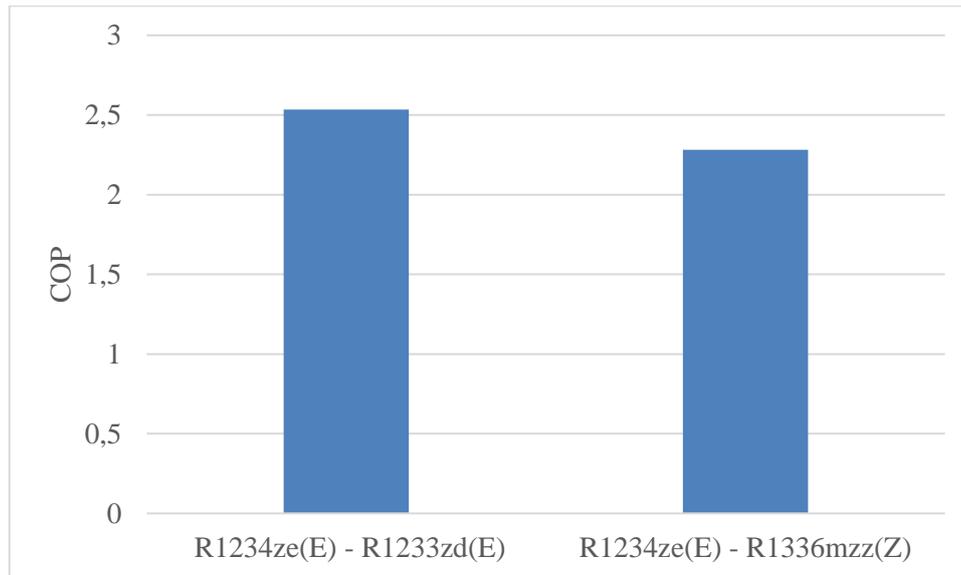


Figura 3.4: Comparación del rendimiento de fluidos refrigerantes para ciclo en cascada

3.3 ECUACIONES PARA LA RESOLUCIÓN DEL MODELO

3.3.1 ANÁLISIS TERMODINÁMICO

El modelo termodinámico de las bombas se resuelve utilizando un conjunto detallado de ecuaciones que describen los procesos termodinámicos fundamentales en cada componente. Para la resolución de los sistemas de ecuaciones planteados se utilizará el software Engineering Equation Solver (EES).

- **Evaporadores** (absorción de calor):

$$q_{evap} = h_2 - h_1 \quad (1)$$

El calor absorbido en el evaporador es igual a la diferencia de entalpía entre la salida (punto 2, vapor saturado o sobrecalentado) y la entrada (punto 1, mezcla líquido–vapor). Este término representa la energía extraída de la corriente residual que actúa como foco frío.

- **Condensadores** (cesión de calor):

$$q_{cond} = h_3 - h_4 \quad (2)$$

El calor útil cedido en el condensador corresponde a la diferencia de entalpía entre el vapor a la salida del compresor (punto 3) y el refrigerante líquido a la salida del condensador (punto 4). Este calor se transfiere al foco caliente (agua o vapor de proceso).

- **Compresores:**

Entalpía real de salida del compresor:

$$h_3 = h_2 + \frac{(h_{3s} - h_2)}{\eta_c} \quad (3)$$

El trabajo específico del compresor se obtiene como la diferencia de entalpía entre la salida (3) y la entrada (2). Si se tiene en cuenta la eficiencia isentrópica, se corrige a partir del proceso isentrópico ideal:

$$w = h_3 - h_2 \quad (4)$$

- **Balances energéticos y rendimiento del ciclo:**

Caudal de refrigerante necesario:

$$\dot{m}_{ref} = \frac{Q_{resid}}{q_{evap}} \quad (5)$$

Potencia térmica entregada:

$$Q_{cond,total} = \dot{m}_{ref} \cdot q_{cond} \quad (6)$$

Potencia eléctrica consumida:

$$W_{total} = \dot{m}_{ref,L} \cdot W_L + \dot{m}_{ref,H} \cdot W_H \quad (7)$$

La potencia eléctrica total representa la suma de la potencia necesaria en el compresor del ciclo bajo y la potencia necesaria en el compresor del ciclo alto.

COP:

$$COP_{total} = \frac{q_{cond,H}}{(w_L + w_H)} \quad (8)$$

3.3.2 ANÁLISIS ECONÓMICO Y MEDIOAMBIENTAL

Además del rendimiento termodinámico, es fundamental evaluar el comportamiento económico y el impacto ambiental de la bomba de calor en comparación con la referencia convencional (caldera de gas). Para ello, se utilizan los siguientes indicadores:

- **Energía anual producida y consumida:**

Se calcula la energía térmica entregada al proceso y la electricidad consumida a lo largo de un año, considerando un número de horas de operación anual. Esto permite escalar los resultados del modelo a la operación real de una refinería.

Energía térmica entregada por año:

$$E_{heat,yr} = Q_{cond,total} \cdot hours_{year} \quad (9)$$

Energía eléctrica consumida por año:

$$E_{elec,yr} = W_{total} \cdot hours_{year} \quad (10)$$

- **Reducción de emisiones de CO₂:**

Emisiones anuales de CO₂ por gas natural:

$$CO_{2,gas,yr} = Q_{gas,yr} \cdot f_{CO_2,gas} \quad (11)$$

Emisiones anuales de CO₂ por electricidad consumida:

$$CO_{2,elec,yr} = E_{elec,yr} \cdot f_{CO_2,elec} \quad (12)$$

Ahorro anual en emisiones de CO₂:

$$CO_{2,saved} = CO_{2,gas,yr} - CO_{2,elec,yr} \quad (13)$$

Se calculan las emisiones anuales de CO₂ asociadas al uso de gas natural en la caldera de referencia y las emisiones asociadas al consumo eléctrico de la bomba de calor, y con ello se estima el CO₂ que se ahorra gracias a la bomba de calor. Los factores de emisión dependen del mix energético de cada país.

- **Costes económicos:**

Inversión inicial (CAPEX):

$$CAPEX = spec_{capex} \cdot Q_{cond,total} \quad (14)$$

En el análisis de inversión, el coste de capital (CAPEX) se divide habitualmente en dos componentes: ISBL (Inside Battery Limits) y OSBL (Outside Battery Limits). El ISBL corresponde al coste directo de los equipos principales de proceso, en este caso la bomba de calor y sus componentes esenciales (compresores, evaporador, condensador y válvulas). El OSBL, por su parte, incluye los costes indirectos asociados a la instalación y puesta en marcha en la planta: obras civiles, tuberías auxiliares, sistemas eléctricos, control e instrumentación, y conexiones con las corrientes de proceso [34].

Costes anuales de operación y mantenimiento:

$$O\&M_{yr} = om_{rate} \cdot CAPEX \quad (15)$$

Los costes anuales de operación y mantenimiento se calculan como un porcentaje del CAPEX, según valores recomendados en la literatura.

Coste anual electricidad consumida:

$$C_{elec,yr} = E_{elec,yr} \cdot c_{elec} \quad (16)$$

Coste total anual operativo:

$$C_{op,yr} = O\&M_{yr} + C_{elec,yr} + CO_{2,elec,yr} \cdot c_{CO2} \quad (17)$$

Se incluyen los costes anuales de operación y mantenimiento, electricidad consumida, y emisiones de CO2 Scope 2 asociadas a la electricidad consumida.

Factor de valor presente para flujos constantes:

$$pv_{factor} = \frac{1 - (1 + r)^{-N}}{r} \quad (18)$$

Coste total del ciclo de vida (LCC):

$$LCC = CAPEX + C_{op,yr} \cdot pv_{factor} \quad (19)$$

El LCC refleja el coste total de la instalación durante su vida útil, sumando la inversión inicial y el valor presente de los costes operativos.

- **Referencia con caldera convencional de gas:**

Energía térmica anual requerida usando caldera de gas:

$$Q_{gas,yr} = \frac{E_{heat,yr}}{\eta_{boiler}} \quad (20)$$

Coste anual del gas consumido:

$$C_{gas,yr} = Q_{gas,yr} \cdot c_{gas} \quad (21)$$

- **Coste nivelado de la energía (LCOE):**

Coste nivelado de la energía producida (LCOE):

$$LCOE = \frac{LCC}{E_{heat,yr} \cdot pv_{factor}} \quad (22)$$

Expresa el coste medio de la energía térmica entregada, considerando todo el ciclo de vida de la instalación. Permite comparar de forma directa con el coste del vapor producido mediante gas.

- **Coste de abatimiento de CO₂ (LCOC):**

$$LCOC = \frac{LCC - Ahorros\ GN - Ahorros\ CO2\ Scope\ 1 - Ahorros\ agua}{CO_{2,saved} \cdot pv_{factor}} \quad (23)$$

Este indicador es clave, ya que, considera no solo los ahorros derivados de la sustitución de gas natural en caldera, sino también los asociados a otros recursos vinculados al sistema de referencia, como el CO₂ y el agua de refrigeración. En una refinería, la recuperación del calor residual mediante bomba de calor evita tanto el consumo de gas natural en la generación de vapor como la necesidad de rechazar ese calor en torres de refrigeración, lo que reduce de forma significativa el consumo de agua y la electricidad asociada a su bombeo y ventilación. De este modo, el cálculo del LCOC refleja de manera más completa los beneficios económicos y ambientales de la tecnología, incorporando simultáneamente los ahorros de combustible, de emisiones de CO₂ y de agua industrial, y ofreciendo una visión integrada de su aportación a la sostenibilidad del proceso.

Además, la inclusión de los ahorros de agua de refrigeración en el cálculo del LCOC resulta especialmente relevante en el contexto actual de escenarios de estrés hídrico

[35]. Muchas refinerías y complejos industriales se localizan en regiones donde la disponibilidad de agua dulce es limitada y sometida a crecientes presiones regulatorias y medioambientales. En estos casos, la reducción del consumo de agua industrial no solo supone un beneficio económico, sino también un valor estratégico al disminuir la dependencia de un recurso crítico.

- **Período de retorno (*Payback*):**

Período de retorno de la inversión:

$$\text{Payback} = \frac{\text{CAPEX}}{\text{Coste anual caldera} - \text{Ahorro anual con HTHP}} \quad (24)$$

Indica el número de años necesarios para recuperar la inversión inicial gracias al ahorro en costes frente a la caldera convencional.

3.4 PARÁMETROS INICIALES

Para el desarrollo del modelo y el análisis comparativo de las configuraciones de ciclo (simple y en cascada), se han definido un conjunto de parámetros iniciales. Estos se dividen en dos categorías: parámetros termodinámicos, que caracterizan las condiciones de operación del sistema, y parámetros económicos y medioambientales, necesarios para la evaluación de la viabilidad técnica, económica y ambiental del proyecto.

3.4.1 PARÁMETROS TERMODINÁMICOS

Los parámetros termodinámicos iniciales definen las condiciones de operación de la bomba de calor y constituyen la base para el modelado del ciclo. Incluyen tanto las características de la corriente residual disponible (temperaturas de entrada y salida, caudal másico y calor específico) como las condiciones de evaporación, condensación e intermedia en el caso del ciclo en cascada. También se fijan hipótesis de eficiencia de los compresores. Estos valores

permiten evaluar el comportamiento energético del sistema y sirven como referencia para los posteriores análisis de sensibilidad.

Para definir las condiciones de partida del análisis se ha considerado como base una corriente de calor residual líquida con temperatura de entrada de 100 °C y salida de 70 °C, con un caudal másico de 25 kg/s y un calor específico de 4,2 kJ/kg·K, lo que equivale a una potencia térmica disponible de aproximadamente 3,1 MW. Estudios de integración energética en plantas de refino reportan corrientes residuales con potencias recuperables del orden de 3 MW, asociadas principalmente a corrientes de agua de refrigeración o de proceso en el rango de 80–120 °C [18],

Parámetro	Valor	Unidades
Temperatura entrada calor residual	80-125	°C
Temperatura salida calor residual	50-95	°C
Flujo másico calor residual [18]	25	kg/s
Potencia térmica calor residual	3,15	MW
Temperatura intermedia ciclo cascada	98,2	°C
Temperatura del vapor generado	150	°C
Rendimiento de los compresores [30]	70	%
Rendimiento de la caldera [30]	70	%

Tabla 3: Parámetros termodinámicos iniciales

3.4.2 PARÁMETROS ECONÓMICOS Y MEDIOAMBIENTALES

Los parámetros económicos y medioambientales se emplean para estimar la viabilidad global del sistema más allá del rendimiento termodinámico. Incluyen el coste específico de inversión, los factores asociados al CAPEX, así como costes de operación y mantenimiento, precios de electricidad y gas natural y horas de funcionamiento anual. Además, se consideran los factores de emisión de CO₂ y un horizonte temporal con tasa de descuento para el cálculo de indicadores económicos (LCC, LCOC, LCOE, payback) y ambientales (reducciones de

emisiones y coste de abatimiento). Estos parámetros permiten establecer una comparación entre la bomba de calor propuesta y la alternativa convencional basada en gas natural.

Parámetro	Valor	Unidades
CAPEX específico ciclo simple [30]	300	€/kW
CAPEX específico ciclo cascada [16]	400	€/kW
Coste de mantenimiento [30]	2	%
Factor de descuento [18]	5	%
Factor de emisiones de CO2 electricidad [37]	0,1	kg/kWh
Factor de emisiones de CO2 gas [36]	0,182	kg/kWh
Consumo de agua de refrigeración [35]	3	ton/MW
Precio de la electricidad [16]	75	€/MWh
Precio del gas [16]	40	€/MWh
Precio del CO2 [38]	74	€/ton
Precio del agua de refrigeración [35]	2	€/ton
Ciclo de vida del proyecto [16]	20	años

Tabla 4: Parámetros económicos y medioambientales iniciales

3.5 CONSIDERACIONES SUPUESTAS EN EL DISEÑO

El diseño propuesto contempla varias hipótesis técnicas y simplificaciones prácticas para el análisis inicial:

- Régimen estacionario (sin análisis dinámico).
- Intercambiadores de calor ideales (sin pérdidas adicionales de presión ni térmicas).
- Refrigerantes considerados en equilibrio termodinámico.
- Rendimiento constante para los compresores.
- Omitidas pérdidas mecánicas adicionales y efectos transitorios.

Estas hipótesis permiten centrar el análisis inicial en la evaluación directa de la eficiencia termodinámica y energética del sistema, facilitando ajustes posteriores más específicos y detallados.

Capítulo 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos a partir del modelo termodinámico, económico y medioambiental desarrollado en el Capítulo 3. Se analizan en detalle las configuraciones de ciclo simple y ciclo en cascada, evaluando su comportamiento bajo los parámetros de operación establecidos para el caso base (calor residual llega a una T^a entrada = 100°C y se enfría hasta una T^a salida = 70°C).

Posteriormente, se realiza una comparación entre ambas configuraciones con el fin de determinar en qué condiciones resulta más ventajosa cada alternativa. En este apartado, se ha llevado a cabo un análisis de sensibilidad para evaluar cómo afectan las condiciones de la fuente de calor residual al funcionamiento de la bomba de calor.

4.1.1 RESULTADOS DEL CICLO SIMPLE

En primer lugar, se analizan los resultados obtenidos para la configuración de ciclo simple de compresión de vapor, empleando los parámetros iniciales definidos en el Capítulo 3.

Desde el punto de vista termodinámico, el ciclo simple permite elevar la temperatura de la corriente residual hasta el nivel requerido por el proceso (150 °C), alcanzando un COP global en el rango de 2–3, en función de las condiciones de evaporación y condensación consideradas. En la Tabla 5 se resumen los principales valores obtenidos para los puntos de estado (1–4):

Punto	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)	Entropía (kJ/kgK)
1	4,48	65	406,8	1,637
2	4,48	65	450	1,765
3	27,36	153,5	494,5	1,796
4	27,36	150	406,8	1,589

Tabla 5: Resultados de los puntos del ciclo simple

En cuanto a las potencias, la Tabla 6 recoge los resultados de potencia térmica entregada en el condensador y el consumo eléctrico del compresor. Estos valores permiten estimar el rendimiento energético global y constituyen la base para el análisis económico.

Parámetro	Valor	Unidades
Potencia térmica calor residual	3,15	MW
Potencia térmica entregada en el condensador	6,4	MW
Consumo eléctrico en el compresor	3,250	MW
COP	1,969	-

Tabla 6: Potencias del ciclo simple

Desde la perspectiva económica y medioambiental, el ciclo simple se caracteriza por un CAPEX reducido respecto al ciclo en cascada, dado que requiere un menor número de equipos principales. En la Tabla 7 se presentan los indicadores económicos más relevantes (CAPEX, OPEX, LCC, LCOE), y en la Tabla 8 los resultados medioambientales asociados (coste de abatimiento y CO₂ y agua evitados).

Parámetro	Valor	Unidades
CAPEX	4.800.000	€
OPEX	2.241.000	€/año
LCC	26.810.000	€
LCOE	53,32	€/MWh
Payback	2,617	años

Tabla 7: Resultados económicos ciclo simple

Parámetro	Valor	Unidades
LCOC	-125,6	€/tCO ₂
Emisiones de CO ₂ evitadas (Scope 1)	13.313	tCO ₂ /año
Emisiones de CO ₂ generadas (Scope 2)	2.600	tCO ₂ /año

Emisiones de CO ₂ abatidas netas	10.712	tCO ₂ /año
Agua de refrigeración evitada	75.600	tH ₂ O/año

Tabla 8: Resultados medioambientales ciclo simple

El ciclo simple constituye una alternativa atractiva cuando las condiciones de operación implican *lifts* moderados y corrientes residuales a temperaturas relativamente altas, ofreciendo una solución económicamente competitiva con un diseño más compacto y sencillo de implementar en entornos industriales.

4.1.2 RESULTADOS DEL CICLO EN CASCADA

En este apartado se presentan los resultados obtenidos para la configuración de ciclo en cascada, empleando los parámetros iniciales definidos en el Capítulo 3. Esta configuración divide el salto térmico total en dos etapas acopladas, lo que permite reducir la relación de compresión en cada compresor y mejorar la eficiencia global del sistema.

Desde el punto de vista termodinámico, el ciclo en cascada muestra un COP superior al del ciclo simple para *lifts* elevados, ya que la distribución del trabajo de compresión entre dos etapas limita tanto el incremento de entropía como las temperaturas de descarga de los compresores. En la Tabla 9 se recogen los principales valores termodinámicos de los puntos característicos de los ciclos inferior y superior (1L–4L y 1H–4H).

Punto	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)	Entropía (kJ/kgK)
1L	14,37	65	353,6	1,48
2L	14,37	65	424,1	1,689
3L	29,21	103,5	441	1,702
4L	29,21	98,2	353,6	1,467
1H	10,02	98,2	406,8	1,608
2H	10,02	98,2	470,2	1,779
3H	27,36	153,5	494,4	1,796
4H	27,36	150	406,8	1,589

Tabla 9: Resultados de los puntos del ciclo en cascada

La temperatura intermedia desempeña un papel clave en el rendimiento del sistema. Valores demasiado bajos penalizan la etapa superior, mientras que valores excesivamente altos incrementan las exigencias de la etapa inferior. El análisis de sensibilidad realizado indica que el rango en torno a 100 °C ofrece un compromiso óptimo entre eficiencia y estabilidad operativa.

En cuanto a las potencias, la Tabla 10 muestra la potencia térmica entregada en el condensador superior y el consumo eléctrico conjunto de ambas etapas. Estos resultados evidencian que el reparto del trabajo entre dos compresores reduce significativamente las temperaturas máximas de descarga, aumentando la fiabilidad del sistema frente a condiciones de operación exigentes.

Parámetro	Valor	Unidades
Potencia térmica calor residual	3,15	MW
Potencia térmica entregada en el condensador	5,398	MW
Consumo eléctrico en el compresor del ciclo bajo	0,756	MW
Consumo eléctrico en el compresor del ciclo alto	1,498	MW
COP	2,401	-

Tabla 10: Potencias del ciclo en cascada

Desde la perspectiva económica y medioambiental, el ciclo en cascada requiere una inversión inicial mayor (CAPEX) que el ciclo simple, al incorporar un mayor número de equipos principales y un intercambiador intermedio. Sin embargo, el mejor rendimiento energético se traduce en menores costes operativos anuales (OPEX) y en una reducción más acusada de las emisiones de CO₂. En la Tabla 11 se resumen los indicadores económicos más relevantes (CAPEX, OPEX, LCC, LCOE) y en la Tabla 12 los resultados medioambientales (LCOC, y CO₂ y agua evitados).

Parámetro	Valor	Unidades
CAPEX	5.398.000	€
OPEX	1.592.000	€/año

LCC	21.030.000	€
LCOE	49,59	€/MWh
Payback	2,89	años

Tabla 11: Resultados económicos ciclo en cascada

Parámetro	Valor	Unidades
LCOC	-139,9	€/tCO ₂
Emisiones de CO ₂ evitadas (Scope 1)	11.229	tCO ₂ /año
Emisiones de CO ₂ generadas (Scope 2)	1.799	tCO ₂ /año
Emisiones de CO ₂ abatidas netas	9.430	tCO ₂ /año
Agua de refrigeración evitada	75.600	tH ₂ O/año

Tabla 12: Resultados medioambientales ciclo en cascada

El análisis respecto a la temperatura intermedia y a la temperatura de condensación pone de manifiesto que la configuración en cascada mantiene COP superiores incluso para *lifts* altos, de en torno a los 70–80 K, temperaturas a partir de las cuales el ciclo simple se vuelve menos competitivo.

4.1.3 ANÁLISIS COMPARATIVO ENTRE AMBAS CONFIGURACIONES

El análisis comparativo entre el ciclo simple y el ciclo en cascada permite identificar las condiciones en las que resulta más ventajosa cada configuración y comprender mejor los compromisos técnicos, económicos y medioambientales asociados a su implementación. Ambos esquemas se han evaluado bajo las mismas condiciones de calor residual disponible (80°C hasta 125°C) y un objetivo de suministro de calor útil a 150 °C, lo que permite una comparación directa y consistente.

En primer lugar, desde la perspectiva termodinámica, el ciclo simple se caracteriza por su simplicidad y por un aprovechamiento directo del calor residual, lo que se traduce en un mayor caudal térmico suministrado al condensador. Su COP resulta competitivo para *lifts* moderados, pero la concentración de todo el salto térmico en una única etapa conlleva una

relación de compresión elevada y un consumo eléctrico específico mayor. Esto implica que, aunque entrega más potencia térmica total, lo hace a costa de una mayor demanda de electricidad en el compresor.

El ciclo en cascada, por el contrario, divide el salto térmico en dos etapas acopladas mediante un intercambiador intermedio. Este reparto del esfuerzo de compresión reduce la relación de compresión en cada etapa y mantiene temperaturas de trabajo más contenidas en los compresores. El resultado es un comportamiento más equilibrado, con un COP global que puede superar al del ciclo simple en escenarios con lifts elevados. Además, la elección de refrigerantes específicos para cada etapa permite un mejor ajuste a las condiciones de evaporación y condensación, algo especialmente relevante cuando se trabaja cerca de los límites críticos de los fluidos.

La evolución de estas tendencias se aprecia claramente en la Figura 4.1, donde se representa el COP en función de la temperatura de la corriente residual manteniendo un salto térmico constante de 30 °C. Se observa que ambos ciclos incrementan su rendimiento conforme aumenta la temperatura de la fuente, al reducirse la relación de compresión relativa. El ciclo en cascada mantiene un COP superior en la mayor parte del rango, destacando especialmente a temperaturas más bajas de la corriente residual, donde la división del *lift* en dos etapas aporta una ventaja clara. Sin embargo, a medida que la fuente se calienta, las curvas de ambos ciclos tienden a converger y la diferencia de rendimiento se reduce, de modo que en torno a 120–125 °C el ciclo simple alcanza valores muy próximos al ciclo en cascada.

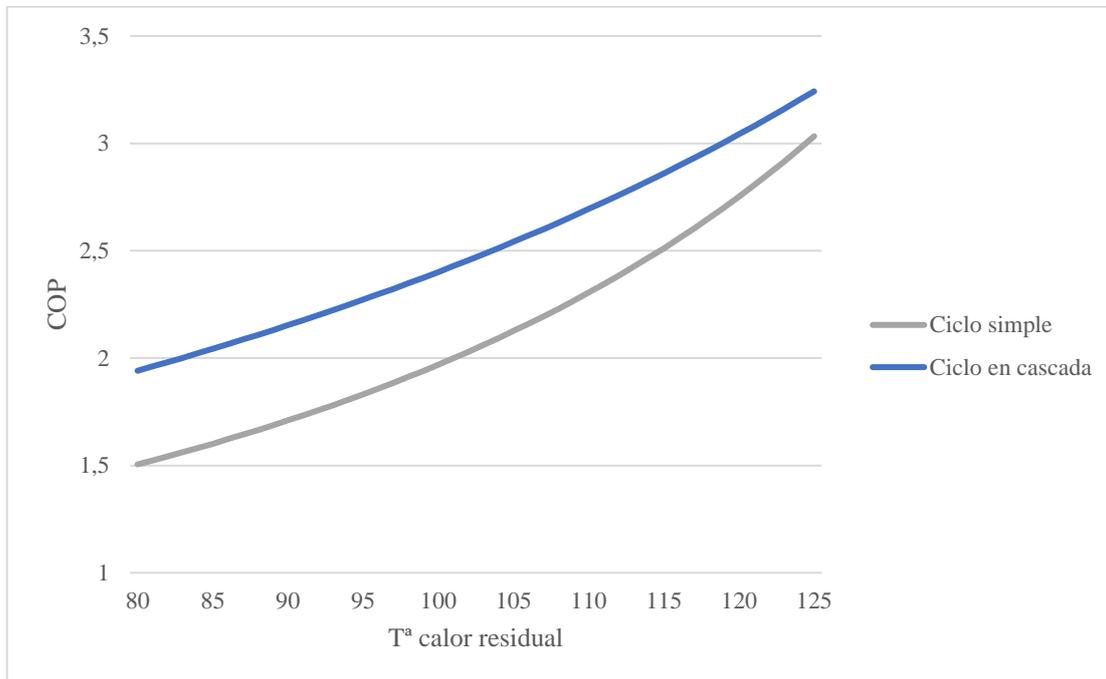


Figura 4.1: Sensibilidad COP vs. Tª calor residual

En el plano económico, el ciclo simple requiere una inversión inicial (CAPEX) menor gracias a la ausencia de intercambiador intermedio y a un único compresor. Sin embargo, al tener un mayor consumo eléctrico, presenta unos costes operativos (OPEX) superiores durante la vida útil del sistema. En cambio, el ciclo en cascada implica un CAPEX más elevado por la necesidad de dos compresores y un intercambiador adicional, pero su menor consumo eléctrico compensa progresivamente la diferencia de inversión inicial. Esta diferencia se refleja en los indicadores globales: el ciclo en cascada ofrece un coste nivelado de la energía (LCOE) y un coste del ciclo de vida (LCC) más competitivos en escenarios con precios eléctricos altos o en proyectos con horizonte temporal largo, donde los ahorros anuales de OPEX se acumulan.

La Figura 4.2 muestra la evolución del LCOE en función de la temperatura de la fuente de calor residual, manteniendo constante el salto térmico de 30 °C. Se aprecia que, en ambos ciclos, el LCOE disminuye progresivamente al aumentar la temperatura del calor residual, reflejando la mejora de eficiencia y la reducción relativa del consumo eléctrico por unidad de calor útil entregado. El ciclo en cascada presenta valores de LCOE más bajos en el rango

de temperaturas intermedias y bajas, lo que confirma su mejor desempeño en condiciones más exigentes. Sin embargo, a medida que la fuente se sitúa por encima de 110–115 °C, el ciclo simple se vuelve más competitivo y llega a situarse por debajo del ciclo en cascada, ya que al disminuir el *lift*, la mayor eficiencia del ciclo en cascada no consigue rentabilizar su mayor inversión inicial.

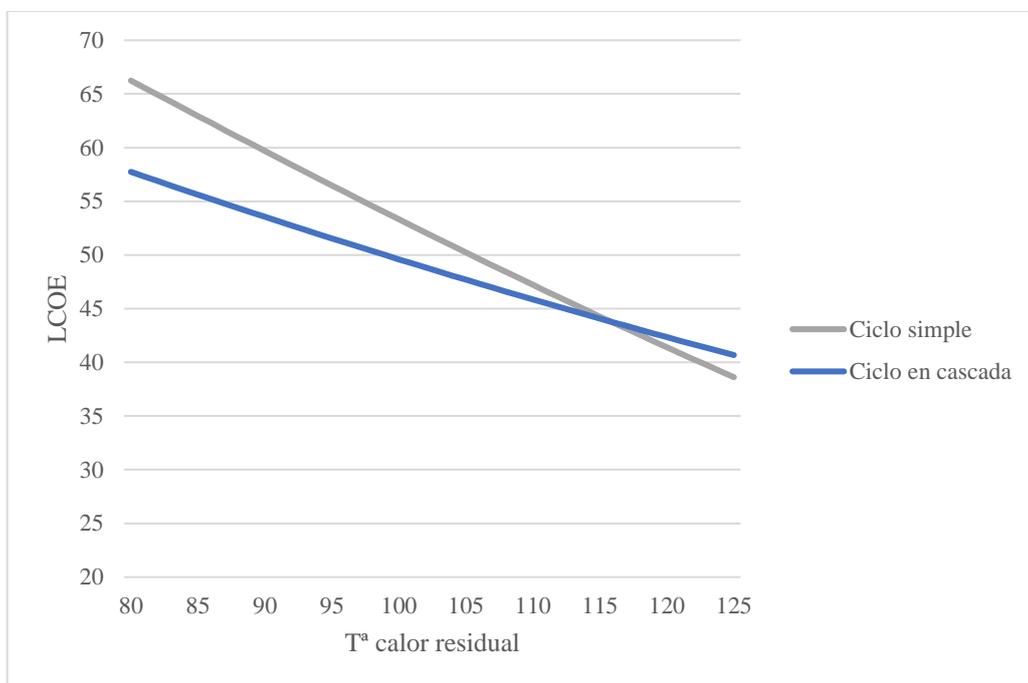


Figura 4.2: Sensibilidad LCOE vs. Tª calor residual

La Figura 4.3 presenta el *payback* frente a la temperatura de la fuente. Al igual que en el LCOE, ambos ciclos reducen de manera notable su periodo de retorno conforme se incrementa la temperatura residual. A temperaturas más bajas, el ciclo en cascada ofrece un retorno más favorable que el simple, gracias a su mayor COP, mientras que a partir de unos 90–95 °C la tendencia se invierte: el ciclo simple consigue periodos de amortización más cortos, descendiendo por debajo de los 2 años en las condiciones más altas.

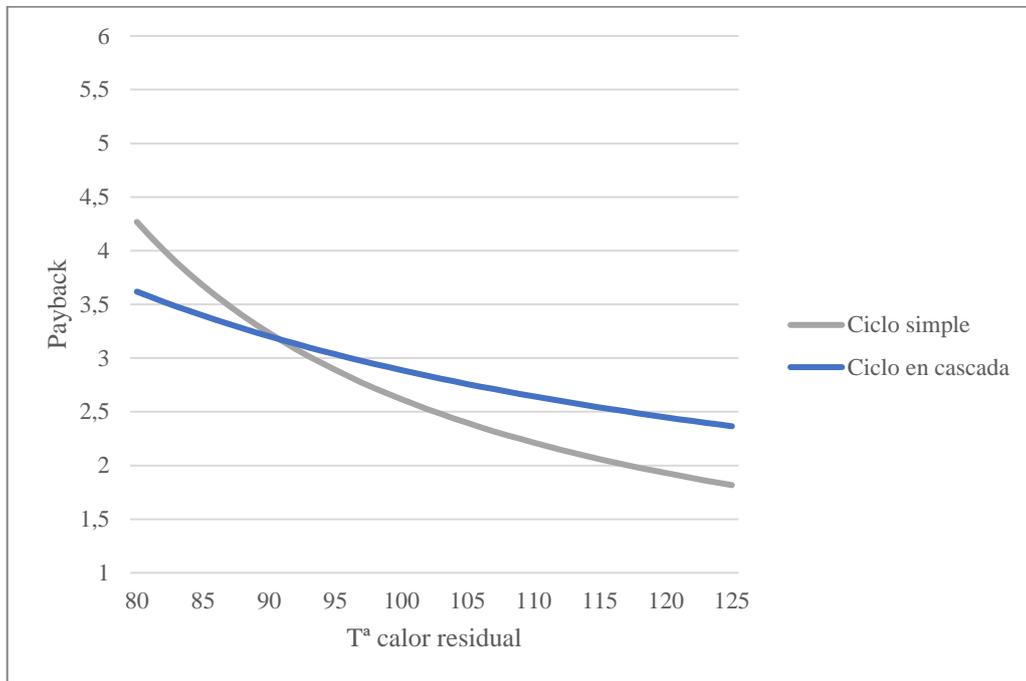


Figura 4.3: Sensibilidad Payback vs. Tª calor residual

Desde el punto de vista medioambiental, ambos ciclos presentan un ahorro notable de emisiones respecto a la caldera de gas natural utilizada como referencia. El ciclo simple logra una reducción significativa, pero su mayor consumo eléctrico limita la magnitud del beneficio neto, sobre todo si el mix eléctrico tiene un factor de emisiones elevado. El ciclo en cascada, al optimizar el uso de la electricidad, consigue un mayor ahorro acumulado de CO₂ y, por tanto, un coste de abatimiento de carbono (LCOC) más favorable en la mayoría de los escenarios.

La Figura 4.4 ilustra cómo varía el LCOC con la temperatura de la corriente residual manteniendo un salto térmico de 30 °C. Se observa que, en ambos ciclos, el coste de abatimiento de carbono es negativo en todo el rango, lo que significa que la inversión queda compensada por los ahorros generados y que la bomba de calor constituye una medida económicamente rentable de reducción de emisiones. A medida que la temperatura de la fuente aumenta, el LCOC desciende de forma progresiva, reflejando que el mayor COP alcanzado reduce tanto los costes operativos como las emisiones asociadas al consumo eléctrico. El ciclo en cascada muestra un desempeño más favorable en la zona de bajas

temperaturas, con valores de LCOC significativamente más negativos que el simple. Sin embargo, conforme la fuente residual se sitúa por encima de 115–120 °C, la tendencia se invierte y el ciclo simple alcanza valores ligeramente más competitivos.

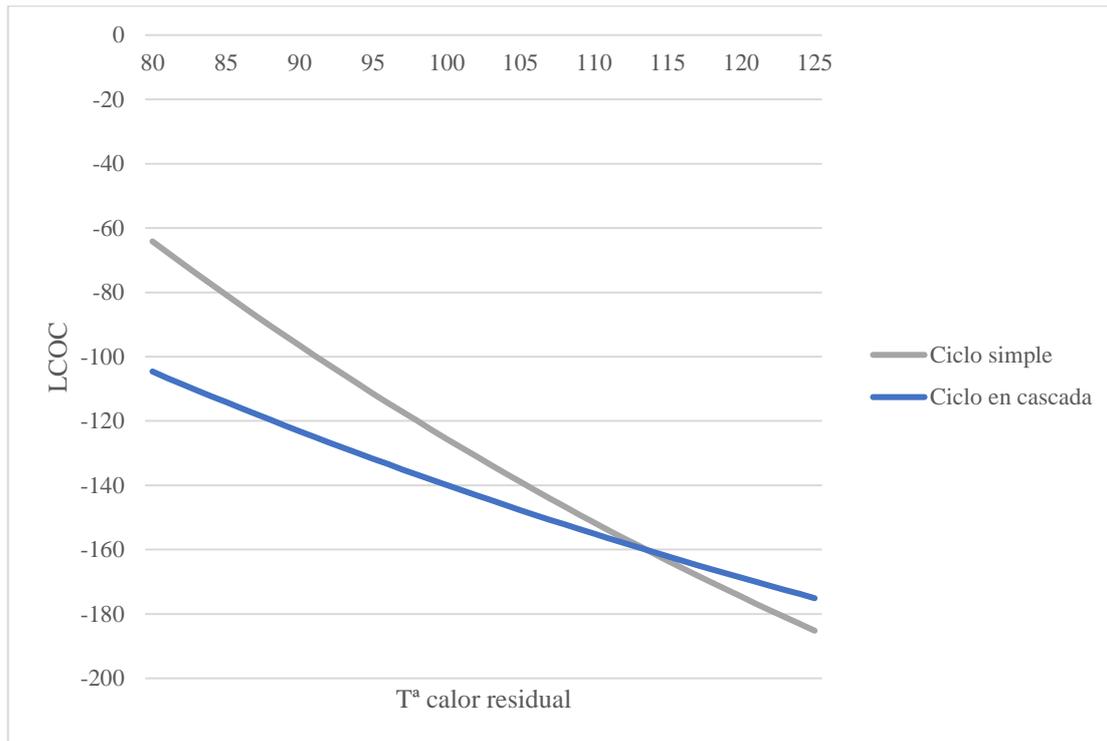


Figura 4.4: Sensibilidad LCOC vs. Tª calor residual

En conjunto, puede concluirse que el ciclo simple es más atractivo en contextos donde el salto térmico a cubrir es moderado, el coste de la electricidad es bajo y se prioriza una solución compacta y de rápida implementación. Por el contrario, el ciclo en cascada resulta más ventajoso cuando se requiere cubrir lifts elevados, se busca maximizar la eficiencia energética y se persigue un mayor ahorro de emisiones a lo largo de la vida útil del proyecto.

Capítulo 5. CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS

5.1 CONCLUSIONES

El presente trabajo ha analizado la viabilidad de las bombas de calor de alta temperatura (HTHP) aplicadas a la recuperación de calor residual en refinerías, evaluando y comparando dos configuraciones de ciclo —simple y en cascada— frente a la alternativa convencional de generación de vapor mediante caldera de gas natural. El análisis se ha llevado a cabo desde tres perspectivas complementarias: termodinámica, económica y medioambiental, con el objetivo de ofrecer una visión integral de la competitividad de esta tecnología en el contexto de la transición energética industrial.

Desde un punto de vista técnico, los resultados demuestran que ambas configuraciones son capaces de valorizar corrientes residuales en el rango de 100–70 °C, elevando su temperatura hasta 150 °C para su integración en la red de vapor de la refinería. El ciclo simple entrega una potencia útil de 6,4 MW con un consumo eléctrico de 3,25 MW, lo que se traduce en un COP de 1,97. El ciclo en cascada, por su parte, suministra 5,40 MW con 2,25 MW de electricidad y alcanza un COP de 2,40. Aunque el ciclo simple proporciona más potencia térmica bruta, lo hace a costa de una mayor demanda de electricidad, mientras que el ciclo en cascada optimiza el uso de la energía eléctrica al dividir el salto térmico en dos etapas, reduciendo la relación de compresión en cada compresor y ofreciendo un rendimiento más equilibrado y robusto.

En el plano económico, la diferencia fundamental radica en el equilibrio entre inversión inicial y costes de operación. El ciclo simple presenta un CAPEX inferior, de 4,8 M€, frente a los 5,4 M€ del ciclo en cascada, gracias a la ausencia de intercambiador intermedio y a la necesidad de un solo compresor. Sin embargo, este ahorro inicial se ve contrarrestado por un OPEX anual notablemente más alto (2,24 frente a 1,59 M€), derivado del mayor consumo eléctrico. Esta diferencia se refleja con claridad en los indicadores de ciclo de vida: el LCC del ciclo simple asciende a 26,8 M€, mientras que el ciclo en cascada se queda en 21,0 M€.

lo que supone una reducción del 20 % a lo largo de la vida útil del sistema. Asimismo, el LCOE resulta más favorable en el ciclo en cascada, con 49,6 €/MWh frente a los 53,3 €/MWh del ciclo simple, lo que confirma su mayor competitividad en escenarios de operación continua y con precios eléctricos elevados. El único indicador en el que el ciclo simple ofrece mejores resultados es el periodo de retorno de la inversión, que se sitúa en 2,62 años, frente a los 2,89 años del ciclo en cascada. Esto refleja que, en situaciones donde se priorice una recuperación rápida del capital, el ciclo simple puede ser más atractivo, aunque en términos globales el ciclo en cascada sea económicamente más ventajoso.

Desde la perspectiva medioambiental, ambas configuraciones ofrecen reducciones significativas de emisiones respecto a la referencia de caldera de gas natural. El ciclo simple evita aproximadamente 10.712 tCO₂ netas al año, mientras que el ciclo en cascada alcanza unas 9.430 tCO₂/año. En términos absolutos, el simple consigue abatir más emisiones debido a que entrega mayor cantidad de energía útil, aunque su menor eficiencia eléctrica limita el beneficio relativo. Al considerar el coste de abatimiento, ambos presentan valores negativos, lo que significa que los ahorros superan a los costes y la inversión es rentable desde el punto de vista ambiental: -125,6 €/tCO₂ en el ciclo simple y -139,9 €/tCO₂ en el ciclo cascada. Este último valor confirma que el ciclo en cascada es más eficiente para reducir emisiones cuando se tienen en cuenta tanto el consumo de electricidad y de agua como el gas natural evitado.

Además, un beneficio añadido de la bomba de calor es la reducción del consumo de agua de refrigeración. En el escenario de referencia, el calor residual se rechazaría en torres de refrigeración, con un consumo estimado de 75.600 t/año de agua. La integración de la bomba de calor evita esta necesidad, aportando una ventaja adicional de sostenibilidad, especialmente relevante en contextos de estrés hídrico donde la disponibilidad de agua dulce es un factor crítico para la operación de las instalaciones industriales.

En conjunto, los resultados permiten extraer varias conclusiones generales sobre la competitividad de cada configuración. El ciclo simple se perfila como la opción más adecuada cuando se prioriza un periodo de retorno corto, se dispone de corrientes residuales

a temperaturas relativamente altas y se busca una solución con menor complejidad constructiva. Por el contrario, el ciclo en cascada se consolida como la mejor alternativa en escenarios con *lifts* elevados y en proyectos donde se valora la eficiencia energética, la reducción de costes de operación y la competitividad a largo plazo. En todos los casos, la comparación con la caldera de gas natural muestra que las bombas de calor de alta temperatura constituyen una alternativa viable, rentable y sostenible, capaz de reducir de manera simultánea el consumo de combustible fósil, las emisiones de CO₂ y el uso de agua de refrigeración en refinerías.

Por tanto, puede afirmarse que la integración de bombas de calor de alta temperatura representa una herramienta clave para avanzar en la descarbonización de la industria del refino. Su éxito futuro dependerá de factores externos como la evolución del precio de la electricidad y del gas, el coste del carbono en el marco del EU ETS y la disponibilidad de incentivos para la electrificación. No obstante, los resultados obtenidos en este trabajo demuestran que, bajo las condiciones actuales, la tecnología ya ofrece un balance positivo en términos técnicos, económicos y medioambientales, consolidándose como una de las opciones más prometedoras para transformar el uso del calor residual en la industria pesada.

5.2 TRABAJOS FUTUROS

Más allá de las conclusiones obtenidas, el trabajo desarrollado abre diferentes líneas de investigación que podrían enriquecer el análisis y mejorar la aplicabilidad de los resultados.

Un aspecto especialmente relevante es la sensibilidad a la evolución futura de los precios de la energía. En este estudio se han empleado precios actuales de electricidad y gas natural, pero la relación entre ambos es dinámica y depende de factores geopolíticos, regulatorios y de penetración de renovables en el sistema eléctrico. Un aumento del precio de la electricidad reduciría la competitividad de las bombas de calor frente a la caldera de gas, mientras que un incremento en el precio del gas natural incrementaría de forma significativa los ahorros económicos y medioambientales asociados a la electrificación. Por ello, una línea de investigación futura consiste en realizar análisis de escenarios energéticos que incluyan

variaciones en la relación electricidad/gas, de forma que se puedan establecer umbrales de rentabilidad y condiciones de mercado en las que la implantación de bombas de calor de alta temperatura sea más atractiva.

También sería de interés ampliar el análisis hacia una perspectiva sectorial y regulatoria, integrando el papel que pueden desempeñar las bombas de calor de alta temperatura en la estrategia de descarbonización de la industria del refino y otros sectores intensivos en calor. Esto implicaría considerar marcos de incentivos (precio del CO₂, subvenciones a la electrificación, precios regulados de la energía) y evaluar la competitividad de la tecnología frente a otras alternativas de descarbonización, como la electrificación directa, la captura de carbono o el hidrógeno renovable.

Finalmente, será fundamental la validación experimental de los modelos presentados mediante datos de proyectos piloto a escala industrial, que permitirán contrastar los resultados y afinar las hipótesis utilizadas. Estos estudios facilitarán además la transferencia tecnológica hacia el sector del refino, contribuyendo a la reducción de emisiones y al cumplimiento de los objetivos de descarbonización.

En definitiva, los trabajos futuros deberán enfocarse en reforzar la robustez del análisis económico frente a la volatilidad de precios, ampliar la perspectiva ambiental más allá del CO₂, e incrementar la evidencia experimental que respalde la implantación de bombas de calor de alta temperatura. Estos avances serán determinantes para consolidar la tecnología como una herramienta clave en la transición hacia una industria del refino baja en carbono y resiliente frente a los desafíos energéticos y ambientales del futuro.

Capítulo 6. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Ritchie H., Rosado P., Roser M. (2023). CO₂ and Greenhouse Gas Emissions
<https://ourworldindata.org/grapher/total-ghg-emissions>
- [2] De Boer, R., Marina, A., Zuhlsdorf, B., Arpagaus, C., Bantle, M., Wilk, V., Elmegaard, B., Corberan, J., & Benson, J. (2020). Strengthening industrial heat pump innovation: Decarbonizing industrial heat.
- [3] Iberdrola. The decarbonisation of industry through renewable energies
<https://www.iberdrola.com/sustainability/energy-transition/industrial-decarbonisation>
- [4] SUSHEAT Consortium (2023). SUSHEAT Smart Integration of Waste and Renewable Energy for Sustainable Heat Upgrade in the Industry. Deliverable D2.1. SUSHEAT Project
- [5] Lee, C., Baroi, D., & Karasawa, A. (2023). *Industrial heat pump market study* (Informe ET23SWE0036). CalNEXT. https://calnext.com/wp-content/uploads/2023/12/ET23SWE0036_Industrial-Heat-Pump-Market-Study_Final-Report.pdf
- [6] Zühlsdorf, B., Poulsen, J. L., Dusek, S., et al. (2023). *Annex 58 – High-Temperature Heat Pumps. Task 1: Technologies* (Report No. HPT-AN58-2). IEA Heat Pump Centre. <https://heatpumpingtechnologies.org/annex58/wp-content/uploads/sites/70/2023/09/annex-58-task-1-technologies-task-report.pdf>
- [7] Rissman, J. (2022). *Decarbonizing low-temperature industrial heat in the U.S.* (Energy Innovation Policy & Technology LLC). <https://energyinnovation.org/wp-content/uploads/Decarbonizing-Low-Temperature-Industrial-Heat-In-The-U.S.-Report-2.pdf>
- [8] CONCAWE. (2012). *EU refinery energy systems and efficiency* (Report No. 3/12). Brussels: CONCAWE. Retrieved from <https://www.concawe.eu>
- [9] Papapetrou, M., Kosmadakis, G., Cipollina, A., La Commare, U., & Micale, G. (2018). Industrial waste heat: Estimation of the technically available resource in the

- EU per industrial sector, temperature level and country. *Applied Thermal Engineering*, 138, 207-216. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.04.043>
- [10] Gangar, N., Macchietto, S., & Markides, C. N. (2020). Recovery and Utilization of Low-Grade Waste Heat in the Oil-Refining Industry Using Heat Engines and Heat Pumps: An International Technoeconomic Comparison. *Energies*, 13(10), 2560. <https://doi.org/10.3390/en13102560>
- [11] Barco-Burgos, J., Bruno, J., Eicker, U., Saldaña-Robles, A., & Alcántar-Camarena, V. (2021). Review on the integration of high-temperature heat pumps in district heating and cooling networks. *Energy*, 239, 122378. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.122378>
- [12] International Energy Agency – Heat Pumping Technologies. (2023). Annex 57: Flexibility by implementation of heat pumps in multi-vector energy systems and thermal networks – Final report. <https://heatpumpingtechnologies.org/annex57/wp-content/uploads/sites/69/2024/12/iea-htp-annex-57-flexibility-by-implementation-of-heat-pump-in-multi-vector-energy-systems-and-thermal-networks-final-report.pdf>
- [13] European Commission (2022). Implementation of sustainable heat upgrade technologies for industry <https://build-up.ec.europa.eu/en/resources-andtools/links/spirit-project>
- [14] European Commission (2023). Heat Pumps Action Plan https://energy.ec.europa.eu/news/heat-pumps-action-plan-online-consultation-launched-commission-accelerate-roll-out-across-eu-2023-06-07_en?etrans=es&wt-search=yes&etransnolive=1
- [15] Repsol. (2023). Proyecto CIRQLAR – Heat circularity <https://www.repsol.com/content/dam/repsol-corporate/es/home/cirqlar-es.pdf>
- [16] Lu, Z., Yao, Y., Liu, G., Ma, W., & Gong, Y. (2022). Thermodynamic and Economic Analysis of a High Temperature Cascade Heat Pump System for Steam Generation. *Processes*, 10(9), 1862. <https://doi.org/10.3390/pr10091862>

- [17] Sun, J., Wang, Y., Qin, Y., Wang, G., Liu, R., & Yang, Y. (2023). A review of super-high-temperature heat pumps over 100 °C. *Energies*, 16(12), 4591. <https://doi.org/10.3390/en16124591>
- [18] Kosmadakis, G., Arpagaus, C., Neofytou, P., & Bertsch, S. (2020). Techno-economic analysis of high-temperature heat pumps with low-global warming potential refrigerants for upgrading waste heat up to 150 °C. *Energy Conversion And Management*, 226, 113488. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113488>
- [19] Dong, Y., & Wang, R. (2024). When and how to use cascade high temperature heat pump—Its multi-criteria evaluation. *Energy Conversion And Management*, 309, 118435. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118435>
- [20] Gailani, A., Cooper, S., Allen, S., Pimm, A., Taylor, P., & Gross, R. (2024). Assessing the potential of decarbonization options for industrial sectors. *Joule*, 8(3), 576-603. <https://doi.org/10.1016/j.joule.2024.01.007>
- [21] Schoeneberger, C. A., McMillan, C. A., Kurup, P., Akar, S., Margolis, R., & Masanet, E. (2020). *Solar for industrial process heat: A review of technologies, analysis approaches, and potential applications in the United States*. *Energy*, 206, 118083. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118083>
- [22] Adamson, K.-M., Walmsley, T. G., Carson, J. K., Chen, Q., Schlosser, F., Kong, L., & Cleland, D. J. (2022). *High-temperature and transcritical heat pump cycles and advancements: A review*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 167, 112798. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112798>
- [23] Arpagaus, C., Bless, F., Uhlmann, M., Schiffmann, J., & Bertsch, S. S. (2018). *High temperature heat pumps: Market overview, state of the art, research status, refrigerants, and application potentials*. *International Journal of Refrigeration*, 91, 95–109. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.03.166>
- [24] Quoilin, S., Van den Broek, M., Declaye, S., Dewallef, P., & Lemort, V. (2013). *Techno-economic survey of Organic Rankine Cycle (ORC) systems*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 22, 168–186. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.028>

- [25] Kauko, H., et al. (2022). *Industrial Thermal Energy Storage: Supporting the transition to decarbonise industry*. TNO.
<https://publications.tno.nl/publication/34640312/28DgXj/kauko-2022-industrial.pdf>
- [26] Iberdrola. *Captura, uso y almacenamiento de carbono (CCUS)*. Recuperado de <https://www.iberdrola.com/sostenibilidad/captura-uso-almacenamiento-de-carbono>
- [27] ANCAP (s.f.). *Procesos de la refinería*. <https://www.ancap.com.uy/1855/1/procesos-de-la-refineria.html>
- [28] I-UPS Project. (2025). *Innovation for Industrial Heat Pumps with Ultra-High Performance and Storage*. Horizon Europe. <https://i-ups.eu>
- [29] Push2Heat Project. (2023). *PUSH2HEAT – Demonstrating high temperature heat pumps in industry*. Horizon Europe. Recuperado de <https://push2heat.eu>
- [30] Bellos, E., Gonidaki, D., Nazos, A., & Kaldellis, J. K. (2025). Feasibility Analysis of Industrial High-Temperature Heat Pumps in Greece. *Applied Sciences*, 15(9), 5171. <https://doi.org/10.3390/app15095171>
- [31] European Commission. *The Net-Zero Industry Act: Making the EU the home of clean technologies manufacturing and green jobs*. Single Market for Industry – Sustainability – Net-Zero Industry Act. https://single-market-economy.ec.europa.eu/industry/sustainability/net-zero-industry-act_en
- [32] Liu, C.; Han, W.; Xue, X. (2022). *Experimental investigation of a high-temperature heat pump for industrial steam production*. *Applied Energy*, 312, 118719. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2022.118719>
- [33] Zini, A.; Socci, L.; Vaccaro, G.; Rocchetti, A.; Talluri, L. (2024). *Working Fluid Selection for High-Temperature Heat Pumps: A Comprehensive Evaluation*. *Energies*, 17(7), 1556. <https://doi.org/10.3390/en17071556>
- [34] Tsagkari, M., Couturier, J.-L., Kokossis, A., & Dubois, J.-L. (2016). *Early-Stage Capital Cost Estimation of Biorefinery Processes: A Comparative Study of Heuristic Techniques*. *ChemSusChem*, 9(17), 2284–2297. <https://doi.org/10.1002/cssc.201600309>

- [35] Zarza, L. F. (2024). *Spain's water is getting more expensive: the challenge of cost recovery*. Smart Water Magazine. <https://smartwatermagazine.com/news/smart-water-magazine/spains-water-getting-more-expensive-challenge-cost-recovery>
- [36] Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. (2024). *Guía para el cálculo de la huella de carbono y para la elaboración de un plan de mejora de una organización*. Oficina Española de Cambio Climático. https://www.miteco.gob.es/content/dam/miteco/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/guia_huella_carbono_tcm30-479093.pdf
- [37] Redeia. (2025). *Environmental Statement EMAS 2024*. https://www.redeia.com/sites/default/files/publication/2025/06/downloadable/EN_REDEIA_MA_2024_EMAS_.pdf
- [38] BBVA. (2025). *Créditos de carbono: qué son y cómo avanzan hacia un mercado global*. BBVA NOTICIAS. <https://www.bbva.com/es/sostenibilidad/que-son-los-creditos-de-carbono-hacia-un-mercado-global-de-emisiones/>
- [39] Briley, G., & Leach, M. (2023). *Industrial high-temperature heat pumps: Applications, economics, and decarbonization potential*. Oak Ridge National Laboratory. U.S. Department of Energy, Office of Scientific and Technical Information. <https://www.osti.gov/servlets/purl/2274958>

ANEXO I. CÓDIGO EES PARA LA RESOLUCIÓN DE LOS CICLOS

Código ciclo simple

\$UnitSystem SI Mass kJ C kPa

"1. Residual-heat data"

T_in_resid=100 [C] {°C}

T_out_resid=70 [C] {°C}

m_dot_resid=25 [kg/s] {kg/s}

cp_resid=4,2 [kJ/kg-K] {kJ/kg·K}

Q_resid=m_dot_resid*cp_resid*(T_in_resid-T_out_resid) {kW}

"2. Cycle parameters (single-stage)"

T_evap=T_out_resid-5 {°C}

T_cond=150 [C] {°C}

F\$='R1233zd(E)' {Fluido del ciclo simple; ajústalo si quieres}

eta_c=0,7 {-}

"3. Single-stage cycle (puntos 1–4)"

T_2=T_evap

$$x_2=1$$

$$P_2=\text{Pressure}(F\$;T=T_2;x=x_2)$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F\$;T=T_2;x=x_2;;;h_2;s_2;)$$

"— Condensador (3–4)"

$$T_4=T_{\text{cond}}$$

$$x_4=0$$

$$P_4=\text{Pressure}(F\$;T=T_4;x=x_4)$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F\$;T=T_4;x=x_4;;;h_4;s_4;)$$

"— Compresor (2–3)"

$$P_3=P_4$$

$$s_3s=s_2$$

$$h_3s=\text{Enthalpy}(F\$;P=P_3;s=s_3s)$$

$$h_3=h_2+(h_3s-h_2)/\eta_c$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F\$;h=h_3;P=P_3:T_3;;;h_3;s_3;)$$

"— Válvula de expansión (4–1)"

$$P_1=P_2$$

$h_1=h_4$

CALL RealThermoProps(F\$,P=P_1;h=h_1:T_1;;; ;s_1;x_1)

"4. Energy balance"

$Q_{\text{evap}}=h_2-h_1$ {kJ/kg}

$Q_{\text{cond}}=h_3-h_4$ {kJ/kg}

$W=h_3-h_2$ {kJ/kg}

$m_{\text{dot_ref}}=Q_{\text{resid}}/Q_{\text{evap}}$ {kg/s}

$Q_{\text{cond_total}}=m_{\text{dot_ref}}*Q_{\text{cond}}$ {kW}

$W_{\text{total}}=m_{\text{dot_ref}}*W$ {kW}

$\text{COP}=Q_{\text{cond_total}}/W_{\text{total}}$ {-}

"5. Economic & environmental inputs"

$\text{spec_capex}=300$ {EUR/kW}

$\text{osbl_factor}=2,5$

$c_{\text{elec}}=0,075$ {EUR/kWh}

$c_{\text{gas}}=0,04$ {EUR/kWh}

$\text{om_rate}=0,02$ {-}

eta_boiler=0,70 {-}

f_CO2_elec=0,10 {kg/kWh}

f_CO2_gas=0,182 {kg/kWh}

N_years=20 {yr}

r=0,08 {-}

hours_year=8000 {h/yr}

c_CO2=75 {EUR/tCO2}

c_water=2 {EUR/t}

water_cons=3 {t/MWth}

"6. Annual figures"

$E_{heat_yr} = Q_{cond_total} * hours_year$ {kWh/yr}

$E_{elec_yr} = W_{total} * hours_year$ {kWh/yr}

"7. Costs"

$CAPEX = osbl_factor * spec_capex * Q_{cond_total}$ {EUR}

$O_M_yr = om_rate * CAPEX$ {EUR/yr}

$C_{elec_yr} = E_{elec_yr} * c_{elec}$ {EUR/yr}

$CO2_{elec_yr} = E_{elec_yr} * f_{CO2_elec} / 1000$

$$C_CO2_scope2_yr = CO2_elec_yr * c_CO2$$

$$C_op_yr = O_M_yr + C_elec_yr + C_CO2_scope2_yr \quad \{EUR/yr\}$$

"8. Present-value & indicators"

$$pv_factor = (1 - (1+r)^{-N_years}) / r$$

$$LCC = CAPEX + C_op_yr * pv_factor \quad \{EUR\}$$

$$LCOE = LCC / (E_heat_yr * pv_factor) * 1000 \quad \{EUR/MWh\}$$

"9. Gas-boiler reference"

$$Q_gas_yr = E_heat_yr / \eta_{boiler} \quad \{kWh/yr\}$$

$$C_gas_yr = Q_gas_yr * c_gas \quad \{EUR/yr\}$$

$$CO2_gas_yr = Q_gas_yr * f_CO2_gas / 1000 \quad \{ton/yr\}$$

$$C_CO2_scope1_ref_yr = CO2_gas_yr * c_CO2 \quad \{EUR/yr\}$$

"11. Cooling-water savings in the reference (tower make-up)"

$$water_saved = water_cons * Q_resid * hours_year / 1000 \quad \{t/yr\}$$

$$C_water_ref = water_saved * c_water \quad \{EUR/año\}$$

"12. Emissions & payback"

$$\text{CO2_saved}=\text{CO2_gas_yr}-\text{CO2_elec_yr} \quad \{\text{ton/yr}\}$$

$$\text{Payback}=\text{CAPEX}/(\text{C_gas_yr}+\text{C_CO2_scope1_ref_yr}+\text{C_water_ref}-\text{C_op_yr}) \quad \{\text{yr}\}$$

"13. CO2 abatement cost"

$$\text{CO2_benefit}=\text{c_CO2}*\text{CO2_saved}*pv_factor \quad \{\text{EUR}\}$$

LCOC=(LCC-

$$(\text{C_gas_yr}+\text{C_CO2_scope1_ref_yr}+\text{C_water_ref})*pv_factor)/(\text{CO2_saved}*pv_factor)$$

{EUR/tCO2}

Código ciclo en cascada

\$UnitSystem SI Mass kJ C kPa

"1. Residual-heat data"

T_in_resid=100 [C] {°C}

T_out_resid=70 [C] {°C}

m_dot_resid=25 [kg/s] {kg/s}

cp_resid=4,2 [kJ/kg-K] {kJ/kg·K}

Q_resid=m_dot_resid*cp_resid*(T_in_resid-T_out_resid) {kW}

"2. Cycle parameters"

T_evap_L=T_out_resid-5 {°C}

T_int=98,2 [C] {°C}

T_cond_H=150 [C] {°C}

F_L\$='R1234ze(E)'

F_H\$='R1233zd(E)'

eta_c=0,7 {-}

"3. Low-temperature cycle"

T_2L=T_evap_L

$$x_{2L}=1$$

$$P_{2L}=\text{Pressure}(F_L\$;T=T_{2L};x=x_{2L})$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_L\$;T=T_{2L};x=x_{2L};;h_{2L};s_{2L};;)$$

$$T_{4L}=T_{\text{int}}$$

$$x_{4L}=0$$

$$P_{4L}=\text{Pressure}(F_L\$;T=T_{4L};x=x_{4L})$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_L\$;T=T_{4L};x=x_{4L};;h_{4L};s_{4L};;)$$

$$P_{3L}=P_{4L}$$

$$s_{3sL}=s_{2L}$$

$$h_{3sL}=\text{Enthalpy}(F_L\$;P=P_{3L};s=s_{3sL})$$

$$h_{3L}=h_{2L}+(h_{3sL}-h_{2L})/\eta_{\text{c}}$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_L\$;h=h_{3L};P=P_{3L};T_{3L};;h_{3L};s_{3L};;)$$

$$P_{1L}=P_{2L}$$

$$h_{1L}=h_{4L}$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_L\$;P=P_{1L};h=h_{1L};T_{1L};;s_{1L};x_{1L};;)$$

"4. High-temperature cycle"

$$T_{2H}=T_{int}$$

$$x_{2H}=1$$

$$P_{2H}=\text{Pressure}(F_H\$;T=T_{2H};x=x_{2H})$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_H\$;T=T_{2H};x=x_{2H};;h_{2H};s_{2H};;)$$

$$T_{4H}=T_{cond_H}$$

$$x_{4H}=0$$

$$P_{4H}=\text{Pressure}(F_H\$;T=T_{4H};x=x_{4H})$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_H\$;T=T_{4H};x=x_{4H};;h_{4H};s_{4H};;)$$

$$P_{3H}=P_{4H}$$

$$s_{3H}=s_{2H}$$

$$h_{3H}=\text{Enthalpy}(F_H\$;P=P_{3H};s=s_{3H})$$

$$h_{3H}=h_{2H}+(h_{3H}-h_{2H})/\eta_c$$

$$\text{CALL RealThermoProps}(F_H\$;h=h_{3H};P=P_{3H};T_{3H};;h_{3H};s_{3H};;)$$

$$P_{1H}=P_{2H}$$

$$h_{1H}=h_{4H}$$

CALL RealThermoProps(F_H\$,P=P_1H;h=h_1H:T_1H;;; ;s_1H;;x_1H)

"5. Energy balance"

"Calores específicos por unidad de masa"

$$Q_{\text{evap_L}} = h_{2L} - h_{1L} \quad \{\text{kJ/kg, etapa baja}\}$$

$$Q_{\text{cond_H}} = h_{3H} - h_{4H} \quad \{\text{kJ/kg, etapa alta}\}$$

$$Q_{\text{int_L}} = h_{3L} - h_{4L} \quad \{\text{kJ/kg, calor condensado en L}\}$$

$$Q_{\text{int_H}} = h_{2H} - h_{1H} \quad \{\text{kJ/kg, calor evaporado en H}\}$$

$$W_L = h_{3L} - h_{2L} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$W_H = h_{3H} - h_{2H} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

"Caudal en etapa baja viene de la fuente residual"

$$m_{\text{dot_L}} = Q_{\text{resid}} / Q_{\text{evap_L}} \quad \{\text{kg/s}\}$$

"Acoplamiento térmico en el intercambiador intermedio"

$$Q_{\text{int}} = m_{\text{dot_L}} * Q_{\text{int_L}} \quad \{\text{kW, calor que entrega L al intermedio}\}$$

"Caudal en etapa alta por balance en el intermedio"

$$m_dot_H = Q_int / Q_int_H \quad \{\text{kg/s}\}$$

"Potencias y COP global"

$$Q_cond_total = m_dot_H * Q_cond_H \quad \{\text{kW}\}$$

$$W_total = m_dot_L * W_L + m_dot_H * W_H \quad \{\text{kW}\}$$

$$COP = Q_cond_total / W_total \quad \{-\}$$

"6. Economic & environmental inputs"

$$spec_capex=400 \quad \{\text{EUR/kW}\}$$

$$osbl_factor=2,5$$

$$c_elec=0,075 \quad \{\text{EUR/kWh}\}$$

$$c_gas=0,04 \quad \{\text{EUR/kWh}\}$$

$$om_rate=0,02 \quad \{-\}$$

$$eta_boiler=0,70 \quad \{-\}$$

$$f_CO2_elec=0,1 \quad \{\text{kg/kWh}\}$$

$$f_CO2_gas=0,182 \quad \{\text{kg/kWh}\}$$

$$N_years=20 \quad \{\text{yr}\}$$

$$r=0,08 \quad \{-\}$$

$$hours_year=8000 \quad \{\text{h/yr}\}$$

c_CO2=75 {EUR/tCO2}

c_water=2 {EUR/t}

water_cons=3 {t/MWth}

"7. Annual figures"

E_heat_yr=Q_cond_total*hours_year {kWh/yr}

E_elec_yr=W_total*hours_year {kWh/yr}

"8. Costs"

CAPEX=osbl_factor*spec_capex*Q_cond_total {EUR}

O_M_yr=om_rate*CAPEX {EUR/yr}

C_elec_yr=E_elec_yr*c_elec {EUR/yr}

CO2_elec_yr= E_elec_yr*f_CO2_elec/1000 {tCO2/yr}

C_CO2_scope2_yr = CO2_elec_yr*c_CO2 {EUR/yr}

C_op_yr=O_M_yr+C_elec_yr+ C_CO2_scope2_yr {EUR/yr}

"9. Present-value & indicators"

pv_factor=(1-(1+r)^(-N_years))/r

LCC=CAPEX+C_op_yr*pv_factor {EUR}

$$\text{LCOE} = \text{LCC} / (\text{E_heat_yr} * \text{pv_factor}) * 1000 \quad \{\text{EUR/MWh}\}$$

"10. Gas-boiler reference"

$$\text{Q_gas_yr} = \text{E_heat_yr} / \text{eta_boiler} \quad \{\text{kWh/yr}\}$$

$$\text{C_gas_yr} = \text{Q_gas_yr} * \text{c_gas} \quad \{\text{EUR/yr}\}$$

$$\text{CO2_gas_yr} = \text{Q_gas_yr} * \text{f_CO2_gas} / 1000 \quad \{\text{ton/yr}\}$$

$$\text{C_CO2_scope1_ref_yr} = \text{CO2_gas_yr} * \text{c_CO2} \quad \{\text{EUR/yr}\}$$

"11. Cooling-water savings in the reference (tower make-up)"

$$\text{water_saved} = \text{water_cons} * \text{Q_resid} * \text{hours_year} / 1000 \quad \{\text{t/yr}\}$$

$$\text{C_water_ref} = \text{water_saved} * \text{c_water} \quad \{\text{EUR/yr}\}$$

"12. Emissions & payback"

$$\text{CO2_saved} = \text{CO2_gas_yr} - \text{CO2_elec_yr} \quad \{\text{ton/yr}\}$$

$$\text{Payback} = \text{CAPEX} / (\text{C_gas_yr} + \text{C_CO2_scope1_ref_yr} + \text{C_water_ref} - \text{C_op_yr}) \quad \{\text{yr}\}$$

"13. CO2 abatement cost"

$$\text{CO2_benefit} = \text{c_CO2} * \text{CO2_saved} * \text{pv_factor} \quad \{\text{EUR}\}$$

LCOC=(LCC-

(C_gas_yr+C_CO2_scope1_ref_yr+C_water_ref)*pv_factor)/(CO2_saved*pv_factor)

{EUR/tCO2}

ANEXO II. ALINEACIÓN CON LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE (ODS)

Los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) establecidos por la Organización de las Naciones Unidas (ONU) buscan abordar los principales desafíos globales, incluyendo la sostenibilidad ambiental y la lucha contra el cambio climático. En este contexto, el diseño y optimización de bombas de calor de alta temperatura para la recuperación de calor residual en refinerías se alinea directamente con varios ODS, contribuyendo a la transición hacia una economía baja en carbono y el uso eficiente de los recursos energéticos.

Uno de los ODS más relevantes en este proyecto es el **ODS 7: Energía Asequible y No Contaminante**, que promueve el acceso a energía sostenible y la mejora en la eficiencia energética. Las bombas de calor industriales permiten reducir la dependencia de combustibles fósiles en procesos de alta demanda térmica, fomentando la electrificación con energía renovable y mejorando el rendimiento energético del sector industrial.

Asimismo, este trabajo contribuye al **ODS 9: Industria, Innovación e Infraestructura**, al fomentar el desarrollo de tecnologías avanzadas para mejorar la sostenibilidad de la industria de refinación. La integración de bombas de calor de alta temperatura impulsa la innovación tecnológica en la eficiencia térmica y la optimización de procesos industriales, reduciendo costos operativos y promoviendo una economía más competitiva y sustentable.

El **ODS 12: Producción y Consumo Responsables** también se ve impactado positivamente, ya que la implementación de esta tecnología contribuye a una gestión más eficiente de los recursos, reduciendo el desperdicio de energía y promoviendo un modelo de economía circular dentro de la industria.

Por último, el **ODS 13: Acción por el Clima** es un objetivo clave al que este proyecto aporta significativamente. La optimización de bombas de calor de alta temperatura permite reducir las emisiones de CO₂ asociadas a la generación de calor en refinerías, mitigando el impacto ambiental y contribuyendo a los compromisos internacionales en la lucha contra el cambio climático.

En conclusión, este proyecto no solo busca mejorar la eficiencia y sostenibilidad del sector industrial, sino que también se posiciona como una solución alineada con los ODS, promoviendo una industria más limpia, innovadora y responsable con el medio ambiente.