



COMILLAS
UNIVERSIDAD PONTIFICIA

ICAI

Máster Universitario en Ingeniería Industrial

Trabajo fin de máster

Recuperación de calores residuales en
una cementera mediante ciclo de
Rankine orgánico (ORC)

Autor

Lorenzo Serrat Albano

Dirigido por

José Ignacio Linares Hurtado

Eva María Arenas Pinilla

Madrid, julio 2023

Lorenzo Serrat Albano, declara bajo su responsabilidad, que el Proyecto con título **Recuperación de calores residuales en una cementera mediante ciclo rankine orgánico** presentado en la ETS de Ingeniería (ICAI) de la Universidad Pontificia Comillas en el curso académico 2022/23 es de su 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.: Lorenzo Serrat Albano

Fecha: 17 / 07 / 2023

Autoriza la entrega:
LOS DIRECTORES DEL PROYECTO

Fdo.: José Ignacio Linares Hurtado

Fecha: 17 / 07 / 2023

Fdo.: Eva María Arenas Pinilla

Fecha: 17 / 07 / 2023



COMILLAS
UNIVERSIDAD PONTIFICIA

ICAI

Máster Universitario en Ingeniería Industrial

Trabajo fin de máster

Recuperación de calores residuales en una cementera mediante ciclo de Rankine orgánico (ORC)

Autor

Lorenzo Serrat Albano

Dirigido por

José Ignacio Linares Hurtado

Eva María Arenas Pinilla

Madrid, julio 2023

Agradecimientos

A mis directores, y especialmente a José Ignacio, por el tan buen tutelaje en todos los proyectos que hemos hecho. Gracias a él y con este proyecto he descubierto un sector desconocido para mi que esconde muchos retos en los años que vienen.

A José Porras, por su ayuda y supervisión para modelar el ciclo en CAD.

A mis padres por acompañarme a lo largo de mi periodo universitario que termina con este proyecto.

A Adri, Rodrigo, Carmen, Pelayo, Carlos y Julio; por acompañarme y llenar de buenos momentos estos dos años llenos de baches, agotamiento y falta de ganas.

Recuperación de calores residuales en una cementera mediante ciclo de Rankine orgánico

Autor: Serrat Albano, Lorenzo

Directores: Linares Hurtado, José Ignacio; Arenas Pinilla, Eva María.

Entidad colaboradora: Cátedra Fundación Repsol de Transición Energética.

Resumen del proyecto

En este proyecto se ha estudiado el aprovechamiento del calor residual en los gases de escape del horno de una cementera para producir energía eléctrica con un ciclo de Rankine orgánico (ORC). La energía se autoconsumirá, reduciendo la demanda de la red con el ahorro económico y de emisiones de alcance dos que ello supone. Se modelará y dimensionará el ORC, y se calculará la cobertura, el LCOE, los beneficios obtenidos y la reducción de emisiones. La mejor configuración para la fábrica genera 1,6 MWe, cubriendo un 25 % de la demanda anual de la planta con un LCOE de 63 €/MWe. El proyecto reporta unas ganancias de 11 M€ y un ahorro de 2255 toneladas de CO_2 anuales. Existen otras configuraciones que generan hasta 6,1 MWe con el mismo LCOE y que permiten cubrir prácticamente toda la demanda de la fábrica. Sin embargo tienen ciertas desventajas que hacen que no sea una solución tan interesante para la cementera.

Palabras clave: ORC, cementera, fuente de calor, gases, electricidad, combustibles, cobertura, emisiones.

1. Introducción

El cemento es el material más consumido después del agua, y su producción es causante de más de un 7 % de las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero [1, 2, 3]. La situación actual de la industria obliga a una descarbonización apresurada, para lo cual se están desarrollando soluciones como el uso de combustibles alternativos, captura de CO_2 o mejoras de la eficiencia energética de las fábricas [1, 2, 4].

Este proyecto apuesta por la eficiencia energética, haciendo cogeneración con un ciclo de cola que aprovecha el calor de los gases calientes del horno que se expulsan por la chimenea. Se usará un ORC por su buena adaptación a fuentes de calor de baja temperatura [5], y la electricidad que genere será consumida por la propia cementera. Gracias al proyecto, se conseguirá una fuente de energía barata, fiable y libre de emisiones.

El alcance de este trabajo es modelar el ORC, hacer un diseño preliminar de sus componentes, calcular cuánta demanda es capaz de cubrir, evaluar la viabilidad económica de la instalación obteniendo el coste normalizado de la electricidad y los beneficios que reporta, y analizar su huella de carbono.

2. Estado de la técnica

El proceso de fabricación del cemento supone la calcinación de roca caliza junto a otros aditivos en un horno rotatorio. Dentro de éste se han de mantener temperaturas de hasta 2000°C [6, 7], lo que implica un alto consumo de combustibles. Los procesos químicos que ocurren en el horno liberan gran cantidad de CO_2 retenido en la roca, que se suman a las emisiones causadas por la combustión [8, 6, 7]. La corriente de gases calientes que se genera en el horno pasa por una torre donde se precalientan y se secan las materia primas. Al final de todo este proceso, salen por la chimenea a 190°C [8, 6, 7].

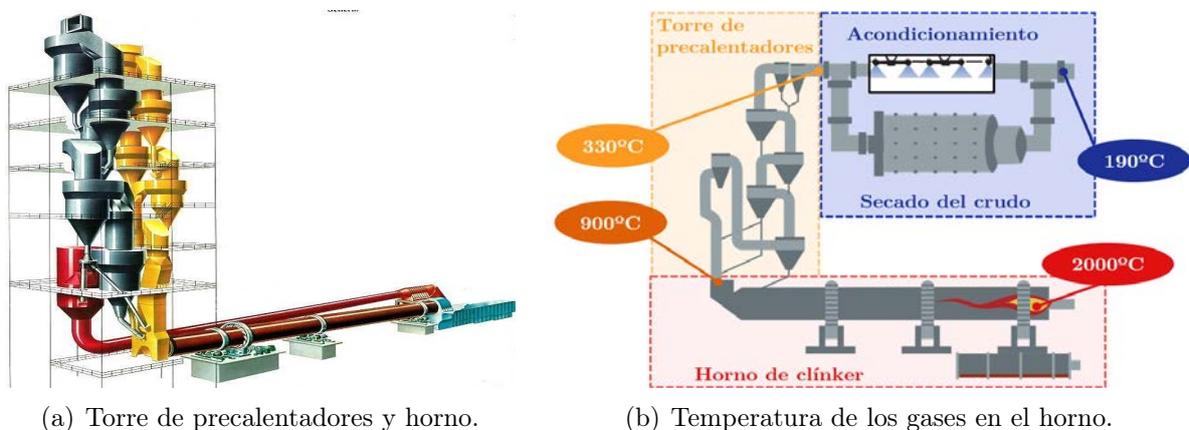
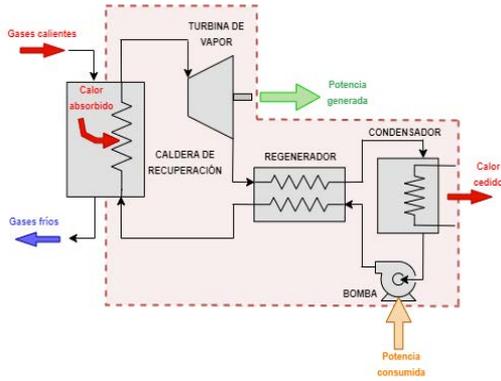


Figura 1: Ilustraciones del horno de una cementera. Fuentes: Deyna Pinho 2003; Oficemen, 2020.

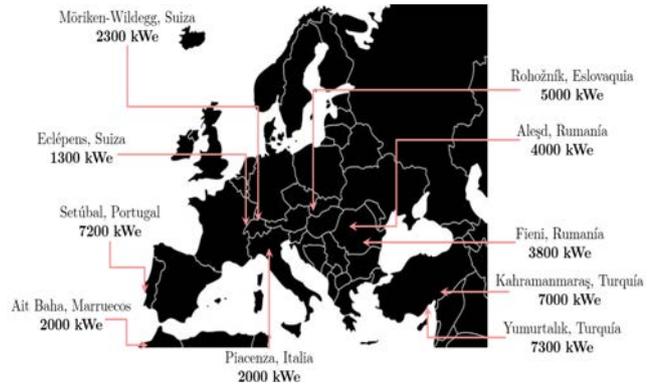
La corriente de gases caliente permite instalar un ciclo de cola, que es un sistema de cogeneración que genera energía eléctrica a partir del calor residual de un proceso [5]. Dadas las temperaturas de la Figura 1 (entre los 330 y los 190°C) interesa instalar un ORC, ya que operan con buen rendimiento entre los 100 y los 350°C . Estos ciclos usan un fluido orgánico cuyas propiedades encajan bien con estas temperaturas, además de operar con presiones más bajas que el agua y necesitarse instalaciones más sencillas ya que se puede prescindir de algunos elementos muy costosos [5, 7, 9].

Los elementos que conforman un ORC son las turbomáquinas (turbina y bomba), la caldera de recuperación, el condensador, el regenerador y los conductos. Básicamente, la caldera de recuperación transfiere el calor de los gases al fluido orgánico, que se expande en una turbina para convertir su energía en trabajo útil. El condensador cede el calor excedente al foco frío. La bomba eleva la presión del fluido y el regenerador permite precalentar el fluido para mejorar la eficiencia del ciclo [5].

Actualmente en Europa sólo hay 10 ORC's instalados en cementeras, con potencias de entre los 2 y los 7 MWe [10]; y no habiendo ninguno en España. El caso del cemento chino ha demostrado que la toma de medidas en aspectos de eficiencia energética en las fábricas permite reducir notablemente las emisiones asociadas al cemento [11, 12].



(a) Esquema del ORC.

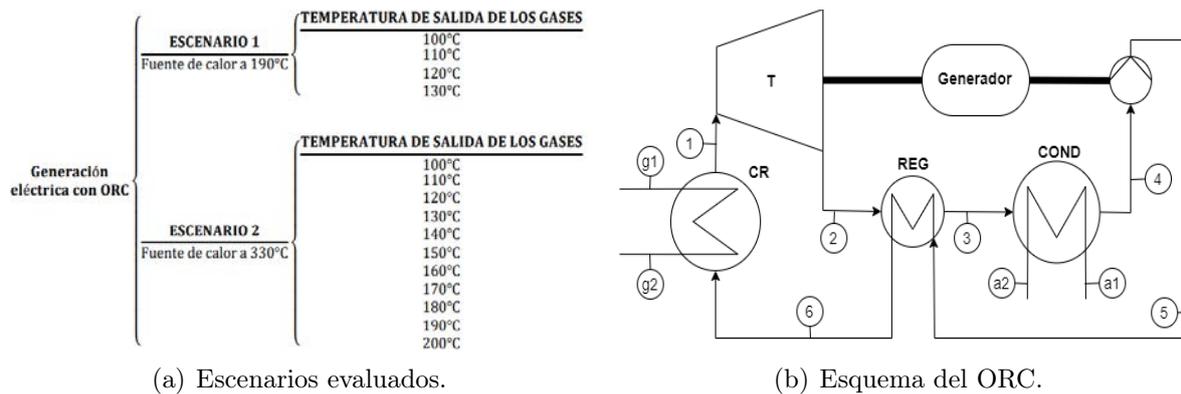


(b) ORC's en cementerías instalados en Europa.

Figura 2: Esquema del ciclo de Rankine orgánico y penetración de esta tecnología en el sector cementero europeo. Fuentes: Elaboración propia.

3. Metodología

El gasto másico de gases de escape es de 110 kg/s, y se puede aprovechar a 190°C o a 330°C si se quema algo más de combustible en el precalcinador para abastecer el secado del crudo. Para ambos escenarios, se evaluará el comportamiento del ORC según la temperatura de enfriamiento de los gases, que nunca bajará de 100°C. En concreto, los escenarios analizados son los de la Figura 3. Cabe mencionar que aquellos que enfrían por debajo de 120°C son meramente teóricos, ya que en ellos ocurriría condensación de productos ácidos que causarían corrosión en la chimenea.



(a) Escenarios evaluados.

(b) Esquema del ORC.

Figura 3: Escenarios evaluados para resolver el ORC y esquema del modelo. Fuente: elaboración propia.

El esquema del ORC es el de la Figura 3. Se resolverán sus ecuaciones de comportamiento y se optimizarán los parámetros del ciclo para maximizar la potencia generada. Dentro de esta optimización está la elección del fluido orgánico, para lo cual se evaluará el modelo con distintas sustancias y se hará una comparación para ver cuál da mejores resultados. Se estudiará también el rendimiento del ORC en cada caso haciendo un análisis de las exergías.

Una vez optimizado el modelo, se hará un dimensionamiento preliminar de los componentes del ciclo. La caldera de recuperación será un intercambiador de flujos cruzados, y se calcularán mediante el método DTLM sus dimensiones, el número y tipo de tubos, y las caídas de presión. El condensador será de carcasa y tubos y también se resolverá por el método DTLM. Para este intercambiador se calculará su longitud, diámetro, número de tubos y caídas de presión. El regenerador será un intercambiador de circuito impreso, que se resolverá con su metodología específica [13, 14], obteniendo sus dimensiones, número de conductos y caídas de presión. Bomba y turbina se dimensionarán con las curvas de Baljè [15, 16], que dan información del tamaño del rodete, su velocidad y el rendimiento de las máquinas. Los conductos se diseñarán siguiendo las normas Norsok Standard P-001, ASME B31.1-2007 y ANSI B36.10M. Estas normas dan las pautas para calcular el tamaño de los conductos siguiendo los criterios de velocidad máxima y caída de presión.

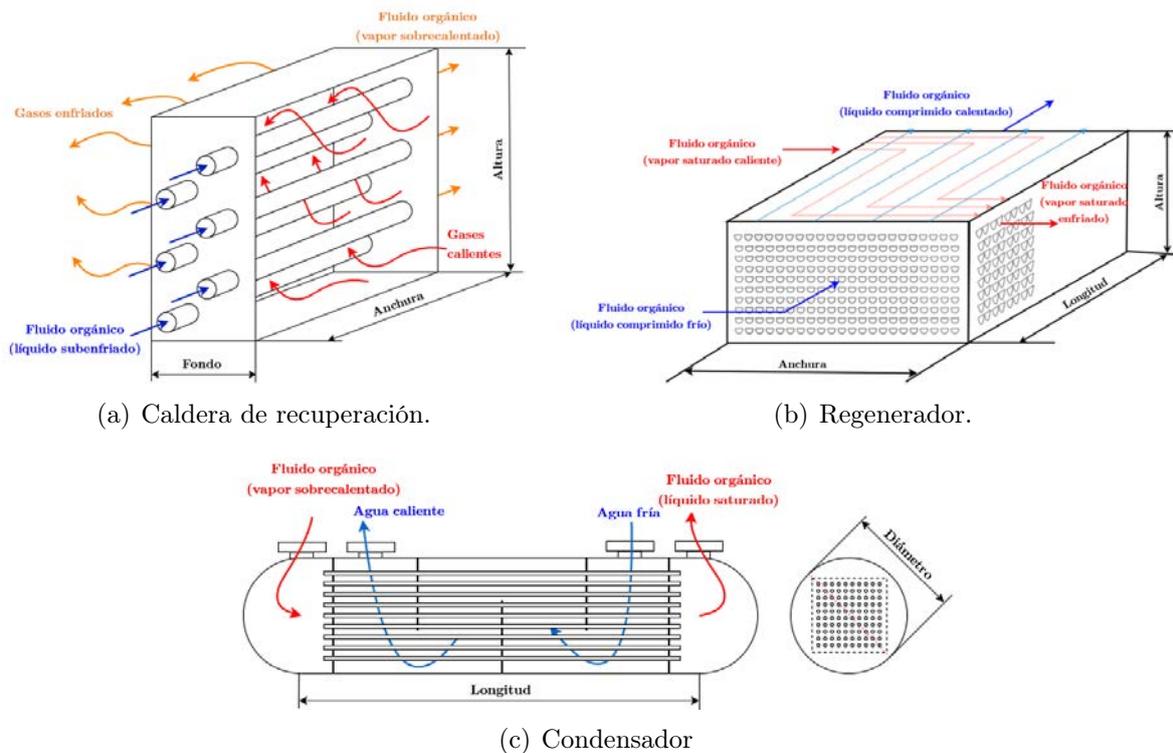


Figura 4: Esquemas de los intercambiadores de calor. Fuente: elaboración propia.

En el análisis económico se calculará el LCOE (LCOECD con la fuente de calor a 330°C ya que también se seca el crudo¹), el VAN, la TIR y el período de retorno del proyecto. Se ha estimado el CAPEX a partir de varios proyectos similares [17]. Los costes de mantenimiento suelen ser alrededor del 2,3 % del CAPEX y se ha de sumar el salario de los operarios [18]. Se evaluarán distintos escenarios para el precio de la electricidad (entre los 50 y los 150 €/MWh) y del combustible (entre los 5 y los 30 €/MWh), para tener

¹Además del coste eléctrico (LCOE), éste índice evalúa el combustible requerido para el secado de crudo (Crude Drying).

una idea más amplia de los beneficios que puede generar el proyecto. La vida útil del proyecto se establecerá en 20 años [18, 19, 20], considerando un wacc del 7,5 %, una tasa de actualización nominal de coste del mantenimiento y el combustible del 2,5 % y una tasa nominal para la electricidad del 5 %.

Con la potencia producida se calculará la demanda abastecida, donde se asumirá que el ORC opera todas las horas del año. Además, a partir de esta energía sustituida de la red se obtendrá la reducción de emisiones asociada al proyecto. Para ello se considerará el factor de emisión del mix español, que es 161,4 kg CO_2 /MWh [21].

4. Resultados

La configuración óptima es utilizar N-Butano como fluido orgánico en un ciclo transcrito con regeneración. Para la fuente de calor a 190°C la potencia del ciclo está entre los 1923 y los 1390 kWe según cuánto se enfríen los gases, dando lugar a coberturas de entre el 29,75 y el 21,50 % de la demanda anual de la cementera. De todos los escenarios analizados, el más interesante es el que enfría los gases hasta los 120°C, generando 1595 kWe, cubriendo un 24,68 % de la demanda y evitando 2255 toneladas de CO_2 anuales. El LCOE asciende a 62,85 €/MWh, dando el proyecto un VAN de 10,9 M€, una rentabilidad del 21,18 % y recuperando la inversión en 6,7 años. En el caso más favorable, se podrían conseguir beneficios de hasta 40 M€, y en el más desfavorable bajarían hasta los 3 M€.

Para este escenario, la caldera de recuperación tiene 8 metros de ancho, 2 de alto y 0,75 de fondo. El condensador mide 10,72 metros y su diámetro es de 1,7 metros. El regenerador tiene 0,47 metros de alto, 0,6 de ancho y 1,8 de largo. La turbina es axial y con un solo escalonamiento, donde el rodete tiene 26,7 cm de diámetro y gira a 30.000 rpm. La bomba es centrífuga, girando a la misma velocidad que la turbina y con un rodete de 6,8 cm. Las dimensiones de las tuberías se muestran en la Tabla 1. Con todo esto, el ORC cabría en una sala de 15 metros de largo, 17 de ancho y 6 de alto.

Tabla 1: Resultados de los conductos para el escenario 190-120. Fuente: elaboración propia.

Conductos							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Gases				N-Butano			
G1	3	DN1150	9,53	1	3	DN125	6,55
G2	3	DN1150	9,53	2	4	DN300	12,7
Agua				3	1	DN550	9,53
				4	3	DN65	5,16
A1	1	DN250	6,35	5	3	DN65	5,16
A2	1	DN250	6,35	6	1	DN100	6,02

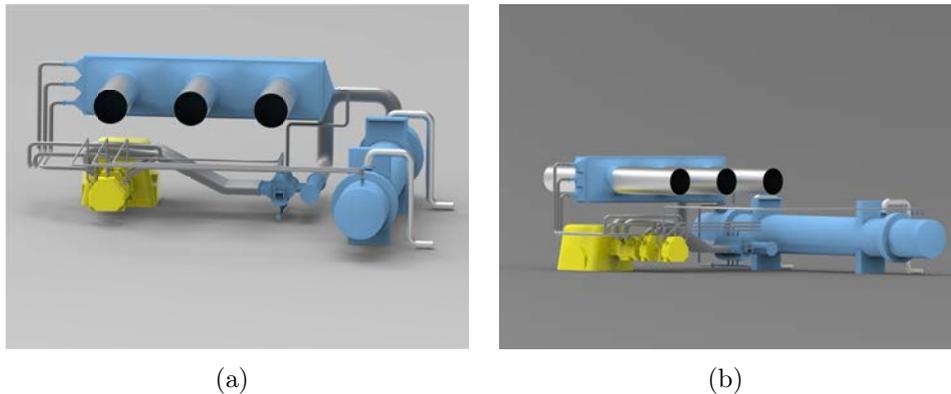


Figura 5: Modelo del ORC para el escenario 190-120. Fuente: elaboración propia.

Con la fuente de calor a 330°C la potencia del ciclo está entre los 6300 y los 4400 kWe según cuánto se enfríen los gases, dando lugar a coberturas de entre el 97,51 y el 68,01 % de la demanda anual de la cementera. Para conseguir un ahorro de emisiones, se ha de quemar un combustible extra 100 % biomásico. De lo contrario el proyecto generaría emisiones adicionales a las que ya tiene la fábrica. En caso de usar biomasa, el ahorro está entre las 6000 y 9000 toneladas anuales de CO_2 ; si no, en el peor de los casos se emitiría en torno a 40.000 toneladas de CO_2 cada año. De los tres casos de especial interés, se ha considerado más relevante el que más potencia genera, produciendo 6159 kWe y cubriendo un 95,29 % de la demanda. La electricidad generada tiene un LCOECD de 62,44 €/MWh, siendo el VAN del proyecto de 42,2 M€. La TIR asciende a un 24,81 % y el retorno se consigue en 5,6 años. En el caso más favorable los beneficios ascienden a 93 M€, y se podría tener pérdidas de hasta 35 M€ si el combustible se encareciera mucho y la electricidad se abaratara en el mercado. Se ha llevado a cabo un análisis de sensibilidad al coste de la electricidad y la biomasa, obteniendo el mapa dado en la Figura 6.

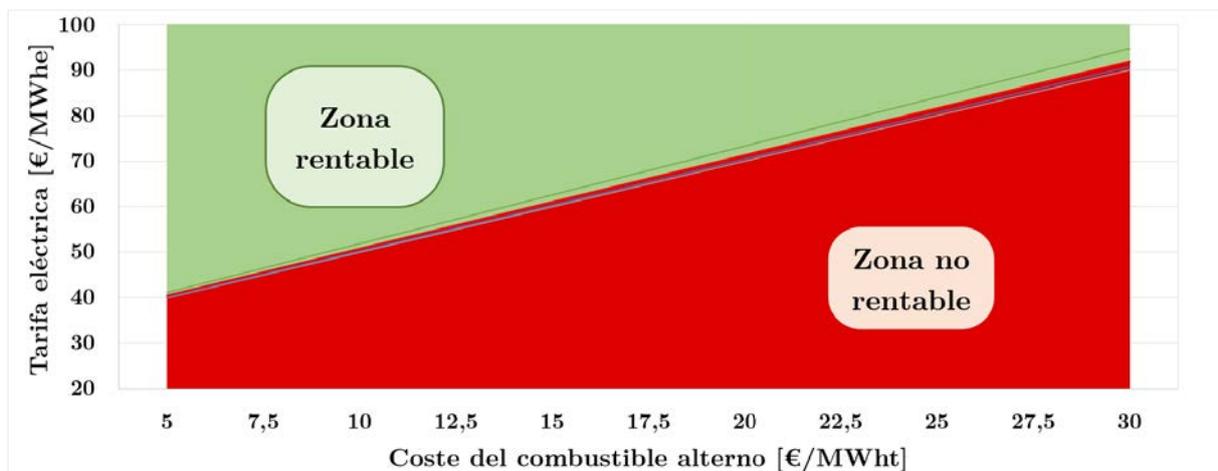


Figura 6: Mapa de rentabilidad en función del precio de la electricidad y del coste del combustible alternativo con la fuente de calor a 330°C . Fuente: elaboración propia.

Para este escenario, la caldera de recuperación tiene 8 metros de ancho, 3,75 de alto y 2,01 de fondo. El condensador mide 10,75 metros y su diámetro es de 2,87 metros. El regenerador tiene 1,02 metros de alto, 0,6 de ancho y 6 de largo. La turbina es axial y con un solo escalonamiento, donde el rodete tiene 53,4 cm de diámetro y gira a 15.000 rpm. La bomba es centrífuga, girando a la misma velocidad que la turbina y con un rodete de 14,2 cm. Los resultados de los conductos son los mostrados en la Tabla 1, siendo un poco más grandes en este caso. No se ha hecho el modelo en CAD del ORC, pero el ciclo podría ubicarse en una sala de dimensiones similares al caso anterior, necesitándose algo más de altura.

Tabla 2: Resultados de los conductos para el escenario 330-120. Fuente: elaboración propia.

Conductos							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Gases				N-Butano			
G1	3	DN1150	9,53	1	1	DN125	9,53
G2	3	DN1150	9,53	2	5	DN450	7,92
Agua				3	1	DN800	12,7
				4	1	DN150	7,11
A1	1	DN400	7,92	5	1	DN150	7,11
A2	1	DN400	7,92	6	1	DN150	7,11

5. Conclusiones

Se han evaluado distintas soluciones para aprovechar el calor residual del horno de una cementera. En ningún caso es posible abastecer toda la demanda de la fábrica, pero sí se puede cubrir hasta un 95 % de esta (con una quema extra de combustible asociada). Gracias al ORC, es posible reducir las emisiones de alcance 2 de la cementera, aunque la contribución es poca ya que tan solo se reduce en menos de un 1 % las emisiones totales de la fábrica. Por lo tanto, el interés de este proyecto reside en generar un beneficio económico que permita posteriores inversiones en planes de descarbonización más ambiciosos.

La configuración ideal del ORC dependerá de la estrategia de la cementera a corto y medio plazo, pero se considera que la solución más interesante es aprovechar los gases a 190°C y enfriarlos hasta los 120°C. Por un lado, esta solución es mucho más fácil de implementar ya que no requiere modificar el layout de la planta y no aumenta la complejidad de operarla, cosa que actualmente está siendo un problema a causa de la introducción de los combustibles alternativos. Por otro lado, si se quiere el calor a 330°C, es necesario quemar biomasa para no emitir más CO_2 a la atmósfera. Sin embargo, este tipo de combustible hace mejor su labor de descarbonización si se quema en el horno para bajar el factor de emisión del clínker, con que no interesa reservarlo para el ORC. Además, la biomasa cada vez es más valiosa y su precio está subiendo, por lo que los beneficios bajarían.

Bibliografía

- [1] R. Bocca and M. Ashraf, “Net-zero industry tracker: Cement industry,” tech. rep., World Economic Forum, 2022.
- [2] D. Hodgson and P. Hugues, “Cement,” tech. rep., International Energy Agency, 2022.
- [3] Z. Liu, Z. Deng, S. J. Davis, C. Giron, and P. Ciaï, “Monitoring global carbon emissions in 2021,” *Nature Reviews Earth Environment volumen 3*, páginas 217–219, Marzo 2022.
- [4] Oficemen, “Hoja de ruta de la industria cementera española para alcanzar la neutralidad climática en 2050,” tech. rep., Agrupación de fabricantes de cemento de España, 2020.
- [5] J. I. Linares Hurtado, “Cogeneración, renovables y ciclos de potencia avanzados,” *Apuntes privados de Ingeniería Energética, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.
- [6] Y. E. Estrella Condezo, “Modelamiento termodinámico del proceso de clinkerización en una planta de producción de cemento a partir de un análisis basado en balances de masa y energía,” *Instituto Latinoamericano de Tecnología, Infraestructura y Territorio (ILATIT)*, 2017.
- [7] D. Belmonte Rivas, “Cogeneración con ciclo de cola en industria cementera,” *Universidad de Valladolid*, 2017.
- [8] “Presentación de la fábrica piloto,” 2022.
- [9] L. Jiménez Douglas, “Simulación y optimización de un ciclo rankine orgánico de pequeña potencia,” *Universidad de Zaragoza*, 2013.
- [10] ORC World Map, “Overview of all orc units installed in the world, <https://orc-world-map.org/>,” 2023.
- [11] Christian Doh Dinga, Zongguo Wen, “China’s green deal: Can china’s cement industry achieve carbon neutral emissions by 2060?,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022.
- [12] RMI and China Cement Association, “Toward net zero: Decarbonization roadmap for china’s cement industry,” 2022.
- [13] Ignacio Pablo Serrano Remón, “Análisis de sistemas de conversión de potencia en reactores nucleares de fusión con envolturas regeneradoras de doble refrigerante,” *Universidad Pontificia de Comillas*, 2014.
- [14] Renaud Le Pierres, David Southall, Stephen Osborne, “Impact of mechanical design issues on printed circuit heat exchangers,” *Proceedings of SCO2 Power Cycle Symposium 2011. University of Colorado at Boulder.*, 2011.

- [15] M. Gambini and M. Vellini, “Turbomachinery: Fundamentals, selection and preliminary design,” *Springer Tracts in Mechanical Engineering*, 2020.
- [16] O. Cordier, “Ähnlichkeitsbedingungen für strömungsmaschinen,” *BWK Bd. 6, Nr. 10*, 1953.
- [17] S. Lemmens, “Cost engineering techniques and their applicability for cost estimation of organic rankine cycle systems,” *Energies*, 2016.
- [18] I. Obernberger, P. Thonhofer, and E. Reisenhofer, “Description and evaluation of the new 1000 kwe organic rankine cycle process integrated in the biomass chp plant in lienz, austria,” *Euroheat Power, Volume 10, pp 18-25*, 2002.
- [19] L. Li, L. Tao, Q. Li, and Y. Hu, “Experimentally economic analysis of orc power plant with low-temperature waste heat recovery,” *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 16, pp 35-44, 2021.
- [20] R. Rowshanzadeh, “Performance and cost evaluation of organic rankine cycle at different technologies,” *KTH University*, 2011.
- [21] Red Eléctrica de España, “Datos del sistema eléctrico. <https://www.ree.es/es/datos/generacion/no-renovables-detalle-emisiones-CO2>,” 2023.

Waste heat recovery in a cement plant using an organic Rankine Cycle

Author: Serrat Albano, Lorenzo

Supervisors: Linares Hurtado, José Ignacio; Arenas Pinilla, Eva María.

Collaborating entity: Cátedra Fundación Repsol de Transición Energética.

Abstract

In this project, a waste heat recovery solution using an organic Rankine cycle (ORC) has been studied, where the energy source comes from the exhaust gases of a clinker kiln. This The electricity produced will be self-consumed by the factory, reducing costs due to lowered grid demand and cutting down scope 2 emissions of the cement production. The ORC will be modeled by its behaviour equations. A preliminary design of its components will be done, calculating the main dimensions of each one and the footprint of the installation. The energy supply will be analyzed besides the scope 2 emission reduction associated to the project. An economic study will be done, calculating the LCOE and the main indicators (NPV, IRR, PB). The best configuration for the cement plant generates 1.6 MWe, covering 25% of the annual electricity consumption of the factory with a 63 €/MWh LCOE. The project NPV is 11 M€ and saves of 2255 CO_2 tons per year. There are other configurations possible for the ORC that generate up to 6.1 MWe with roughly the same LCOE and able to supply up to 95% of the demand. Despite those better results, certain drawbacks make these configurations not as interesting for the cement plant as the one selected.

Keywords: ORC, cement plant, heat source, gases, electricity, fuel, energy supply, emissions.

1. Introduction

Cement is the most consumed material after water, and its production is the cause of more than 7% of global greenhouse gas emissions [1, 2, 3]. Urgent decarbonization is needed to tackle the current situation of the industry, and several solutions are being developed such as the use of alternative fuels, CO_2 capture or improvements in the energy efficiency of factories [1, 2, 4].

This project studies an energy efficiency solution, where a bottoming cycle consumes part of the waste heat coming from the clinker kiln exhaust gases. An ORC will be used in this combined heat and power application due to its good adaptation to low temperature heat sources [5]. The electricity generated is a cheap, carbon-free and reliable energy source, so it will be self-consumed by the factory.

The project scope is to model the ORC, make a preliminary design of its components, calculate demand coverage, evaluate the economic feasibility of the plant (normalised costs, revenues and profitability) and analyze the carbon footprint.

2. State of art

The cement production process involves the calcination of limestone along with other additives in a rotary kiln. Inside it, temperatures up to 2000°C are achieved [6, 7], which leads to a high fuel consumption to maintain the temperature. The chemical reactions that occur in the kiln release large amounts of CO_2 retained in the limestone, which have to be added to combustion-caused carbon emissions [8, 6, 7]. The stream of hot gases generated in the kiln passes through a tower where the raw materials are preheated and dried. At the end of this process, they exit the chimney at 190°C [8, 6, 7].

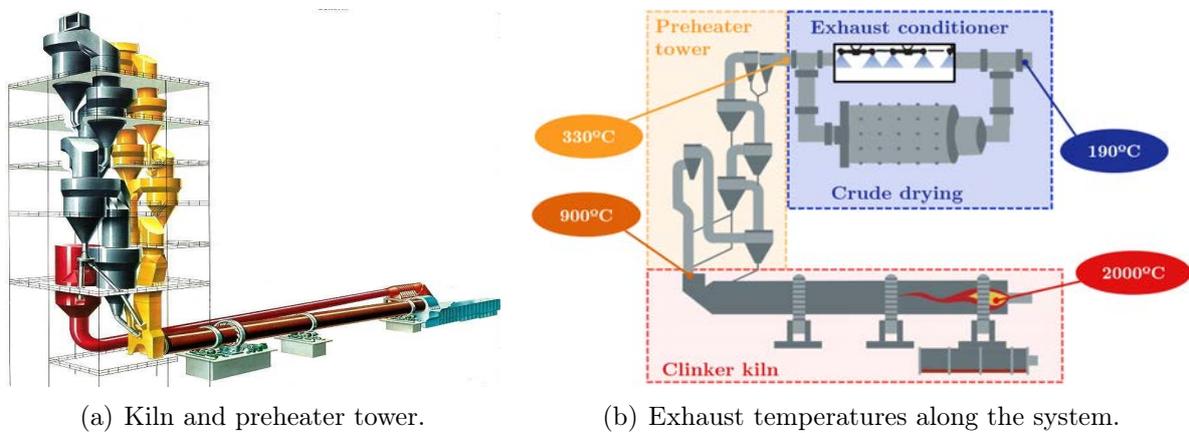


Figure 1: Clinker kiln illustrations. Sources: Deyna Pinho 2003; Oficemen, 2020.

Hot exhaust gases stream allows the installation of a bottoming cycle that generates electricity from the waste heat of the clinker production process [5]. Due to the temperature level of the system, around $190\text{-}330^{\circ}\text{C}$, an ORC is a suitable solution since its good performance with heat sources between $100\text{ to }350^{\circ}\text{C}$. These power cycles use an organic fluid whose properties fit well with these temperatures, in addition to lower pressure operation compared to water and simpler installations since several complex and expensive components can be removed [5, 7, 9].

The elements that make up an ORC are the turbomachinery (turbine and pump), the waste heat recovery boiler, the condenser, the regenerator and the ducts. Basically, the waste heat recovery boiler transfers the thermal energy from the exhaust gases to the organic fluid, which is expanded in a turbine to convert its energy into useful work. The condenser gives away the excess heat to the cold focus. The pump raises the fluid pressure and the regenerator preheats the fluid to improve the efficiency of the cycle [5].

Currently in Europe there are only 10 ORC's installed in cement plants, with capacities between 2 and 7 MWe [10]; none of them located in Spain. The study case of Chinese cement plants demonstrates that energy efficiency in factories make possible a significant emission reduction in the cement production process [11, 12].

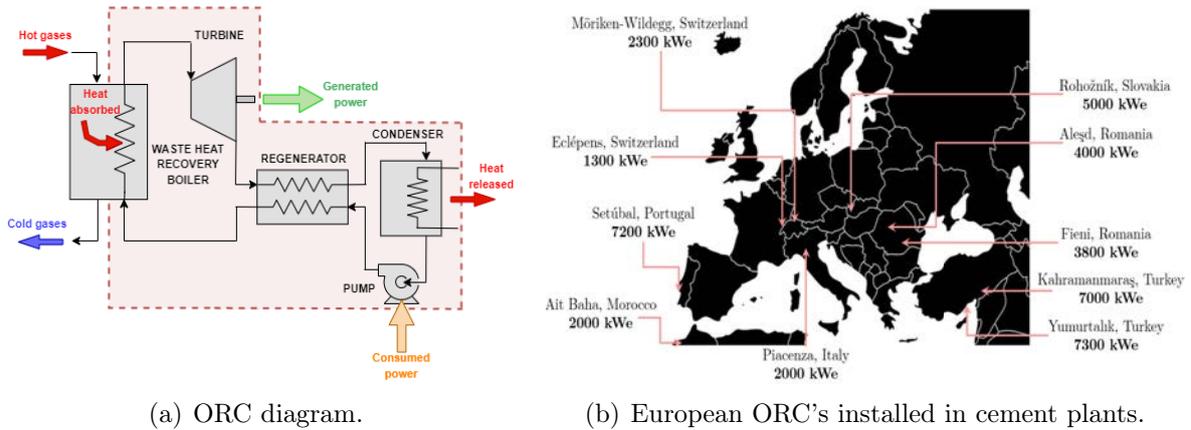


Figure 2: ORC diagram and technology penetration in the European cement sector. Sources: Own elaboration.

3. Methodology

The exhaust gas mass flow rate is 110 kg/s, and its energy can be recovered at 190°C or at 330°C if more fuel is burned in the precalcinator to supply the extra heat for crude drying. For both scenarios, the results of the ORC will be evaluated according to the outlet gas temperature from the waste heat recovery boiler, which will never drop below 100°C. Specifically, the scenarios analyzed are those of 3. All those scenarios below 120°C are theoretical ones, since acidic products condensation could not be avoided and there would be chimney corrosion risk.

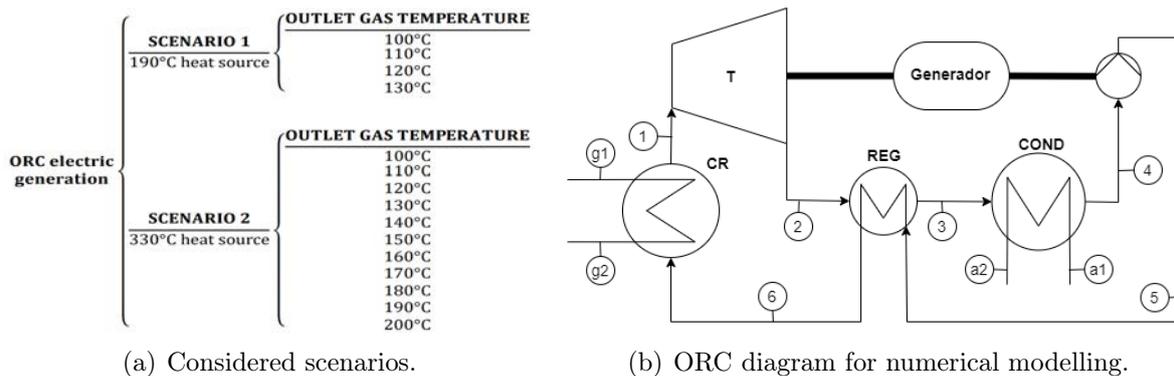


Figure 3: Considered scenarios and ORC diagram for the numerical model. Source: Own elaboration.

The ORC diagram is shown in Figure 3. Their behaviour equations will be solved and the cycle parameters will be optimized to maximize the power generated. Within this optimization is the choice of the organic fluid, for which the model will be evaluated with different substances and a comparison will be made to see which one offers better results. The performance of the ORC in each case will also be studied by making an exergy analysis.

Once the model has been optimized, a preliminary sizing of the cycle components will be done. The recovery boiler will be a cross-flow heat exchanger, and its dimensions, pressure drops, number and type of tubes will be calculated using the LMTD method. The condenser will be a shell and tube heat exchanger and will also be solved by the LMTD method. For this heat exchanger, its length, diameter, number of tubes and pressure drops will be calculated. The regenerator will be a printed circuit heat exchanger, which will be solved with its specific methodology [13, 14], obtaining its dimensions, number of ducts and pressure drops. The pump and the turbine will be sized with Balje’s curves [15, 16], which give information on the size of the impeller, its speed and machine performance. The ducts will be designed following Norsok Standard P-001, ASME B31.1-2007 and ANSI B36.10M. These standards give guidelines for calculating the size of the ducts following the maximum velocity criterium and the pressure drop criterium.

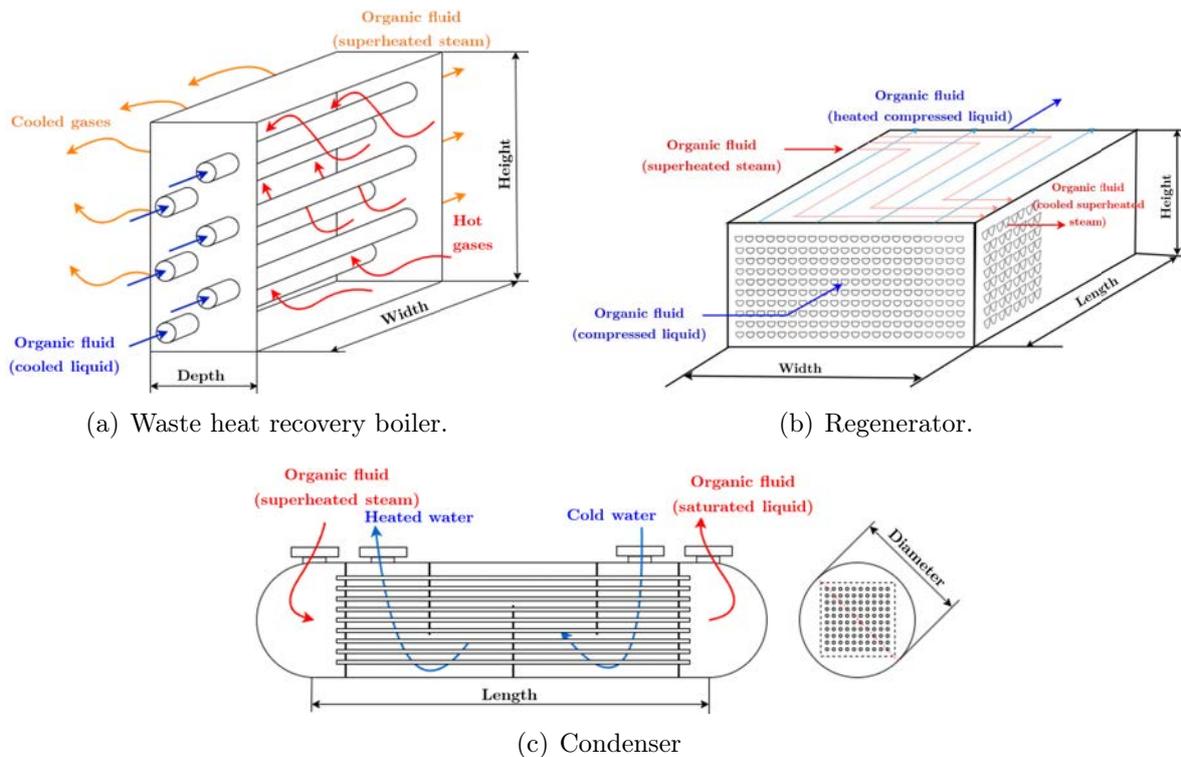


Figure 4: Heat exchangers diagrams. Source: Own elaboration.

In the economic analysis, LCOE will be calculated (LCOECD with the heat source at 330°C since crude drying is also included¹). In addition to LCOE, other economic indicators will be studied such as the NPV, the IRR and the payback period of the project. CAPEX has been estimated from several similar projects [17]. The maintenance costs are usually around 2.3% of the CAPEX, and the wage of the operators has to be added [18]. Different scenarios will be evaluated for the electricity price (between 50 and 150

¹In addition to electricity cost (LCOE), this index includes the required extra fuel for crude drying (CD).

€/MWh) and fuel cost (between 5 and 30 €/MWhth), to have a broader idea of the project profits. The lifespan of the project will be established in 20 years [18, 19, 20], considering a wacc of 7.5%, a nominal rate for maintenance and fuel cost of 2.5% and a nominal rate for electricity cost of 5%.

Once the ORC power is determined, the supplied demand will be calculated assuming the ORC operates the entire year uninterruptedly. The energy produced will replace the one from the grid and will be carbon-free, so it is possible to calculate the emission reduction. For this, the emission factor of the Spanish electricity mix will be considered, which is 161.4 kg CO_2 /MWh [21].

4. Results

The optimal configuration is to use N-Butane as organic fluid in a transcritical regenerative cycle. Using the heat source at 190°C, the ORC power is between 1923 and 1390 kWe depending on the outlet gas temperature, covering between 29.75 and 21.50% of the cement plant annual grid demand. Within all the scenarios analyzed, the optimal one is that whose outlet temperature is 120°C. This ORC generates 1595 kWe, covers 24.68% of the demand and avoids 2,255 tons of CO_2 per year. The LCOE is 62.85 €/MWh, resulting a NPV of 10.9 M€, a return of 21.18% and a payback period of 6.7 years. The best case scenario yields a NPV of up to 40 M€, and in the worst case scenario the NPV would drop to 3 M€.

For this scenario, the waste heat recovery boiler is 8 meters wide, 2 meters high, and 0.75 deep. The condenser is 10.72 meters long and its diameter is 1.7 meters. The regenerator is 0.47 meters high, 0.6 wide and 1.8 long. The optimal turbine is single-staged, with an axial impeller of 26.7 cm in diameter and a rotation speed of 30,000 rpm. The pump optimal configuration is centrifugal and single-stage, rotating at the same speed as the turbine and with an impeller of 6.8 cm in diameter. The dimensions of the pipes are shown in Table 1. According to this preliminary design of the ORC, it would fit in a room 15 meters long, 17 meters wide and 6 meters high.

Table 1: Pipe dimensions for the 190-120 scenario. Source: Own elaboration.

Pipes							
Name of pipe	Number of pipes	Nominal diameter	Thickness [mm]	Name of pipe	Number of pipes	Nominal diameter	Thickness [mm]
Gases				N-Butane			
G1	3	DN1150	9.53	1	3	DN125	6.55
G2	3	DN1150	9.53	2	4	DN300	12.7
Water				3	1	DN550	9.53
				4	3	DN65	5.16
A1	1	DN250	6.35	5	3	DN65	5.16
A2	1	DN250	6.35	6	1	DN100	6.02

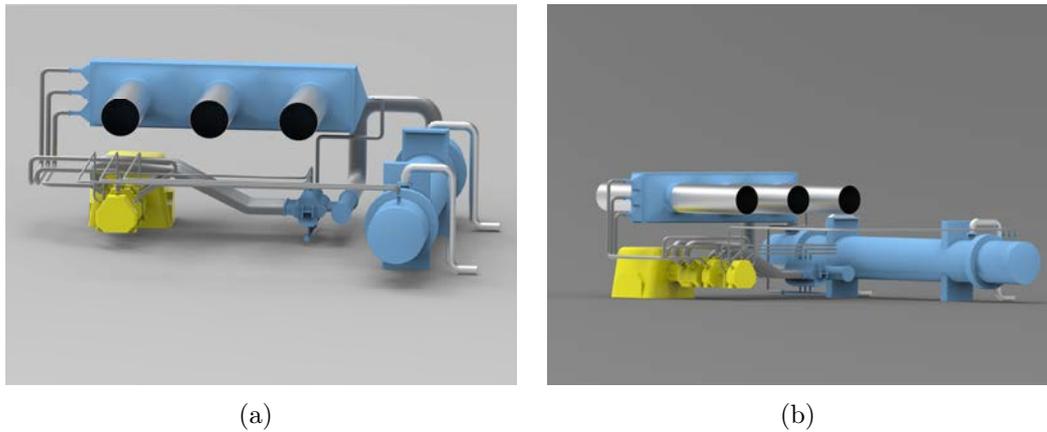


Figure 5: ORC CAD model for the 190-120 scenario. Source: Own elaboration.

With the 330°C heat source the ORC power of the cycle is between 6300 and 4400 kW depending on the outlet gas temperature. The demand coverage is between 97.51 and 68.01% of the annual demand of the factory. To achieve emission savings, it is necessary to burn a 100% biomass-based fuel. Otherwise the project would cause additional emissions to those already generated. In case of using biomass-based fuels, the savings are between 6000 and 9000 annual tons of CO_2 ; otherwise, in the worst case scenario where petcoke is burnt, 40,000 extra CO_2 tons would be emitted each year. The most relevant scenario among all the studied with the 330°C heat source is that who generates more power. This ORC produces 6159 kW and covering 95.29% of the cement plant demand. The electricity generated has an LCOECD of 62.44 €/MWh, being the NPV of the project of 42.2 M€. The IRR is 24.81% and the payback period is 5.6 years. The best case scenario yields profits up to 93 M€, but the worst case scenario, where fuel becomes very expensive while electricity prices remain very low, could mean losses of 35 M€. A sensitivity analysis has been done considering the biomass and the electricity costs, obtaining the map shown in Figure 6.

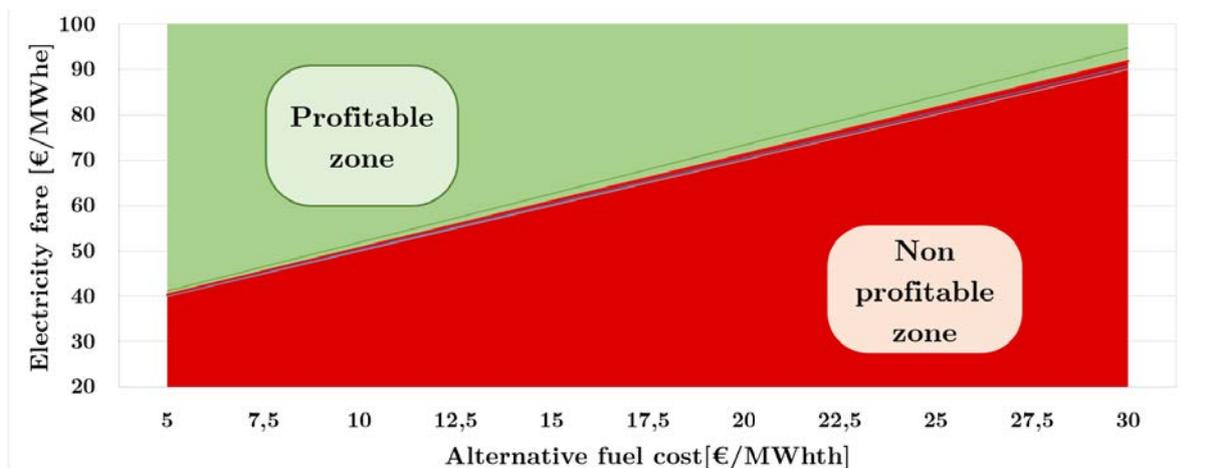


Figure 6: Profit map based on fuel and electricity costs with the 330°C heat source. Source: Own elaboration.

For this scenario, the waste heat recovery boiler is 8 meters wide, 3.75 high and 2.01 deep. The condenser is 10.75 meters long and its diameter is 2.87 meters. The regenerator is 1.02 meters high, 0.6 wide and 6 long. The optimal turbine is single-staged, with an axial impeller of 53.4 cm in diameter and a rotation speed of 15,000 rpm. The pump optimal configuration is centrifugal and single-stage, rotating at the same speed as the turbine and with a 14.2 cm diameter impeller. The dimensions of the pipes are shown in Table 2, being a little larger in this case. The CAD model of the ORC has not been made, but the cycle could be located in a room with dimensions similar to the previous case, requiring a little more height.

Table 2: Pipe dimensions for the 330-120 scenario. Source: Own elaboration.

Pipes							
Name of pipe	Number of pipes	Nominal diameter	Thickness [mm]	Name of pipe	Number of pipes	Nominal diameter	Thickness [mm]
Gases				N-Butane			
G1	3	DN1150	9.53	1	1	DN125	9.53
G2	3	DN1150	9.53	2	5	DN450	7.92
Water				3	1	DN800	12.7
				4	1	DN150	7.11
A1	1	DN400	7.92	5	1	DN150	7.11
A2	1	DN400	7.92	6	1	DN150	7.11

5. Conclusions

Different ORC based solutions have been evaluated to generate electricity from a clinker kiln exhaust gases waste heat. It is not possible to meet the entire demand of the factory, but with an extra fuel burning for crude drying it is possible to cover up to 95% of it. Thanks to the ORC, it is possible to reduce the scope 2 emissions of the cement company. However the project leads to a small contribution since total factory emissions are only reduced by less than 1%. Therefore, the interest of this project lies in generating an economic profit that allows subsequent investments in more ambitious decarbonization plans.

The ideal configuration of the ORC will depend on the short or medium term strategy of the cement plant. There are two reasons to consider that the most interesting solution is to use the 190°C heat source and cool the exhaust gases down to 120°C. The first one is that this solution is much easier to implement since it does not require any changes of the factory layout and it does not increase the complexity of its operation, which is currently a problem due to the introduction of alternative fuels. The other one is that extra biomass-based fuel is needed to obtain the 330°C heat source. Otherwise, additional CO₂ emissions would be generated. The use of this fuel has a better impact in decarbonization if it is burned in the kiln to lower its combustion emission factor, so there is no interest in reserving it for the ORC. In addition to that, biomass is becoming more valuable and its price is rising, so the project profit would decrease.

Bibliography

- [1] R. Bocca and M. Ashraf, “Net-zero industry tracker: Cement industry,” tech. rep., World Economic Forum, 2022.
- [2] D. Hodgson and P. Hugues, “Cement,” tech. rep., International Energy Agency, 2022.
- [3] Z. Liu, Z. Deng, S. J. Davis, C. Giron, and P. Ciaï, “Monitoring global carbon emissions in 2021,” *Nature Reviews Earth Environment volumen 3*, páginas 217–219, Marzo 2022.
- [4] Oficemen, “Hoja de ruta de la industria cementera española para alcanzar la neutralidad climática en 2050,” tech. rep., Agrupación de fabricantes de cemento de España, 2020.
- [5] J. I. Linares Hurtado, “Cogeneración, renovables y ciclos de potencia avanzados,” *Apuntes privados de Ingeniería Energética, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.
- [6] Y. E. Estrella Condezo, “Modelamiento termodinámico del proceso de clinkerización en una planta de producción de cemento a partir de un análisis basado en balances de masa y energía,” *Instituto Latinoamericano de Tecnología, Infraestructura y Territorio (ILATIT)*, 2017.
- [7] D. Belmonte Rivas, “Cogeneración con ciclo de cola en industria cementera,” *Universidad de Valladolid*, 2017.
- [8] “Presentación de la fábrica piloto,” 2022.
- [9] L. Jiménez Douglas, “Simulación y optimización de un ciclo rankine orgánico de pequeña potencia,” *Universidad de Zaragoza*, 2013.
- [10] ORC World Map, “Overview of all orc units installed in the world, <https://orc-world-map.org/>,” 2023.
- [11] Christian Doh Dinga, Zongguo Wen, “China’s green deal: Can china’s cement industry achieve carbon neutral emissions by 2060?,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022.
- [12] RMI and China Cement Association, “Toward net zero: Decarbonization roadmap for china’s cement industry,” 2022.
- [13] Ignacio Pablo Serrano Remón, “Análisis de sistemas de conversión de potencia en reactores nucleares de fusión con envolturas regeneradoras de doble refrigerante,” *Universidad Pontificia de Comillas*, 2014.
- [14] Renaud Le Pierres, David Southall, Stephen Osborne, “Impact of mechanical design issues on printed circuit heat exchangers,” *Proceedings of SCO2 Power Cycle Symposium 2011. University of Colorado at Boulder.*, 2011.

- [15] M. Gambini and M. Vellini, “Turbomachinery: Fundamentals, selection and preliminary design,” *Springer Tracts in Mechanical Engineering*, 2020.
- [16] O. Cordier, “Ähnlichkeitsbedingungen für strömungsmaschinen,” *BWK Bd. 6, Nr. 10*, 1953.
- [17] S. Lemmens, “Cost engineering techniques and their applicability for cost estimation of organic rankine cycle systems,” *Energies*, 2016.
- [18] I. Obernberger, P. Thonhofer, and E. Reisenhofer, “Description and evaluation of the new 1000 kwe organic rankine cycle process integrated in the biomass chp plant in lienz, austria,” *Euroheat Power, Volume 10, pp 18-25*, 2002.
- [19] L. Li, L. Tao, Q. Li, and Y. Hu, “Experimentally economic analysis of orc power plant with low-temperature waste heat recovery,” *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 16, pp 35-44, 2021.
- [20] R. Rowshanzadeh, “Performance and cost evaluation of organic rankine cycle at different technologies,” *KTH University*, 2011.
- [21] Red Eléctrica de España, “Datos del sistema eléctrico. <https://www.ree.es/es/datos/generacion/no-renovables-detalle-emisiones-CO2>,” 2023.

Índice general

Capítulos	Página
1. Introducción	1
1.1. Contexto histórico y actual del cemento	1
1.2. Definición y motivación del proyecto	3
1.3. Objetivos del proyecto	6
2. Estado de la técnica	9
2.1. Proceso de producción del cemento	9
2.1.1. Obtención de las materias primas	10
2.1.2. Molienda del crudo	11
2.1.3. Calcinación del crudo: de crudo a clínker	12
2.1.4. Molienda del cemento	20
2.1.5. Expedición del cemento	21
2.1.6. Otros procesos auxiliares	21
2.2. Cogeneración y ciclo de Rankine orgánico	21
2.2.1. Cogeneración con ciclo de cola	21
2.2.2. Ciclo de Rankine	22
2.2.3. Ciclo de Rankine orgánico	24
2.2.4. Elementos de un ciclo Rankine Orgánico	27
2.2.5. Penetración de la tecnología en la industria	30
3. Metodología	33
3.1. Modelo del ciclo de Rankine	33
3.1.1. Definición de condiciones de contorno, datos de partida y parámetros del modelo	33
3.1.2. Escenarios a analizar	36
3.1.3. Ecuaciones de comportamiento	39
3.1.4. Optimización de los parámetros del ciclo	43
3.2. Diseño preliminar de los componentes del ciclo	44
3.2.1. Dimensionado de la caldera de recuperación	45
3.2.2. Dimensionado del condensador	47
3.2.3. Dimensionado del regenerador	48
3.2.4. Dimensionado de las turbomáquinas	51
3.2.5. Dimensionado de los conductos	54
3.3. Demanda cubierta por el ORC	57
3.4. Viabilidad económica	57
3.4.1. Desglose de costes e ingresos del proyecto	58
3.4.2. Proyección y actualización del valor del dinero	60
3.4.3. Coste normalizado de la electricidad	63
3.4.4. Índices de rentabilidad	63
3.5. Análisis de la huella de carbono	65

3.6. Modelo en CAD del ciclo de Rankine Orgánico	67
4. Resultados	69
4.1. Resultados comunes a todos los escenarios	69
4.2. Calor residual a 190°C	70
4.2.1. Enfriamiento de los gases a 120°C	70
4.2.2. Comparativa de todos los escenarios	74
4.3. Calor residual a 330°C	79
4.3.1. Enfriamiento de los gases a 120°C	80
4.3.2. Comparativa de todos los escenarios	85
4.3.3. Comparativa de los escenarios a 120, 150 y 190°C	88
5. Conclusiones	95
Bibliografía	104
Anexos	1
A. Planos	3
A.1. Planta del ciclo de Rankine Orgánico.	3
B. Alineación con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)	5

Índice de figuras

Figura	Página
1.1. Ejemplos del uso antiguo y moderno del cemento en la construcción. Fuente: National Geographic, Water Education Foundation.	1
1.2. Evolución del consumo mundial de cemento. Fuente: IEA, 2022.	2
1.3. Objetivos marcados por la Hoja de Ruta de la descarbonización del cemento. Fuente: Oficemen, 2020.	3
1.4. Esquema de los elementos que componen cada alcance de emisiones. Fuente: GHG Protocol, 2019.	5
1.5. Precio neto de la electricidad de uso industrial en €/kWh. Fuente: Eurostat, 2023.	6
2.1. Esquema del proceso productivo del cemento con los cuatro productos intermedios diferenciados. Adaptado de CEMEX, 2022.	9
2.2. Composición del cemento. Fuente: elaboración propia.	10
2.3. Esquema de un molino de bolas. Fuente: S.E. Andreiev, 1980.	11
2.4. Ilustraciones del horno de una cementera. Fuentes: Deyna Pinho 2003; Holcim 2022.	12
2.5. Interior del horno en régimen de funcionamiento, donde está ocurriendo la clinkerización. Fuente: CEMEX, 2022.	14
2.6. Flujos de combustible y comburente en la llama del horno. Fuente: Elaboración propia.	18
2.7. Quemador de un horno de clínker. Fuente: Elaboración propia.	19
2.8. Esquema del horno y la torre de precalentadores con las temperaturas características. Adaptado de Oficemen, 2020.	20
2.9. Molienda del clínker y el resto de componentes para producir cemento. Fuente: Instituto Español del Cemento y sus Aplicaciones, 2010	20
2.10. Esquema de un ciclo de cola adaptado al proyecto. Fuente: elaboración propia.	21
2.11. Diagrama T-s de un ciclo subcrítico (amarillo), uno transcrito (azul) y uno supercrítico (rojo). Fuente: Ettore Morosini, 2021.	23
2.12. Diagrama T-s de un ciclo Rankine con isohexano (izquierda) y otro con agua (derecha); ambos generando la misma potencia. Fuente: Elaboración propia.	25
2.13. Esquema y elementos de un ciclo de Rankine orgánico. Fuente: elaboración propia.	26
2.14. Esquema de un intercambiador de carcasa y tubos. Fuente: Universidad de Cantabria, 2015.	28
2.15. Configuración de un PCHE. Fuente: Aneesh et al, 2016 (a); Renaud Le Pierres et al, 2011 (b).	29
2.16. Cementeras en Europa con recuperación de calores residuales mediante ORC y sus potencias instaladas. Fuente: elaboración propia.	30

3.1.	Diagrama T-Q de un regenerador. Fuente: elaboración propia.	35
3.2.	Diagrama T-Q de la caldera de recuperación con los acercamientos considerados para un ciclo subcrítico. Fuente: elaboración propia.	36
3.3.	Diagrama T-Q de la caldera de recuperación con los acercamientos considerados para un ciclo transcrito. Fuente: elaboración propia.	36
3.4.	Acoplamiento del ORC en la instalación del horno de la fábrica para los dos escenarios contemplados. Fuente: elaboración propia.	38
3.5.	Esquema del ORC con los puntos considerados en el modelo. Fuente: elaboración propia.	40
3.6.	Diagrama h-s de la expansión en la turbina. Fuente: elaboración propia. . .	40
3.7.	Esquema de la caldera de recuperación con la disposición de las corrientes y la morfología de los conductos. Fuente: elaboración propia.	45
3.8.	Esquema de la morfología del condensador. Fuente: elaboración propia. . .	47
3.9.	Esquema de la morfología del regenerador. Fuente: elaboración propia. . . .	49
3.10.	Esquema de división de dos conductos (lado frío y caliente) de forma nodal. Fuente: Ignacio P. Serrano, 2014.	49
3.11.	Rangos de velocidades específicas que optimizan el rendimiento para distintos tipos de turbomáquinas. Fuente: OE Baljè, 1962.	52
3.12.	Diagramas de Baljè para turbinas axiales (izquierda) y bombas (derecha). Fuente: OE Baljè, 1962.	53
3.13.	Diagrama h-s de la expansión en una turbina con z escalonamientos. Fuente: elaboración propia.	53
3.14.	Costes específicos de inversión estimados para proyectos (P) y módulos (M) de ORC's en distintas aplicaciones. Datos en euros de 2014. Fuente: Sanne Lemmens, 2016.	58
3.15.	Emisiones y factor de emisión de CO_2 equivalente del sistema eléctrico español durante el año 2022. Fuente: Red Eléctrica de España, 2022.	65
4.1.	Diagrama T-Q de la caldera de recuperación en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	71
4.2.	Modelo del ORC en CAD. Fuente: elaboración propia.	74
4.3.	Evolución del rendimiento para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	75
4.4.	Energía anual servida por el ORC frente a la total consumida por la fábrica en todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	78
4.5.	Diagrama T-Q de la caldera de recuperación en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	80
4.6.	Diagramas T-s de los ORC para ambas fuentes de calor y enfriando los gases hasta 120°C. Fuente: elaboración propia.	81
4.7.	Mapa de rentabilidad en función del precio de la electricidad y del coste del combustible alterno con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	84
4.8.	Potencia neta del ORC para cada temperatura de salida de los gases con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	85

4.9. Evolución de los rendimientos del ciclo, de Carnot y exergético con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	86
4.10. Evolución de los rendimientos del ciclo, de la caldera de recuperación y respecto al estado muerto con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	86
4.11. Cobertura de la demanda para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	87
4.12. Comparación del LCOECD con la fuente de calor a 330°C y del LCOE con la fuente a 190°C. Fuente: elaboración propia.	92

Índice de tablas

Tabla	Página
2.1. Recopilación de algunos fluidos orgánicos comunes con su ODP y su GWP. Fuente: Leticia Jiménez, 2013.	24
3.1. Datos y parámetros para resolver el modelo del ORC. Fuente: elaboración propia.	39
3.2. Cálculo del número de Nusselt con las correlaciones de Gnielinski. Adaptado de Ignacio P. Serrano, 2014.	50
3.3. Velocidades máximas recomendadas para dimensionar tuberías de líquido. Fuente: adaptado de Norsok Standard P-001, 2006.	55
3.4. Valores del coeficiente y . Fuente: adaptado de ASME B31.1-2007, 2007. . .	56
3.5. Caídas de presión recomendadas en conductos. Fuente: adaptado de Norsok Standard, 2006.	57
3.6. Costes e ingresos considerados según el escenario. Fuente: elaboración propia.	58
3.7. Tasas consideradas para cada coste y sus respectivos factores de acumulación y amortización. Fuente: elaboración propia.	63
3.8. Combustibles considerados para el análisis de emisiones. Fuente: elaboración propia.	67
4.1. Resultados de la caldera de recuperación en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	71
4.2. Resultados del condensador en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	71
4.3. Resultados del regenerador en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	72
4.4. Resultados de las turbomáquinas en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	72
4.5. Resultados de los conductos en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	72
4.6. Resultados económicos en función del precio de la electricidad en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	73
4.7. Potencias eléctricas y térmicas del ORC para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	74
4.8. Resultados del condensador para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	75
4.9. Resultados del regenerador para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	76
4.10. Resultados de la turbina para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	76
4.11. Resultados de la bomba para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	77

4.12. Resultados de los conductos de N-Butano para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	77
4.13. Resultados de los conductos de agua para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	77
4.14. Resultados del VAN para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	78
4.15. Resultados de la TIR para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	79
4.16. Resultados del período de retorno para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.	79
4.17. Resultados de la caldera de recuperación en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	81
4.18. Resultados del condensador en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	82
4.19. Resultados del regenerador en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	82
4.20. Resultados de las turbomáquinas en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	82
4.21. Resultados de los conductos en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	83
4.22. VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	84
4.23. Ahorro de emisiones de CO ₂ gracias al ORC segun el combustible extra que se queme en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.	85
4.24. Cobertura de la demanda para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	87
4.25. Ahorro anual de emisiones para todos los escenarios y combustibles con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	88
4.26. Resultados de la caldera de recuperación para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	88
4.27. Resultados del condensador para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	89
4.28. Resultados del regenerador para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	89
4.29. Resultados de la turbina para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	90
4.30. Resultados de la bomba para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	90
4.31. Resultados de los conductos de N-Butano para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	91
4.32. Resultados de los conductos de agua para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	91
4.33. Coste normalizado de la electricidad y el secado del crudo para los escenarios de interés con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.	92

- 4.34. VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 150°C. Fuente: elaboración propia. 93
- 4.35. VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 190°C. Fuente: elaboración propia. 93

Capítulo 1

Introducción

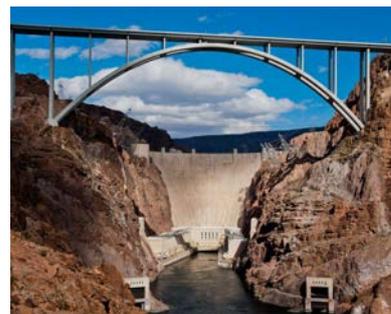
1.1. Contexto histórico y actual del cemento

Después del agua, el cemento es el material más consumido en el mundo [1, 2]. Las 4100 millones de toneladas de cemento que se producen cada año duplican a los siguientes materiales más utilizados: madera (producción de 1900 Mt anuales) y acero (producción de 1800 Mt anuales). [3, 4, 5, 6]. Para poner en escala estos datos, cada habitante del planeta debería producir más de 500 kilos de cemento para abastecer la demanda.

El causante del consumo tan extendido del cemento es el hormigón: el material más utilizado en la construcción. Esta mezcla de arena, grava y cemento permite crear estructuras resistentes, duraderas, con la forma que uno desee y se compone de materias primas baratas y abundantes. Desde la Antigua Roma se utiliza el cemento en la edificación donde se crean las primeras recetas para mejorar sus propiedades. Hoy en día se utiliza el cemento Portland. Desarrollado en 1824, este producto tiene muy buenas características y la Revolución Industrial es el motor para comenzar a producirlo en masa [7]. Desde ese momento la esencia del proceso productivo del cemento apenas varía. Durante el s.XX el desarrollo del cemento está orientado a mejorar la productividad y la eficiencia de las fábricas, así como la búsqueda de aditivos que mejoren las propiedades finales del producto[7].



(a) Panteón de Agripa, Roma.



(b) Presa de Hoover, Nevada.

Figura 1.1: Ejemplos del uso antiguo y moderno del cemento en la construcción. Fuente: National Geographic, Water Education Foundation.

En la actualidad la industria cementera se enfrenta a un gran reto: la descarbonización. Durante el proceso de fabricación del cemento (explicado con detalle en el apartado 2.1) se requiere un consumo elevado de energía, en gran parte proveniente de combustibles fósiles, y las reacciones químicas que ocurren en el horno liberan gran cantidad de CO_2 contenido en la roca caliza [2, 3, 8]. En 2018 en España, por cada tonelada de cemento producida se emitieron 729 kg de CO_2 [9]. Desde 1990, las emisiones de CO_2 causadas

por la industria cementera se han duplicado, y desde 2010 crecen a un 1,5% anual [3, 8]. En concreto, este sector emitió a nivel global en 2021 más de 2500 Mt CO_2 , lo que suma un 7% de las emisiones de efecto invernadero mundiales de ese año [2, 3, 10].

Son cinco los factores que marcan la situación actual de la industria cementera:

- Industria intensiva en carbono: Tanto el proceso químico para fabricar el cemento como el alto consumo de energía causan una gran cantidad de emisiones de efecto invernadero. La industria cementera se incluye dentro de las denominadas intensivas en carbono, que son aquellas con los productos que más emisiones de CO_2 generan. Entre ellas también se encuentran la industria del acero, la petroquímica, el sector del transporte y el energético [2, 3].
- Consumo energético: El elemento principal de las fábricas de cemento es el horno, donde se necesita mantener constantemente temperaturas de hasta 2000°C. Tradicionalmente los hornos quemaban carbón, aunque ahora utilizan gran variedad de combustibles como fuel, residuos, biomasa, aceites, neumáticos... [2, 8, 9]. Dentro de las propias fábricas también hay un consumo importante de electricidad principalmente para los procesos de molienda. Por último, también hay un consumo de gasóleo asociado a la maquinaria pesada que trabaja extrayendo las materias primas de las canteras y transportándolas a la fábrica.
- Demanda creciente: En la última década el consumo de cemento ha crecido casi un 30%, pasando de 3280 Mt en 2010 a 4270 Mt en 2021. China e India son los principales países detrás de este crecimiento, y se prevé que la demanda continúe creciendo conforme más países asiáticos y africanos desarrollen sus infraestructuras [2, 3].

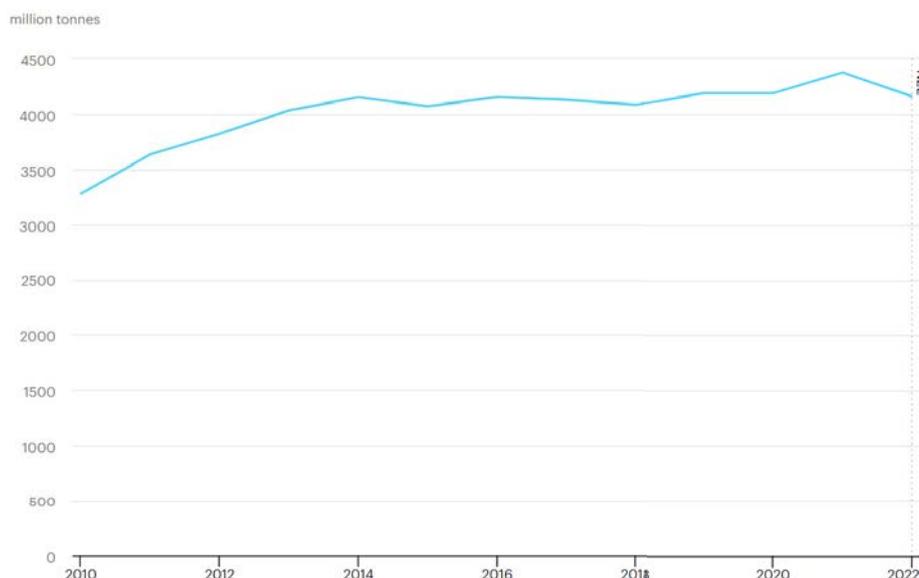


Figura 1.2: Evolución del consumo mundial de cemento. Fuente: IEA, 2022.

- Presión de los gobiernos:** Ante el panorama de emisiones detrás de la industria cementera, hay mucha presión causada por las medidas que impone la Unión Europea. Ya hay fijados unos objetivos de reducción de emisiones que se han de cumplir en 2030 (Fit for 55 [11]) y en 2050 (Net Zero [12]). A partir de estos dos objetivos, en España se dan las pautas a seguir por el sector cementero en la hoja de ruta de la descarbonización del cemento [9]. En la Figura 1.3 se muestran las vías de acción y el peso que toman en la descarbonización, entre las que se encuentran la sustitución de combustibles, la reducción del uso del cemento o la captura de carbono.

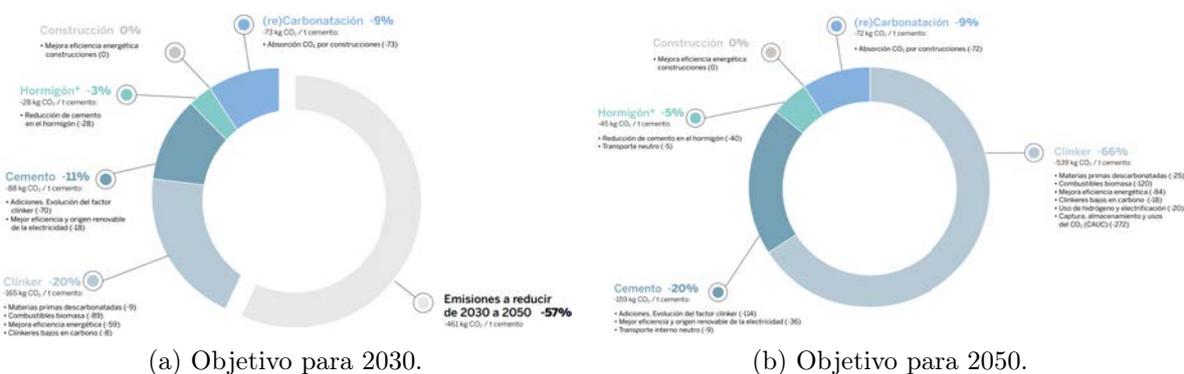


Figura 1.3: Objetivos marcados por la Hoja de Ruta de la descarbonización del cemento. Fuente: Oficemen, 2020.

- Presión de los clientes:** Entre las nuevas normativas verdes y la conciencia ambiental que se está inculcando en la población, cada vez son más los clientes que buscan cementos bajos en carbono; que son aquellos fabricados con técnicas menos intensivas en emisiones. Es por ello que dentro del catálogo de productos que ofrecen las fábricas de cemento, es cada vez más importante incluir soluciones ecológicas para tener un hueco en el mercado [1, 8, 9].

En resumen, pese a la antigüedad del cemento y ser un material consolidado en la sociedad, durante las próximas décadas va a haber una revolución alrededor de este producto marcada por la búsqueda de la sostenibilidad en su ciclo de vida.

1.2. Definición y motivación del proyecto

Ante la situación actual de la industria cementera se están desarrollando soluciones dentro de los siguientes ámbitos:

- Uso de combustibles alternativos:** Eliminar los combustibles fósiles que se queman en el horno y sustituirlos por otros bajos en emisiones y más sostenibles como la biomasa, los residuos o el hidrógeno verde. Esto permitiría reducir la intensidad de emisiones del cemento desde los actuales 729 kg de CO_2 por tonelada producida a alrededor de 500 kg CO_2 por tonelada [8, 9].

- Uso de técnicas de captura y compensación de carbono: Estas tecnologías permitirían reducir la huella de carbono que no está asociada al uso de combustibles; es decir, la huella del proceso [2]. Es posible hacer captura de CO_2 en las propias fábricas y así evitar las emisiones in situ, o hacer compensación con proyectos como las Natural Climate Solutions [13] que absorban la cantidad equivalente de CO_2 que se emita. Con la tecnología actual es obligatorio utilizar captura de carbono si se quiere alcanzar el Net Zero, pero estas técnicas todavía están en desarrollo y no se espera que estén a nivel comercial hasta el año 2030 [2].
- Mejora de la eficiencia energética de las fábricas: Las plantas de cemento pueden reducir su consumo de energía y, por lo tanto, sus emisiones de gases de efecto invernadero mediante la implementación de tecnologías más eficientes, como el uso de intercambiadores de calor, la optimización del proceso de producción y la recuperación de energía de los gases de escape.
- Sustitución del cemento y ecodiseño: Esta medida no depende tanto del sector cementero, y está más ligada a la construcción. Dado que el cemento es un material muy contaminante, se ha de evitar su uso en la medida de lo posible y optar por otros materiales como la madera o los materiales compuestos; reduciendo así la demanda de este producto. El diseño de edificios con esta medida permite reducir las emisiones de la construcción hasta en un 26 % [14].
- Creación de nuevos cementos: Mediante el desarrollo de nuevas recetas de cemento, se pueden conseguir productos con propiedades iguales o mejores que a su vez tengan una huella ecológica menor. Un ejemplo de ello son los cementos bajos en carbono o los cementos de geopolímeros [15]. Actualmente el camino que sigue la industria es reducir la cantidad de clínker (componente causante de la mayoría de las emisiones del cemento) en el cemento, y que este tenga una mayor cantidad de aditivos [9]. La reducción de este ratio clínker-cemento permitiría fabricar la misma cantidad de producto utilizando menos materias intensivas en carbono.
- Impulsar la economía circular: Es importante el desarrollo de técnicas de reciclado del cemento, de tal manera que no solo se reduciría la producción y su huella de carbono asociada, sino que también disminuiría la cantidad de residuos de construcción y demolición que terminan en vertederos. Cada vez es más común el reciclado del hormigón, que pese a ser un proceso complejo permite reducir la necesidad de materias primas, y más concretamente, de cemento [16, 17].

Este proyecto apostará por la tercera medida mencionada: **la mejora de la eficiencia energética en las fábricas**. Se pretende aprovechar la energía térmica de los gases calientes que salen por la chimenea del horno para generar electricidad. El calor se transformará en energía eléctrica mediante un ciclo de Rankine orgánico (ORC por sus siglas en inglés), y esta energía podrá ser consumida por la propia fábrica reduciendo así su demanda de la red. El estudio se hace en una instalación ubicada en España de la cual se disponen los datos relevantes.

Por último, el tercer motivo por el que el proyecto es de interés es el coste de la electricidad. Conseguir una electricidad asequible es crucial, y más aun para grandes consumidores como lo son las cementeras. Como muestra la Figura 1.5, durante el primer semestre de 2022 la electricidad de uso industrial estaba en 180 €/MWh [19]. Además, este coste se ha disparado desde el año anterior y se prevé que continúe creciendo. Si con el proyecto se genera energía a un coste menor, es posible lograr más beneficios para la empresa y tener fondos para nuevos proyectos que mejoren su funcionamiento. En concreto, es interesante que este beneficio contribuya a la inversión necesaria para proyectos de descarbonización más ambiciosos y centrados en las emisiones directas de la fábrica.

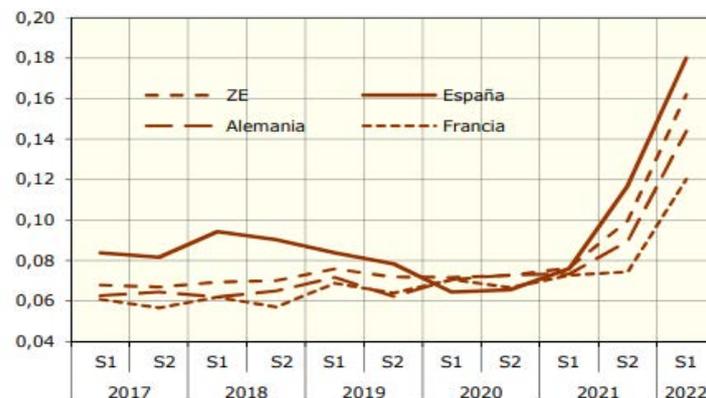


Figura 1.5: Precio neto de la electricidad de uso industrial en €/kWh. Fuente: Eurostat, 2023.

1.3. Objetivos del proyecto

La finalidad de este proyecto es analizar los resultados que ofrece generar electricidad a partir del calor residual de los gases que salen del horno de una cementera. Según estos resultados, se determinará si esta solución da beneficios significativos a la fábrica y si merece la pena instalarla. Para obtener los resultados y llegar a una conclusión se seguirán los siguientes pasos:

1. Modelado del ciclo de Rankine orgánico: Se hará un modelo numérico del ciclo en el punto nominal y se analizarán sus resultados ante distintos escenarios. Las tareas que se realizarán para lograrlo son:
 - Modelado de las ecuaciones de comportamiento del ciclo termodinámico, definiendo las condiciones de contorno del mismo y analizando la conveniencia de utilizar regeneración o no.
 - Optimización del modelo para alcanzar el punto de máxima potencia generada con las condiciones de contorno fijadas.
 - Selección del fluido orgánico que mejores resultados ofrece bajo esas condiciones de contorno.

- Estudio de los rendimientos e irreversibilidades del ciclo.
 - Estudio del comportamiento del ciclo en distintos escenarios donde se varía la temperatura a la que se enfrían los gases del horno.
2. Dimensionado de los componentes del ciclo: Una vez determinado el comportamiento del ciclo de Rankine, se modelarán y dimensionarán todos los elementos que lo componen. Estos son:
- **Caldera de recuperación**: Es el intercambiador de calor que transfiere la energía térmica de los gases de escape. Se decidirá su tipología y se calcularán sus dimensiones.
 - **Condensador**: Es el intercambiador que cede el exceso de calor al foco frío. Se decidirá su tipología y se calcularán sus dimensiones.
 - **Regenerador**: Es un precalentador del fluido orgánico que mejora el rendimiento del ciclo. En el caso de instalarlo, se decidirá su tipología y se calcularán sus dimensiones.
 - **Turbomáquinas**: Tanto la turbina como la bomba se dimensionarán para funcionar con el mayor rendimiento posible, calculando su tamaño y su velocidad de giro.
 - **Conductos**: Todos los conductos por los que circula el fluido se dimensionarán teniendo en cuenta las normas de diseño y eligiendo los materiales adecuados.
3. Estudio de la producción: A partir de la potencia del ciclo de Rankine se evaluará cuánta energía puede producir y la cantidad de demanda que es capaz de cubrir.
4. Análisis económico: Se estudiarán los costes asociados al proyecto para determinar el coste de la electricidad generada y si es rentable o no.
5. Análisis de la huella de carbono: A partir de la electricidad sustituida se calculará la reducción de emisiones de alcance dos que el proyecto es capaz de conseguir.
6. Modelo en CAD del ciclo: Con los resultados del dimensionado de los componentes se hará un modelo en CAD de la planta para poder visualizarla con más detalle y dar una imagen preliminar de cómo se instalaría en la cementera.

Capítulo 2

Estado de la técnica

2.1. Proceso de producción del cemento

Antes de profundizar en el proceso de producción del cemento, es necesario detallar los cuatro productos intermedios que tienen lugar desde que se extraen las materias primas hasta que se expide el producto final al cliente. En la Figura 2.1 se muestran estos cuatro productos intermedios ubicados dentro del proceso productivo.

1. Materias primas: Las materias primas son todos aquellos recursos que se obtienen del medio natural, principalmente en canteras, y que todavía no han sufrido ninguna transformación.
2. Crudo: El crudo es una mezcla en las proporciones adecuadas de materias primas que han sido molidas y que ya están preparadas para introducirse al horno.
3. Clínker: El clínker es el producto resultante tras calcinar el crudo en el horno y que este haya perdido su contenido en carbono.
4. Cemento: El cemento es el producto final obtenido a partir de la molienda del clínker con ciertos aditivos.

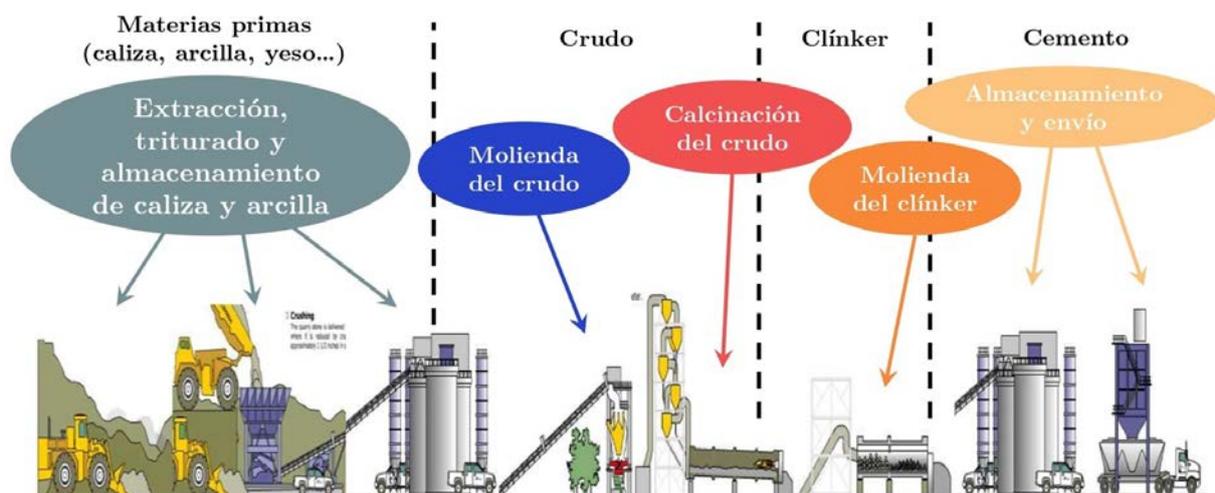


Figura 2.1: Esquema del proceso productivo del cemento con los cuatro productos intermedios diferenciados. Adaptado de CEMEX, 2022.

Para justificar qué materias primas y qué procesos se necesitan en la producción del cemento hay que conocer su composición. Como muestra la Figura 2.2, este material es el resultado de la molienda conjunta de clínker con una serie de aditivos que varían según las

propiedades que se busquen en el producto. El clínter constituye entre un 75 y un 85 % del cemento y es el principal responsable de las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas a este material [9, 20].

Algunos de los aditivos típicos que se muelen junto al clínter son el yeso, la puzolana, la roca caliza y el sulfato ferroso; aunque según las variedades de cemento pueden añadirse otros como cenizas, escorias, arcillas, residuos de hormigón... [21, 22] De todos estos, los más importantes son el yeso y el sulfato ferroso: El primero se utiliza para tener control del fraguado cuando se hace el hormigón, y el segundo permite reducir el cromo VI, que es un elemento peligroso para la salud de aquellos que manipulan el cemento [23].

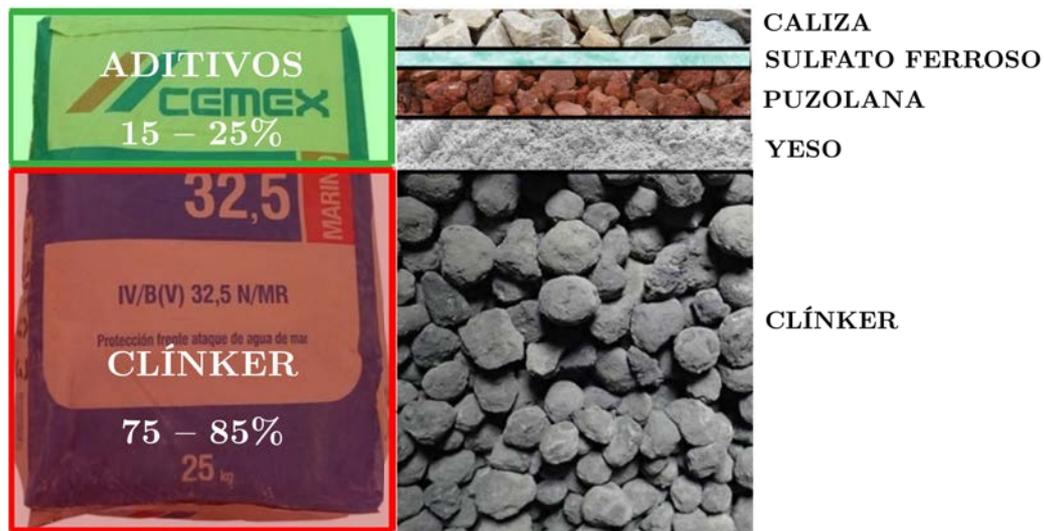


Figura 2.2: Composición del cemento. Fuente: elaboración propia.

El clínter es el corazón del cemento y la mayoría de procesos que ocurren en las fábricas giran en torno a él. Este se constituye en su manera más elemental de cuatro sustancias: cal (CaO), óxido de silicio (SiO_2), alúmina (Al_2O_3) y óxido de hierro (Fe_2O_3) [20, 24, 25]. De todas ellas la más presente es la cal, por lo que las cementeras necesitan una materia prima rica en calcio: **la roca caliza**.

2.1.1. Obtención de las materias primas

La caliza es la principal materia prima de una cementera. Es una roca sedimentaria formada por mineral de carbonato cálcico ($CaCO_3$) [22, 26]. También se utilizan como materia prima las margas, que son una mezcla de arcillas y calizas. Contienen mucho $CaCO_3$ y además aportan el SiO_2 y el Al_2O_3 necesario para producir clínter. A estos minerales se suman las arenas y las areniscas como fuente de sílice, y la pirita y la limonita como fuente de hierro [22].

Todo el curso productivo que ocurre en una cementera comienza en una cantera. Allí se hacen voladuras de caliza y/o margas que son trituradas a un tamaño que facilite su transporte hasta la fábrica. Las instalaciones se suelen localizar cerca de un yacimiento

calcáreo para facilitar la logística y reducir el coste de transporte de las materias primas. Las rocas trituradas son llevadas a unos silos mediante camiones o cintas transportadoras. Aquí se hace la prehomogeneización, que es la mezcla de materias primas con unas proporciones adecuadas para que el clínker tenga las propiedades deseadas y no haya exceso o defecto de alguno de sus componentes. Esta mezcla se denomina crudo, y contiene caliza, marga, arenas, minerales de hierro (pirita o limonita), yeso y algunos residuos como escorias del horno o cenizas [24, 27].

2.1.2. Molienda del crudo

El crudo se lleva a un molino para machacarlo hasta que se quede en el tamaño de una gravilla. La etapa de molienda es necesaria para mejorar la transferencia de calor en el horno, y por lo tanto incrementar su rendimiento. Cuanto más grande es una roca, más difícil es hacer que llegue el calor a su centro y por lo tanto cuesta más asegurar que todo el crudo alcanza la temperatura necesaria para que se transforme en clínker. En cambio si se introducen fragmentos pequeños será fácil calentarlos y asegurar que todo el material llega a la temperatura idónea [20]. Al final, gracias a la molienda se consiguen hornos más pequeños y calidades del clínker mejores.

Los molinos más comunes son los de bolas, que consisten en tambores rellenos de bolas de acero que giran gracias a un motor eléctrico. Al introducir el crudo, las bolas de acero impactan contra él fragmentándolo y este crudo triturado va fluyendo entre las bolas desde la entrada de alimentación hasta la salida. Es posible regular el tamaño al que se muele el crudo mediante un sistema que recircula todas aquellas rocas que todavía son demasiado grandes y extrae todas aquellas que son lo suficientemente pequeñas [20, 28].

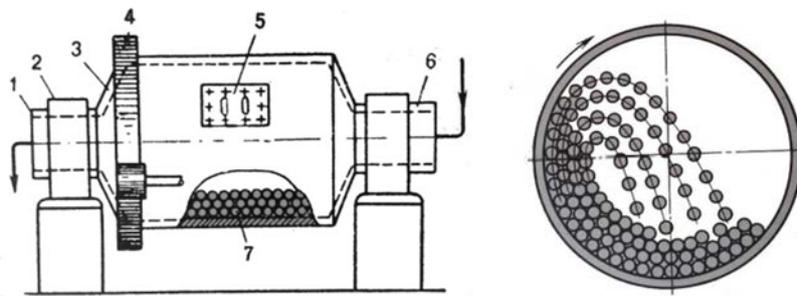


Figura 2.3: Esquema de un molino de bolas. Fuente: S.E. Andreiev, 1980.

También existen molinos verticales, que en vez de triturar el crudo por impacto lo hacen por compresión. Estas máquinas constan de un plato donde se va depositando el crudo y unos rodillos pasan por encima de él aplastándolo y reduciendo su tamaño. De la misma manera que los de bolas, se puede regular el tamaño del crudo deseado con un sistema de recirculación.

Los rodillos del molino vertical no son tan efectivos rompiendo la roca como las bolas, por lo que suele ser necesario recircular muchas más veces el crudo para lograr una buena finura en comparación con los molinos de bolas. Esta desventaja y su mayor coste de mantenimiento hacen que no sean tan utilizados en la industria, aunque tienen la gran ventaja de que el consumo eléctrico es menor [29].

2.1.3. Calcinación del crudo: de crudo a clínker

Una vez molido el crudo, comienza la etapa más importante de todo el proceso productivo: la calcinación en el horno. Gracias a ella, se consigue transformar el crudo, una gravilla que apenas tiene utilidad, en clínker, que es el que da las propiedades al cemento.

Desde el punto de vista logístico, la fábrica entera gira en torno al horno. Todos los procesos se han de coordinar con él teniendo en cuenta sus necesidades para que la producción sea lo más eficiente posible y de la mejor calidad. Aguas arriba del horno, la cantidad de crudo preparada se hace en función de la capacidad de procesamiento que tiene. Los combustibles que se van a quemar en el horno se planifican también teniendo en cuenta la carga prevista. El abastecimiento de aditivos que se mezclarán con el clínker del horno se hará en función de cuánto produce. Y al final, la cantidad de cemento que es capaz de producir una fábrica viene limitada por su horno. Por todo esto, el horno es la piedra angular de una cementera.

Desde el punto de vista medioambiental, el horno es el responsable de que el cemento tenga una huella de carbono tan alta. Prácticamente la totalidad de las emisiones de efecto invernadero de una fábrica salen por la chimenea del horno. Es por esto que el horno es uno de los puntos de mira en la Hoja de Ruta para descarbonizar el cemento [9].

Torre de precalentadores

En la Figura 2.4 se ilustra el esquema de la torre de precalentadores (en amarillo y gris) y del horno (en rojo); así como su apariencia en una fábrica. Esta torre consiste en una sucesión de ciclones apilados uno encima de otro.

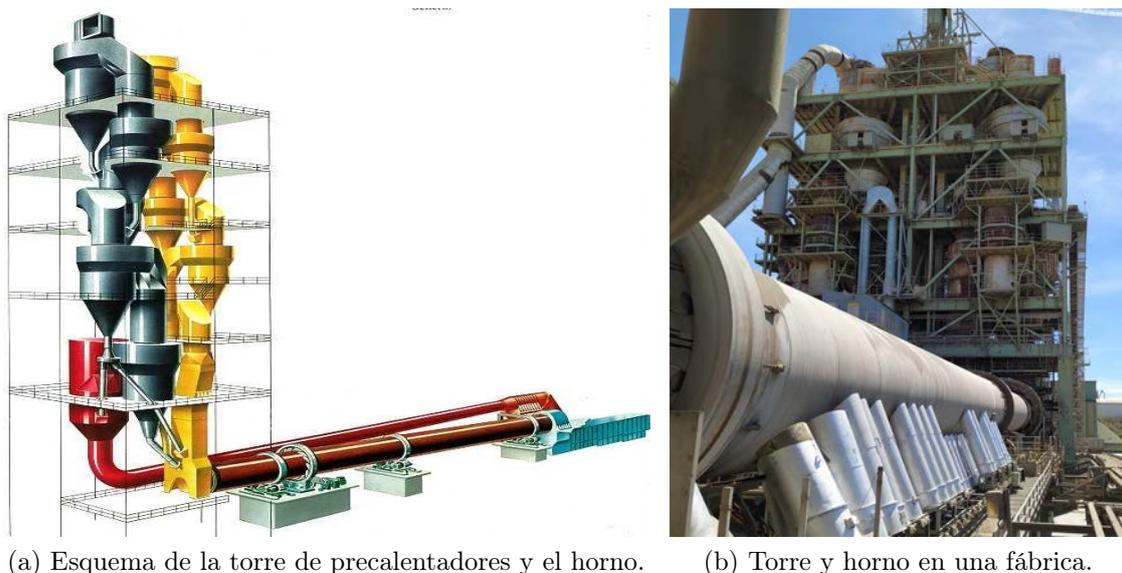


Figura 2.4: Ilustraciones del horno de una cementera. Fuentes: Deyna Pinho 2003; Holcim 2022.

Por su parte más alta entra el crudo ya molido y por su parte más baja los gases calientes que salen del horno. En cada uno de los ciclones se hace girar a gran velocidad el crudo y los gases permitiendo una buena transferencia de calor. Conforme el crudo cae por la torre, se va encontrando gases cada vez más calientes. Así, el tramo superior de la torre permite secarlo, el tramo intermedio sube su temperatura, y el ciclón más bajo tiene la temperatura suficiente como para que comience la calcinación. En concreto a este último se le llama precalcinador, y tiene un pequeño quemador donde se introduce combustible para asegurar que la temperatura es la correcta para calcinar la caliza [24, 25, 27].

En resumen, la torre de precalentadores es un elemento clave de la fábrica ya que gracias al calor residual que sale del horno junto con un aporte de combustible se puede empezar el proceso de transformación de crudo a clínker y se facilita el trabajo del horno.

El horno y su proceso

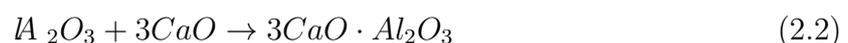
El horno consiste en un tambor rotatorio inclinado donde en un extremo se quema combustible para generar una llama de hasta 2000°C y en el otro entra el crudo caliente. Igual que en la torre de ciclones, el crudo (ya a temperatura de calcinación) sigue el camino opuesto a los gases de combustión. Cuando este entra en el horno, se va acercando a la llama y continúa subiendo su temperatura para que comience la verdadera transformación del crudo al clínker, denominada clinkerización [20, 24, 25, 27]. A la salida del horno se enfría rápidamente el clínker, quedando como resultado una gravilla grisácea como la de la Figura 2.2.

Para entender qué ocurre con el crudo para que se convierta en clínker, hay que analizar las reacciones químicas que ocurren conforme se calienta. A temperaturas por debajo de los 700°C se elimina toda la humedad y todo el agua presente en la composición química del crudo. Entre los 700 y 900°C comienza la calcinación, que es el proceso por el cual se retira todo el carbono presente en la caliza en forma de CO_2 . A esta reacción química también se le **denomina descarbonatación de la caliza** [20, 24, 25, 27].

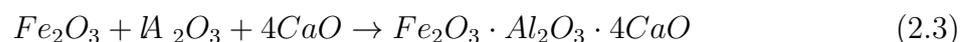


A partir de los 900°C el CaO empieza a reaccionar con el SiO_2 , el Al_2O_3 y el Fe_2O_3 fusionándose y formando compuestos más complejos [20, 24, 25, 27]:

Aluminato tricálcico



Ferrito aluminato tetracálcico



Silicato bicálcico



En el extremo más caliente del horno ocurre la clinkerización, que es cuando la mezcla pasa a fase líquida y el silicato bicálcico (la fusión de la cal con el SiO_2) se hace aun más

rica del primer componente formando el silicato tricálcico. Esto ocurre alrededor de los 1400°C, y es el momento en el que se considera que el crudo se ha convertido en clínker [24, 25, 27].

Silicato tricálcico

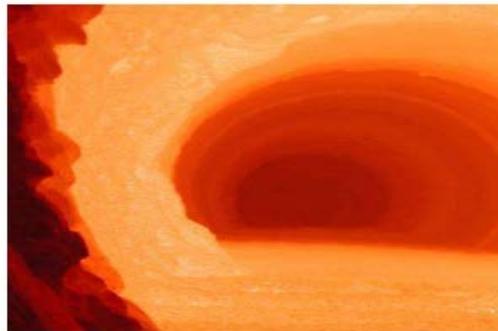


Figura 2.5: Interior del horno en régimen de funcionamiento, donde está ocurriendo la clinkerización. Fuente: CEMEX, 2022.

Tras esta última reacción, la mezcla líquida sale del horno y se enfría rápidamente para que las estructuras cristalinas que se han formado se queden fijadas. Este proceso deja el clínker a unos 100-200°C, y se empuja con aire a presión hasta unos silos donde se almacenará. El aire que empuja el clínker puede alcanzar hasta los 300°C y contiene gran cantidad de polvo en suspensión [25, 30]. Para recuperarlo se hace pasar por unos filtros, donde el aire caliente sale por chimenea y el clínker más fino cae de vuelta a los silos. Desde aquí el clínker espera a ser llevado a la última etapa de la fábrica: la molienda de cemento.

Las emisiones del horno y la sustitución de combustibles

La descarbonatación de la caliza (reacción 2.1) genera una gran cantidad de gases de efecto invernadero. Todo el CO_2 liberado es de origen fósil ya que estaba fijado en el suelo, por lo que son emisiones que se contabilizan en la huella de carbono de la fábrica y en los derechos de emisiones [18]. Como este CO_2 está asociado al proceso de producción de clínker, se les denomina emisiones de proceso, y en primera instancia son inevitables a causa de la naturaleza de las materias primas. Por cada tonelada de clínker que se produce, se emiten aproximadamente 500 kg de CO_2 solo por la propia descarbonatación [9, 22].

A las emisiones de proceso hay que sumarles las emisiones de la combustión, que son las asociadas a la quema de combustibles en el horno para mantener su temperatura. Tradicionalmente los hornos de clínker han funcionado a base de carbón, a lo que se ha ido añadiendo el coque de petróleo y el fuel. El uso de estos combustibles fósiles tiene dos grandes ventajas. La primera es que tienen un poder calorífico alto y dan facilidad a mantener las altas temperaturas del horno [31]. Además, sus características son bien

conocidas y facilitan hacer previsiones de cuánto se va a quemar. La segunda ventaja es logística. Las fábricas cementeras de España tienen una edad media de unos 80 años y cuando se construyeron se diseñaron para quemar carbón [32]. Mantener el mismo tipo de combustible implica evitar la construcción de nuevas instalaciones para otros nuevos, y hace que la fábrica sea más sencilla de gestionar.

En la actualidad está habiendo un gran cambio en los combustibles que usan las cementeras, pasando de consumir solo combustibles fósiles, también denominados combustibles tradicionales, a quemar también combustibles alternativos. Este término engloba una gran variedad de productos que se queman en el horno, siendo la gran mayoría residuos. Cada fábrica quema distintos tipos de residuos, de los cuales los más comunes son [9, 22, 25, 31, 33, 34]:

- Combustibles derivados de residuos (CDR): Son residuos sólidos urbanos preparados para ser quemados (codificados como 191210 en la Lista Europea de Residuos). La composición de estos residuos es muy variada, habiendo presencia de muchos plásticos, cierta fracción orgánica, presencia de elementos peligrosos... Normalmente antes de llevarse a la fábrica cementera se trituran y se secan para que sea más fácil quemarlos en el horno. El poder calorífico inferior (PCI) de este combustible es medio-bajo, proporcionando alrededor de 20 GJ por tonelada de CDR. La fracción de biomasa es muy variable según de dónde provienen los residuos, estando en el mejor de los casos cerca del 60%. Las fábricas buscan que sea lo mayor posible ya que el CO_2 de origen biogénico no se contabiliza en las emisiones. La gran razón de ser de este combustible es su disponibilidad, pues se generan grandes cantidades de RSU todos los días en las ciudades que pueden ser aprovechadas por las cementeras.
- Harinas cárnicas: Son el resultado de triturar todo lo que no se aprovecha en los mataderos y mercados de carnes. La composición de este residuo es en su mayoría huesos, grasas, vísceras y otras partes de los animales. El tratamiento usual de las harinas es la incineración, ya que es la forma de esterilizarlas y evitar la aparición de patógenos causados por su descomposición. El PCI de las harinas es bajo (entre los 16 y 19 GJ por tonelada), pero no se contabilizan sus emisiones por ser de origen 100% biológico; factor que genera mucho interés a las cementeras para reducir su huella de carbono.
- Aceites usados y otros residuos líquidos: En esta categoría se engloban todo tipo de residuos peligrosos en fase líquida que contienen cierta cantidad de hidrocarburos. Entre ellos están los aceites usados de motor, disolventes industriales, pinturas, barnices, lodos que se forman en el fondo de tanques de petróleo... A efectos prácticos no hay diferencia entre quemar estos residuos y quemar combustibles fósiles ya que su composición principal son hidrocarburos de origen 100% fósil. Estos residuos son interesantes en la industria cementera no para reducir la huella de carbono, sino para darles una salida que evita contaminar el suelo y el agua, a la vez que proporcionan energía al horno. Además, su PCI es muy similar al de los combustibles tradicionales (alrededor de los 30 GJ por tonelada), por lo que es un residuo con características de combustible tradicional.

- Neumáticos fuera de uso (NFU): Son neumáticos gastados generados por la industria del automóvil, que antes de llegar a la fábrica son triturados para hacerlos más manejables y facilitar su quemado. Este residuo es muy contaminante ya que conforme se descomponen las ruedas se liberan lixiviados que afectan al suelo y al agua subterránea. Además las gomas son inflamables y los cementerios de neumáticos tienen alto riesgo de incendio. El caucho tiene un poder calorífico comparable al de los combustibles tradicionales (alrededor de los 30 GJ por tonelada), convirtiendo a los NFU en un residuo interesante para quemarlo en el horno. Alrededor del 30 % del contenido de los neumáticos es de origen biogénico, por lo que también ayudan a reducir la huella de carbono de la fábrica.
- Serrines y residuos de madera: Consiste en residuos provenientes de las actividades madereras o de la limpieza de bosques. También cabe la posibilidad de quemar leña (madera que no es residuo), aunque ocurre en casos excepcionales. La madera es 100 % de origen biológico, permitiendo reducir la huella de carbono de la cementera. El PCI de este residuo es comparable al de las harinas cárnicas, estando en torno a los 16 - 19 GJ por tonelada. La madera necesita estar seca para quemarla en el horno, y normalmente su contenido en humedad es alto, por lo que necesita un secado previo. Este motivo hace que no se tenga tanto interés por esta biomasa en la industria cementera.
- Lodos de EDAR: Uno de los residuos que generan las depuradoras de aguas residuales urbanas son lodos deshidratados. Estos concentran en forma de un barro seco gran parte la materia orgánica que había en el agua residual. Su gran contenido en patógenos hace que la incineración sea uno de los tratamientos principales, y es por ello que las cementeras se interesan en quemarlo en sus hornos. Tienen un PCI muy bajo, en torno a los 14 GJ por tonelada. Su contenido es 100 % biomasa, ayudando a reducir las emisiones de CO_2 de la fábrica. Además, las EDAR se encargan de secarlo antes de deshacerse de él, conque viene ya preparado para su combustión.
- Orujillo: Es un residuo proveniente de la industria de la oliva. Se compone de huesos de oliva y restos que no se pueden aprovechar del proceso productivo del aceite. Su PCI es comparable al de las harinas cárnicas y las maderas (alrededor de los 16 GJ por tonelada) y su contenido es 100 % biomasa. Este residuo tiene un carácter local. Es decir, se consume básicamente en España y es común verlo en fábricas del sur del país.

Utilizar combustibles alternativos parece contraproducente en primera instancia ya que pese a reducir emisiones de efecto invernadero, tienen un poder calorífico menor y hacen más difícil controlar la temperatura del horno. Además, la logística alrededor del horno se complica ya que se han de hacer instalaciones para cada tipo de combustible y el aprovisionamiento necesitará de muchos más proveedores distintos. También hay que tener en cuenta que la quema de estos residuos añade a los gases del horno otros elementos como el cloro, las dioxinas, los furanos o los metales pesados [35, 36]. Esto implica que se han de adecuar los filtros de las chimeneas para que no salgan a la atmósfera.

La razón de ser de este cambio de combustibles es principalmente económica. Por un lado, gracias a reducir las emisiones de CO_2 [33, 36], las fábricas pagan menos derechos de emisiones y pueden conseguir excedentes para venderlos a otras industrias. Teniendo en cuenta que su precio está creciendo aceleradamente (se ha pasado de 5 €/ton CO_2 en 2017 a 90 €/ton CO_2 en 2023 [37]), esto es una fuente de ahorro que permite mejorar los márgenes de beneficios. Por el otro lado, las cementeras están tomando el rol de gestoras de residuos ya que la gran mayoría de combustibles alternos provienen de desechos. Gracias a esto, en muchos de los casos las fábricas están consiguiendo combustible a precio cero o incluso están cobrando por recibir esos residuos [35]. Gracias a esto, actualmente sale rentable hacer inversiones para adaptar la fábrica a los nuevos combustibles y ello retroalimenta a que sean más sostenibles.

Actualmente entre las fábricas de España hay gran disparidad en el uso de combustibles alternos. En los sitios donde más ha penetrado, hasta un 60% del calor del horno viene de ellos, mientras que todavía quedan fábricas que siguen haciendo uso únicamente de coque, fuel o gas natural [22]. Existen dificultades para alcanzar tasas del 100% de combustibles alternos y en todas las fábricas se consume algo de coque y/o fuel. El principal motivo es por el buen control de la llama que ofrecen estos últimos. Además, la quema de los combustibles alternos solo es posible cuando el horno ya está caliente para asegurar la combustión completa de estos y evitar la formación de dioxinas, furanos y otros compuestos orgánicos volátiles [36]. La Directiva 2010/75 CE indica que para asegurar la combustión completa de los residuos, se han de mantener durante al menos dos segundos por encima de 850°C [33, 36, 38]. Por este motivo los arranques del horno se hacen con coque y fuel.

La llama del horno: combustibles y comburente

Toda combustión tiene dos elementos: el combustible y el comburente. Los combustibles que se utilizan en el horno ya han sido explicados en el apartado anterior. El comburente es aire, y alrededor de la llama donde se realiza la combustión hay dos tipos de aire: el primario y el secundario [24, 25, 27].

El aire primario es todo el aire que se inyecta a través del mechero. Este aire no solo tiene el cometido de hacer de comburente para la combustión, sino que permite controlar la forma de la llama. Se divide en tres tipos [24, 25, 27]:

- **Aire axial:** El aire axial es aire que, gracias a unos soplantes, se impulsa siguiendo el eje de la llama. Cuanta más presión se le dé a este aire, más rápido saldrá y más lejos llegará, haciendo que la llama se alargue. Así pues, según la presión de impulsión del aire en los soplantes se puede alargar o acortar la llama.
- **Aire tangencial:** El aire tangencial, o también llamado aire radial, es aire que gracias a unos soplantes se impulsa de forma tangencial a la llama. Este aire genera turbulencias que permiten homogeneizar la llama. Si no se hace un buen control de este aire, la llama puede desviarse y no calentar lo suficiente el clínker o sobrecalentar el recubrimiento del horno y dañarlo.

- Aire de transporte: Como la gran mayoría de combustibles son sólidos, se utiliza aire a presión para transportarlos desde donde se almacenan hasta el quemador. Este aire que acompaña a los combustibles también hace las de comburente una vez entra en el horno. Además, como los combustibles entran de forma axial, este aire es axial. La presión con la que se impulsa el aire junto con unos dosificadores son quienes controlan cuánto combustible se introduce en el horno. Por lo tanto, este aire no permite jugar con la longitud de la llama.

El aire secundario proviene del enfriamiento del clínker. A la salida del horno hay una zona donde se impulsa un gran caudal de aire para enfriar el clínker lo más rápido posible. En este proceso el aire se calienta hasta los 900 - 1000°C y se introduce en el horno por donde sale el clínker. Gracias a este aire se facilita mucho la combustión porque ya está próximo a la temperatura de la llama y requiere menos calor para alcanzarla. En cambio, si todo el aire se introdujera a temperatura ambiente, se tendría que quemar algo más de combustible para que coja temperatura en la combustión [24, 25, 27].

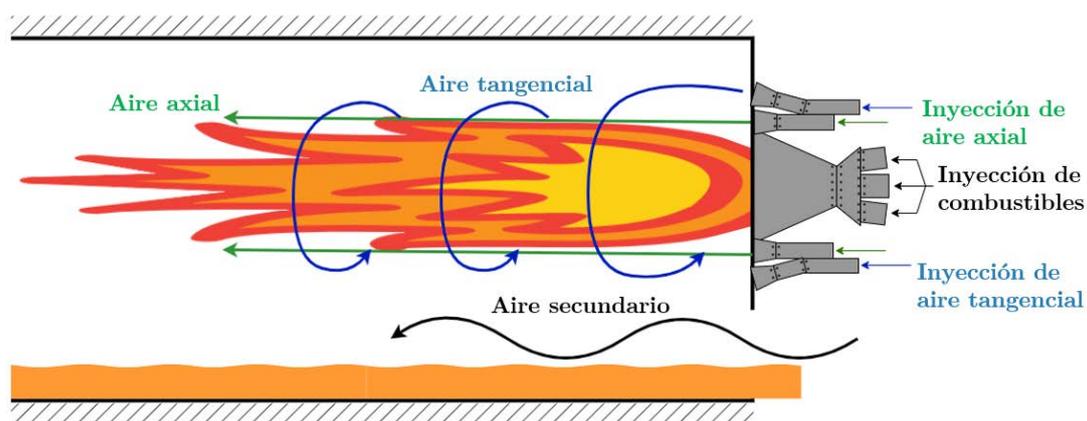


Figura 2.6: Flujos de combustible y comburente en la llama del horno. Fuente: Elaboración propia.

En todo momento se ha de controlar cuánto aire se introduce en el horno. Si no se introduce el suficiente, no será posible quemar todo el combustible y la combustión será incompleta. Una combustión incompleta implica no aprovechar toda la energía almacenada en el combustible y generar gases más nocivos (CO, dioxinas, furanos...) [36]. Por el otro lado, si se introduce demasiado aire la temperatura de la llama cae y es necesario quemar más combustible. Además el caudal de gases aumenta y por lo tanto aumenta la energía térmica que se pierde cuando salen por la chimenea. El punto óptimo para hacer la combustión en el horno es introducir un exceso de aire de entre el 12 y el 20 % respecto del aire estequiométrico [24].

La llama del horno es la que permite mantenerlo en la temperatura adecuada y se ha de regular en todo momento para que el crudo clínkerice correctamente y a la vez no se dañe el horno. Siempre interesa que la llama sea corta y muy intensa, pero esto implicaría que fuera demasiado ancha y podría quemar el recubrimiento del horno y el clínker [39]. Si la llama es demasiado larga y fina no calentaría lo suficiente y el crudo podría salir del

horno sin terminar su proceso de clinkerización. Regulando los aires primarios se forma una llama con el mejor compromiso entre longitud y anchura.

El elemento que permite controlarla es el quemador o mechero. El quemador es una pieza cilíndrica con numerosos conductos que permiten introducir en el horno el combustible y el comburente para generar y controlar la llama. En su centro se juntan tantos conductos como tipos de combustible se quemen. Así, si se queman tres tipos de combustible en la fábrica (por ejemplo CDR's, aceites usados y serrines), en la entrada del mechero se juntarán tres tubos distintos. Alrededor del conducto central de combustibles hay una serie de orificios por donde se impulsa el aire axial. Rodeando a estas entradas hay otro anillo reservado para la introducción de coque. Por último en la parte más exterior del mechero hay unas entradas inclinadas para direccionar el aire tangencial [25, 27, 40].

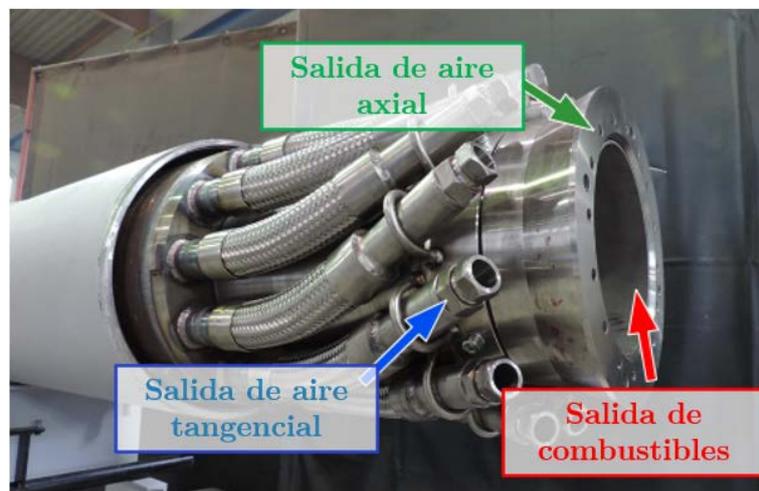


Figura 2.7: Quemador de un horno de clínker. Fuente: Elaboración propia.

Temperaturas en el horno y la torre de ciclones

Este proyecto pretende aprovechar el calor de los gases que salen por la chimenea, habiendo pasado por el horno y la torre de precalentadores. Para ello, primero se ha de analizar las temperaturas que hay en los distintos puntos de la instalación. En la Figura 2.8 se muestra un esquema del horno y la torre con las temperaturas que hay en los cuatro puntos característicos.

En las proximidades de la llama del horno los gases están próximos a los 2000°C . Conforme estos se impulsan fuera del horno se van enfriando ya que transfieren su calor al crudo que se está clinkerizando. Por el extremo opuesto del horno los gases salen a unos 900°C , temperatura que permite la calcinación. En los ciclones los gases se siguen enfriando, saliendo por lo alto de la torre a unos 330°C [24, 25, 27, 30]. Desde aquí los gases se llevan a una torre de acondicionamiento para que pasen por los filtros y los desempolvadores a una temperatura adecuada para no dañarlos. Una parte del caudal se pasa por los molinos de crudo aprovechando su calor para secarlo mientras se muele. Tras todos estos procesos, el flujo de gases sale por la chimenea a unos 190°C [24, 25, 27, 30].

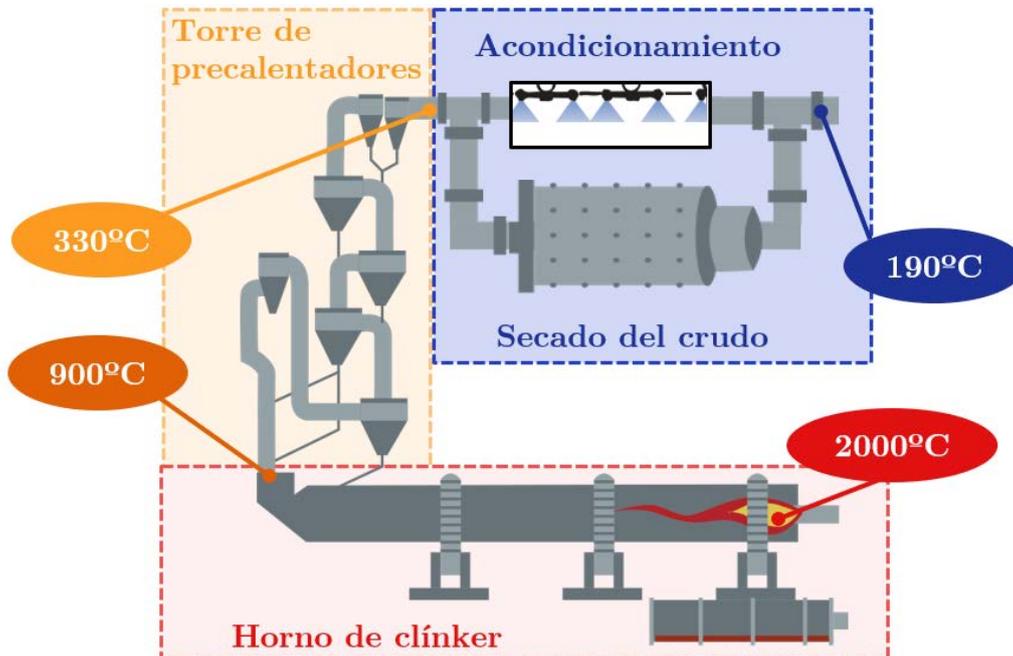


Figura 2.8: Esquema del horno y la torre de precalentadores con las temperaturas características. Adaptado de Oficemen, 2020.

2.1.4. Molienda del cemento

La molienda del cemento es el proceso en el que se desmenuza el clínker junto a los aditivos para obtener el polvo final que es el cemento. Con unas cintas transportadoras se lleva el clínker desde los silos hasta el molino, donde se introducen las cantidades precisas de aditivos según el tipo de cemento que se quiera obtener. Después de este proceso el cemento se transporta y se clasifica en distintos silos [25, 30].

Al igual que con la molienda del crudo, los molinos pueden ser de bolas o verticales, según la preferencia del diseño de la fábrica. También es posible hacer una premolienda del clínker para que entre en el molino con un tamaño menor y este consuma menos energía.



Figura 2.9: Molienda del clínker y el resto de componentes para producir cemento. Fuente: Instituto Español del Cemento y sus Aplicaciones, 2010

2.1.5. Expedición del cemento

El cemento de los silos está listo para su venta. Existen dos formas de expedición: a granel o ensacado. Cuando la venta es a granel, un camión va al silo que le corresponde y se llena con la cantidad deseada del producto. En el caso de ensacar, el cemento se lleva a una ensacadora donde se llenan los sacos y se apilan en palets para transportarlos a las tiendas [25, 30].

2.1.6. Otros procesos auxiliares

Para que la línea principal de funcionamiento de la cementera funcione correctamente hay multitud de procesos auxiliares. Entre ellos se encuentra la molienda del coque para poder quemarlo mejor en el horno, todos los aprovisionamientos y almacenajes de los distintos combustibles, la impulsión de estos combustibles hasta el mechero del horno, análisis de laboratorio para evaluar la calidad y las propiedades del cemento... [25, 30]

2.2. Cogeneración y ciclo de Rankine orgánico

2.2.1. Cogeneración con ciclo de cola

La cogeneración es la conversión simultánea de una energía primaria (normalmente un combustible) en dos formas de energía útil. Principalmente estas formas son trabajo, que se suele convertir en energía eléctrica gracias a un alternador; y calor, que se puede obtener como agua caliente, vapor, gases calientes... [30, 41] El uso de esta tecnología frente a instalar un sistema de generación de trabajo y otro de calor permite mejorar la eficiencia global del combustible; pues de una misma materia prima se obtienen dos productos. Existen dos tipos de cogeneración:

- Ciclo de cola: La fuente de energía primaria se utiliza para generar calor, satisfaciendo la demanda térmica del proceso en cuestión. El excedente se aprovecha en una caldera de recuperación para generar trabajo con un ciclo de potencia, que suele ser una turbina de condensación o un ORC. Normalmente las fuentes de calor de los ciclos de cola son de alta temperatura asociadas a procesos industriales [30, 41].

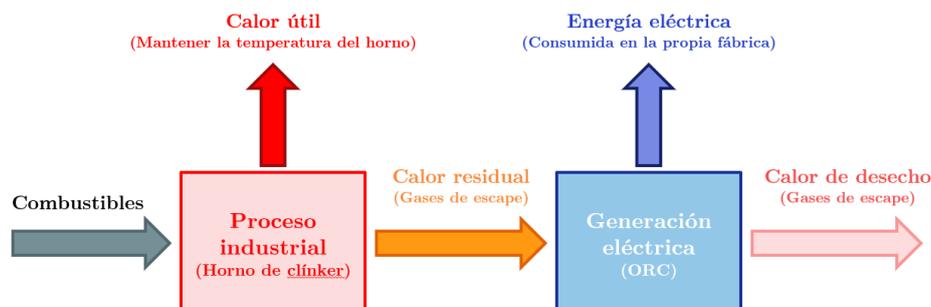


Figura 2.10: Esquema de un ciclo de cola adaptado al proyecto. Fuente: elaboración propia.

- Ciclo de cabeza: La fuente de energía primaria se utiliza para generar trabajo en un ciclo de potencia, que normalmente es una turbina de gas, un motor de combustión o una turbina de vapor en contrapresión. El calor que se pierde, normalmente en forma de gases de escape calientes o vapor, se aprovecha para otras aplicaciones. En este caso el producto principal es el trabajo mecánico, y el calor que se consigue suele ser de baja temperatura (entre los 200 y 600°C) [30, 41].

Este proyecto consiste en una cogeneración con un ciclo de cola, donde la fuente de energía primaria son los combustibles del horno (vistos en el apartado 2.1.3) que se utilizan para alcanzar la temperatura necesaria para la clinkerización. Parte del calor que sale del horno en forma de gases de escape permitirá generar energía eléctrica que será autoconsumida en la fábrica.

2.2.2. Ciclo de Rankine

El ciclo de Rankine es un ciclo termodinámico que permite generar energía mecánica a partir de una fuente térmica. Esta energía mecánica se transformará a eléctrica gracias a un alternador. El esquema de este ciclo se muestra en la Figura 2.13a, y consta de cuatro etapas por las que va circulando un fluido [25, 30, 42, 43]:

- Calentamiento en la caldera: El fluido frío a alta presión entra en la caldera, donde recibe calor del foco caliente. Durante la absorción de calor va ganando temperatura pasando de líquido subenfriado a vapor sobrecalentado. En este caso el foco caliente será la corriente de gases que sale del horno.
- Expansión en la turbina: El fluido que sale de la caldera¹ hace girar el rodete de una turbina donde se reduce su presión y temperatura. En este proceso hay un intercambio de energía del fluido a la turbina, cediendo el primero su energía interna para convertirla en mecánica en el eje de la máquina.
- Enfriamiento en el condensador: A la salida de la turbina el fluido es vapor sobrecalentado a baja presión. En esta etapa se devuelve a estado líquido enfriándolo en un condensador, cediendo todo el calor excedente a un foco frío. El foco frío varía según la disponibilidad, pudiendo ser el agua de un río o un embalse en el caso de haber uno cerca, o puede ser el aire ambiente con el que se intercambia calor utilizando aerocondensadores o una torre de refrigeración.
- Aumento de la presión: Se sube la presión del fluido, ahora en fase líquida, gracias a una bomba. El fluido que sale de la bomba es impulsado a la caldera de recuperación, cerrando así el ciclo.

Para diseñar un ciclo de Rankine se han de tener en cuenta las propiedades termodinámicas del fluido en cada punto del mismo, siendo las más importantes la presión, la

¹En caso de emplearse un ciclo transcrito no se produce cambio de fase, recibiendo calor el fluido de forma continua.

temperatura y la humedad. Es típico despreciar las caídas de presión causadas por el rozamiento entre el fluido y los conductos por donde circula [43]. Con esta hipótesis el ciclo presenta dos niveles de presión: uno de alta, que va desde la salida de la bomba hasta la entrada de la turbina; y uno de baja, que va desde la salida de la turbina hasta la entrada de la bomba.

Para seleccionar la presión de operación del lado de alta se suele tener en cuenta el material con el que se hacen los conductos y su resistencia [43]. A mayor presión mejor rendimiento da el ciclo, pero se necesitan materiales más costosos o grosores de las tuberías muy grandes. La presión del lado de baja la da la temperatura a la que se cede el calor al foco frío. Esta liberación de calor trae consigo un cambio de fase de vapor a líquido, y por lo tanto la temperatura a la que esto ocurre queda fijada por la presión del fluido. Siempre habrá que hacer que el fluido esté unos grados por encima del medio de enfriamiento [43]. La presión de condensación también está restringida por la humedad del fluido cuando se expande en la turbina. Si aparecen gotas de líquido dentro de ésta, se pueden erosionar los álabes y causar daños a la máquina, por lo que se ha de evitar alcanzar presiones y temperaturas donde coexistan líquido y vapor. Típicamente se buscan títulos del vapor húmedo por encima del 85 % a la salida de la turbina, pero sin llegar a salirse de la región bifásica para que la temperatura a la que se cede el calor al foco frío sea lo menor posible y mejorar el rendimiento del ciclo [43].

La diferencia de presiones que ocurre en la turbina está relacionada con el trabajo útil que ésta da. A mayor salto, mayor potencia. En el lado de alta presión se puede elevar por encima del punto crítico, siendo el calentamiento fuera de la campana bifásica. Esto da lugar a ciclos transcíticos y supercríticos, que son los utilizados típicamente en centrales de carbón modernas y que obtienen rendimientos muy altos (de hasta un 48 %). En estos ciclos la presión se eleva por encima de los 220 bar, haciendo que los equipos sean más costosos a causa de sus requerimientos de resistencia y que solo salga rentable para centrales de grandes potencias [44].

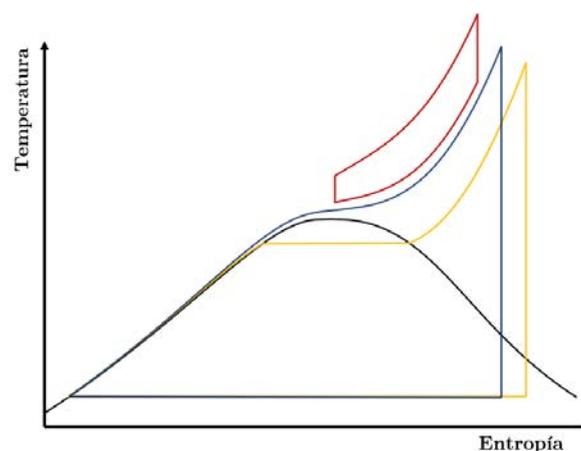


Figura 2.11: Diagrama T-s de un ciclo subcrítico (amarillo), uno transcítico (azul) y uno supercrítico (rojo). Fuente: Ettore Morosini, 2021.

En el lado de baja presión, se puede expandir el fluido por debajo de 0,1 bar [44, 45]. Esta medida aumenta el rendimiento y la potencia del ciclo, pero como el fluido está por debajo de la presión ambiente se corre el riesgo de infiltraciones de aire, que causan un mal funcionamiento del sistema. Para eliminar las posibles infiltraciones se utiliza un desgasificador; y para generar unas presiones tan bajas se requiere de un circuito de vacío. Ambos equipos son costosos y salen rentables en ciclos de gran potencia [44]. En el caso de que la presión a la salida de la turbina esté por encima de la ambiente, se dice que ésta trabaja a contrapresión, y pese a no obtener la máxima potencia posible, se evita la necesidad del desgasificador [43]. En estos casos, y dada la temperatura a la que se produce la condensación (mayor de 100°C), el ciclo se suele usar como cogeneración en ciclo de cabeza.

2.2.3. Ciclo de Rankine orgánico

Los ciclos de Rankine típicos, empleados mayoritariamente en centrales térmicas, utilizan agua como fluido de trabajo [42, 43]. En estas aplicaciones se dispone de una fuente de energía primaria fácil de gestionar, pues se puede regular la potencia generada según cuánto combustible se quema, se tiene un control continuo para que las temperaturas y presiones alcanzadas estén en el punto óptimo, y los combustibles tienen un PCI que permite alcanzar temperaturas altas en la caldera. Con todo esto, es posible calentar el agua hasta los 500 - 600°C, elevar su presión por encima de los 150 bar (o por encima de los 220 en ciclos supercríticos) y conseguir un ciclo con un buen rendimiento [43, 44]. Sin embargo cuando la fuente de calor no permite obtener esas temperaturas tan altas, el agua deja de dar buenos resultados e interesa utilizar otros fluidos de trabajo. Así nacen los ciclos de Rankine Orgánicos, que son ciclos que usan sustancias orgánicas como fluido de trabajo en lugar de agua. Los fluidos orgánicos son compuestos químicos que tienen cadenas de hidrocarburos. Principalmente existen tres tipos: los hidrocarburos naturales (propano, butano, pentano...), los hidrocarburos halogenados (R134a, R245fa, R141b, ciclohexano...) y los aceites silicónicos (D4, D5, MDM...) [41, 42].

Tabla 2.1: Recopilación de algunos fluidos orgánicos comunes con su ODP y su GWP.

Fuente: Leticia Jiménez, 2013.

Fluido	ODP	GWP	Fluido	ODP	GWP
R11	1	4000	R236fa	0	6300
R114	0,8	8000	R290	0	20
R123	0,022	250	R423a	0	2280
R124	0,022	700	R500	0,74	6010
R134a	0	1300	R600	0	3
R245fa	0	820	FC87	0	5000
R1234yf	0	4	HFE7000	0	575
R1234ze	0	6	Ammonia_mh	0	0
R141b	0,11	630	Dimetiléter	0	1
R142b	0,06	2000	Isobutano	0	20
R227ea	0	2900	Isopentano	0	11
R22	0,06	1700	n-butano	0	3

Existe una gran variedad de ellos, siendo algunos naturales y otros sintéticos. En la actualidad está prohibido utilizar todos aquellos fluidos que tengan potencial de destrucción

de la capa de ozono (ODP por sus siglas en inglés), que básicamente son los CFC y los HCFC. Tampoco se pueden utilizar sustancias tóxicas por protección en caso de fugas. Al tratarse de compuestos con hidrocarburos, muchos tienen un potencial de calentamiento global (GWP por sus siglas en inglés) muy alto. En Europa está prohibido utilizar fluidos con un GWP mayor a 2500, y siempre se intentará usar el fluido con menor GWP posible [42]. En la Tabla 2.1 se muestran algunos de ellos.

Los ORC tienen un alto potencial para generar energía útil de fuentes de calor residuales y, en concreto, su uso prima para aplicaciones de cogeneración donde la fuente térmica es de baja temperatura: entre los 100 y los 350°C. [25, 41, 42, 46, 47, 48]. También se usan en centrales geotérmicas, donde el foco caliente alcanza los 180°C [41, 49]; y en centrales termosolares, donde se consigue calentar el fluido hasta los 350°C. [50].

Los motivos por los que los ORC encajan bien con este tipo de aplicaciones y algunas de sus ventajas son [25, 41, 42]:

- El punto de ebullición de los fluidos orgánicos es más bajo que el del agua, permitiendo el cambio de fase con temperaturas menores. Esta propiedad es una de las que otorgan el buen funcionamiento con focos de calor de baja temperatura.
- La presión crítica no suele superar los 50 bar. Esta presión moderada sumada a las temperaturas bajas con las que se suele trabajar hacen que no se necesiten materiales de alta resistencia y costosos para los equipos del ciclo. Por lo tanto se pueden aprovechar las ventajas de un ciclo transcrito sin elevar excesivamente el coste del sistema.
- La campana bifásica es estrecha, requiriéndose poca energía para evaporar el fluido y cediéndose poca cuando se condensa. Gracias a esta propiedad la caldera se simplifica mucho en comparación con los ciclos de agua, pues no se necesita un calderín para hacer la evaporación y por lo tanto se reduce a un intercambiador de calor. A la reducción del tamaño de la caldera se suma la del condensador, resultando en un sistema más compacto y económico.

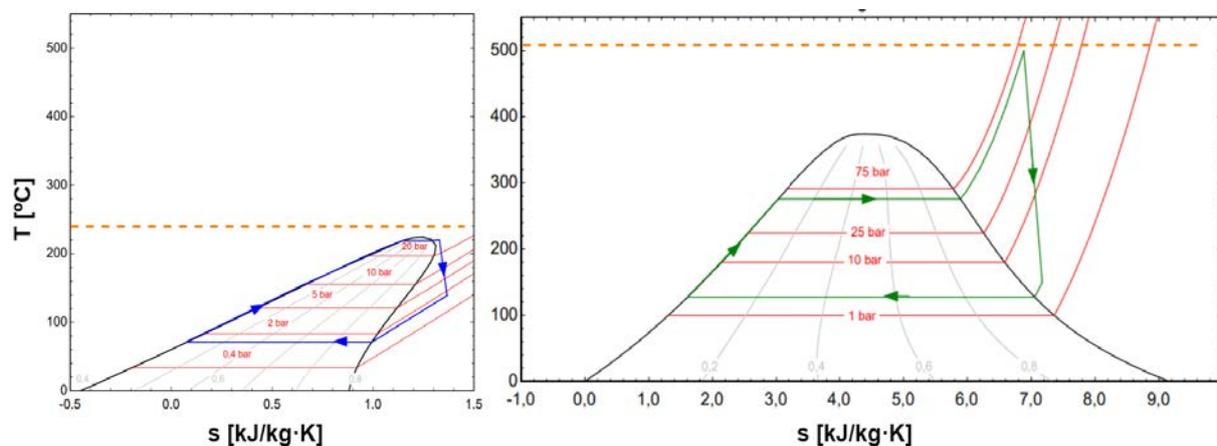


Figura 2.12: Diagrama T-s de un ciclo Rankine con isohexano (izquierda) y otro con agua (derecha); ambos generando la misma potencia. Fuente: Elaboración propia.

- La línea de vapor saturado en el diagrama $T-s$ tiene pendiente positiva, por lo que no existe riesgo de que aparezcan gotas líquidas durante la expansión en la turbina. El agua no tiene esta propiedad, y se sobrecalienta mucho para que en la turbina no aparezca líquido. En los ORC al no existir este riesgo, no se sobrecalienta apenas el fluido y esto permite que la fuente de calor pueda ser de menos temperatura. En la Figura 2.12 se puede ver un ORC que genera la misma potencia que el ciclo Rankine de agua con una fuente de calor de la mitad de temperatura (nótese que los ejes verticales coinciden pero los horizontales se han escalado dada la diferencia de tamaño de las campanas bifásicas).
- Como consecuencia de lo anterior, de la turbina sale vapor sobrecalentado y es posible incluir un regenerador en el ciclo (ciclo Rankine regenerativo). Este elemento es un intercambiador de calor que precalienta el líquido subenfriado antes de entrar a la caldera gracias a la energía del vapor sobrecalentado. Con esto se consigue reducir el calor aportado en la caldera y el cedido en el condensador. El rendimiento de este ciclo siempre es mayor que el del simple ya que la temperatura media a la que se cede el calor al foco frío baja. Sin embargo el regenerador es un equipo caro y el aumento de potencia que acarrea no siempre sale rentable. Por otra parte, si la fuente es un calor residual, es preciso tener en cuenta que el regenerador aumenta la temperatura del fluido orgánico a la entrada de la caldera de recuperación, por lo que el calor aprovechado es menor, y muchas veces el incremento de rendimiento no lo compensa.
- En el caso de disponer de una fuente térmica de una temperatura media/alta existe una sinergia entre los ciclos transcíticos y la regeneración que hace que operen con buenos resultados. A mayor presión a la entrada de la turbina, más caliente está el vapor a su salida y por lo tanto mayor potencial de regeneración existe. Esto queda relegado a las fuentes de calor de mayor temperatura ya que conforme se aumenta la presión más se ha de calentar el fluido orgánico para turbinarlo.

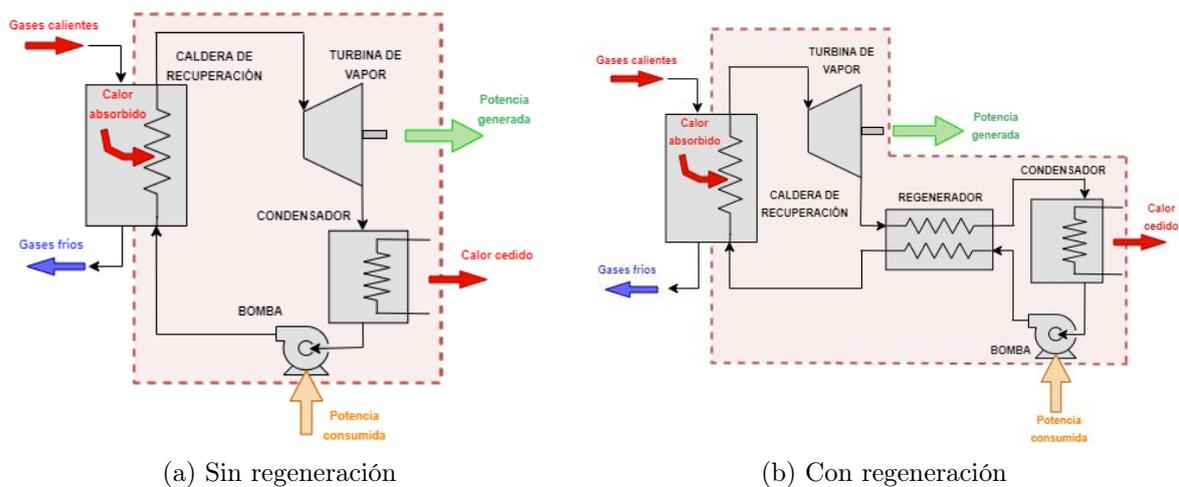


Figura 2.13: Esquema y elementos de un ciclo de Rankine orgánico. Fuente: elaboración propia.

- La presión de saturación a temperatura ambiente de la gran mayoría de fluidos orgánicos está por encima de la ambiente, por lo que la turbina trabajará en contrapresión y no se necesitará desgasificador. Gracias a esto se reduce el tamaño, complejidad y coste del ciclo.
- Dado que los ORC se usan típicamente en el aprovechamiento de calores residuales, suelen tener potencias bajas, no siendo común superar los 20 MWe [51, 52]. Esto hace que los equipos sean pequeños y el conjunto sea compacto, lo que da sencillez a la hora de instalarlo.

2.2.4. Elementos de un ciclo Rankine Orgánico

Turbomáquinas

Las turbomáquinas son dispositivos mecánicos capaces de intercambiar energía con un fluido. El proceso de intercambio se hace variando el momento cinético del fluido, y el elemento que lo permite es el rodete [53, 54]. Según la dirección del flujo de energía se distinguen dos tipos:

- Turbomáquinas motoras: Aprovechan la energía del fluido para generar un trabajo útil. En este grupo se encuentran las turbinas.
- Turbomáquinas generadoras: Consumen trabajo para aportar energía al fluido, normalmente en forma de presión. En este grupo se incluyen las bombas, los ventiladores, los compresores...

Las turbomáquinas de un ciclo de Rankine son la turbina y la bomba. Estas concentran la mayoría de irreversibilidades que ocurren en el ciclo². Para modelarlas se estudia su funcionamiento ideal (expansión/compresión sin pérdidas de calor ni irreversibilidades) y se corrige con su rendimiento isentrópico [25, 43].

Como ya se ha visto, en los ciclos de agua el salto de temperatura y presión que ocurre en la turbina es muy grande, lo que da lugar a máquinas de gran tamaño y con muchos escalonamientos. Es típico hacer extracciones de vapor caliente entre alguno de los escalonamientos para precalentar el agua antes de la caldera y mejorar el rendimiento del ciclo [41, 43]. En los ORC la diferencia de presiones y temperaturas en la turbina es más pequeña, lo que da lugar a máquinas de menor tamaño. Lo normal es que las turbinas tengan un solo escalonamiento, por lo que es imposible hacer extracciones de vapor [41, 51, 52].

En las bombas ocurre algo similar a las turbinas cuando se compara el ciclo de agua típico y el orgánico. En el primero se ha de elevar mucho la presión, por lo que es típico utilizar bombas centrífugas multietapa. En un ORC con una sola etapa es posible elevar la presión ya que el salto no es tan grande.

²En el caso de ciclos transcíticos las temperaturas de gases y fluido orgánico en el perfil T-Q de la caldera de recuperación transcurren próximas.

Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son los elementos que transfieren el calor a lo largo del ciclo. En un ORC hay tres distintos: la caldera, el condensador y el regenerador.

La caldera es el lugar donde se quema el combustible para generar el calor que alimenta al ciclo. Los ORC no suelen quemar combustibles, sino que reciben la energía térmica de algún fluido. Típicamente en los ciclos de cogeneración de cola el fluido es una corriente de gases de escape calientes, pero también puede ser un fluido caloportador que transfiera la energía del foco caliente al ciclo, como ocurre en las centrales geotérmicas y termosolares. En todos estos casos se habla de caldera de recuperación, que es un intercambiador de calor donde este fluido caliente cede su energía al líquido orgánico. Lo más común para este tipo de intercambiadores es la configuración de flujos cruzados, donde un serpentín contiene el fluido a calentar y los gases fluyen alrededor de éste.

El condensador es el intercambiador de calor que enfría el vapor que sale de la turbina hasta que pasa a fase líquida. Típicamente se utilizan intercambiadores de carcasa y tubos, que consisten en un haz de tubos que recorre un armazón hueco. El fluido que circula por los tubos hace un camino recto, mientras que el recorrido por la carcasa suele tener desviadores para que los flujos sean cruzados y haya más turbulencias; factores que mejoran la transmisión de calor. En este proyecto, el fluido orgánico a mayor presión circulará por los tubos y el agua de refrigeración por la carcasa.

Este tipo de intercambiador encaja bien como condensador gracias a las bajas presiones de operación en este proceso. Esto permite hacer los conductos con paredes más finas y mejorar así el intercambio. Además son dispositivos baratos tanto en su compra como en su mantenimiento, y fáciles de montar y ampliar. Su principal desventaja es el gran espacio que ocupan, pues suelen ser muy voluminosos.

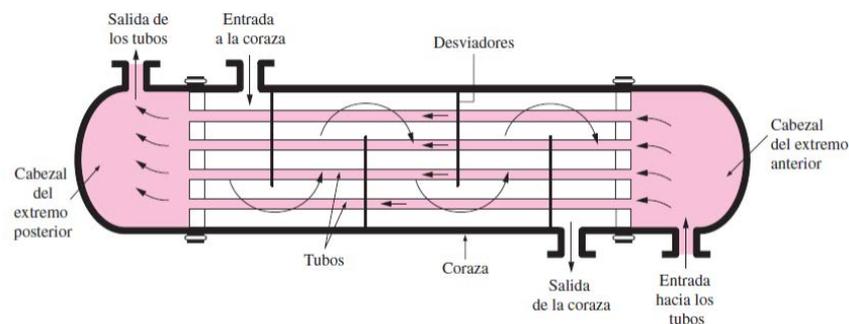


Figura 2.14: Esquema de un intercambiador de carcasa y tubos. Fuente: Universidad de Cantabria, 2015.

El regenerador es el intercambiador de calor que precalienta el fluido orgánico antes de que entre en la caldera de recuperación. Por un lado le entra el vapor sobrecalentado que sale de la turbina y por otro el líquido comprimido que sale de la bomba. Típicamente se utilizan intercambiadores de placas o de flujos cruzados, que tienen una buena transferencia de calor pero suponen una pérdida de presión considerable.

La última tecnología en intercambiadores de flujos cruzados son los de circuito impreso

(Printed Circuit Heat Exchanger; PCHE). Este tipo de intercambiador consiste en una serie de planchas sobre las que se graban canales de entre 0,5 y 5 mm de diámetro. Todas estas planchas se sueldan por difusión una encima de la otra, quedando un bloque lleno de conductos. En cada piso se introduce alternativamente fluido frío o fluido caliente, para tener los flujos lo menos mezclados posible y maximizar la transferencia de calor. La configuración resultante hace que el intercambiador pueda trabajar sin problemas a altas presiones y consigue una gran superficie de intercambio de calor en un volumen muy reducido [55, 56]. La principal desventaja de los PCHE es el riesgo a que se obstruyan los canales. En los que circula vapor sobrecalentado no habrá ningún problema ya que la fase es gaseosa, pero sí puede haber problemas con los canales de líquido, especialmente cuando éste es una sal fundida que puede congelar.

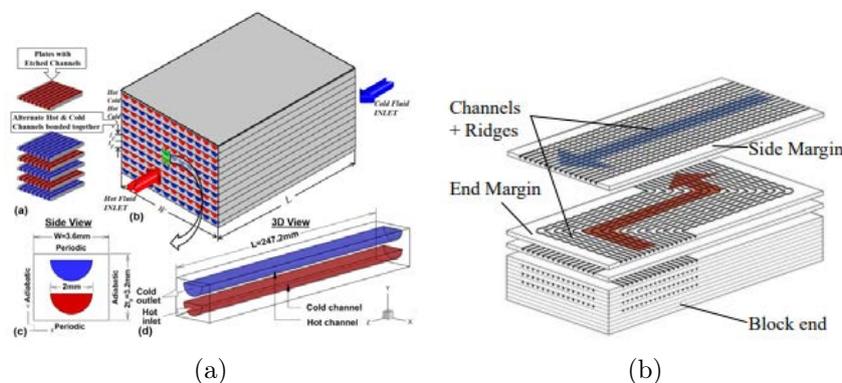


Figura 2.15: Configuración de un PCHE. Fuente: Aneesh et al, 2016 (a); Renaud Le Pierres et al, 2011 (b).

Conductos

Los conductos tienen un papel fundamental en un ORC ya que transportan el fluido orgánico de un componente a otro. Las tuberías son cilíndricas ya que es la forma que mejor resiste a la presión, permitiendo utilizar tuberías más pequeñas y delgadas, y reduciendo el consumo de material. Tradicionalmente se ha utilizado el acero para fabricar los conductos por su alta resistencia mecánica y por su buen comportamiento frente al calor. Los últimos avances en materiales para conductos están en recubrimientos que eviten la oxidación y la corrosión de los tubos. En los ORC es importante una buena elección del material, ya que algunos fluidos orgánicos pueden causar mayor riesgo de corrosión u oxidación.

Esta tecnología es madura, y se han desarrollado normas y estándares para diseñar conductos de una manera sencilla y sistemática. Siempre se busca un compromiso entre minimizar el tamaño de las tuberías y las pérdidas de carga por fricción entre el fluido y la pared del conducto. La importancia del segundo factor crece en ciclos de potencia, ya que toda la presión perdida se traduce en una reducción de la potencia útil generada. Gracias a la compacidad de los ORC, los conductos son cortos y con pocos codos, ayudando a minimizar esta caída de presión. En los diseños también se tiene en cuenta la velocidad a la que circula el fluido por la instalación, ya que cuanto mayor es ésta, más vibraciones y ruido se genera.

2.2.5. Penetración de la tecnología en la industria

Este tipo de proyectos de cogeneración con calores residuales en industrias utilizando ORC's comenzó hace unos 15 años. En todo este tiempo han ido surgiendo empresas especializadas en diseñar y montar estos sistemas, habiendo en la actualidad más de 400 instalados en todo el mundo. Las industrias donde más se aplican este tipo de proyectos son la del acero, la de la cerámica, la del vidrio y la del cemento [48, 51, 52].

Más enfocado en la industria cementera, en Europa hay diez ORC's instalados en aplicaciones de recuperación de calores residuales [57]. Teniendo en cuenta que hay más de 400 fábricas de cemento en todo este territorio [58], quiere decir que hay muchas oportunidades para desarrollar más proyectos como este y mejorar la eficiencia de las fábricas europeas. La Figura 2.16 muestra estos diez ORC instalados y sus potencias nominales.

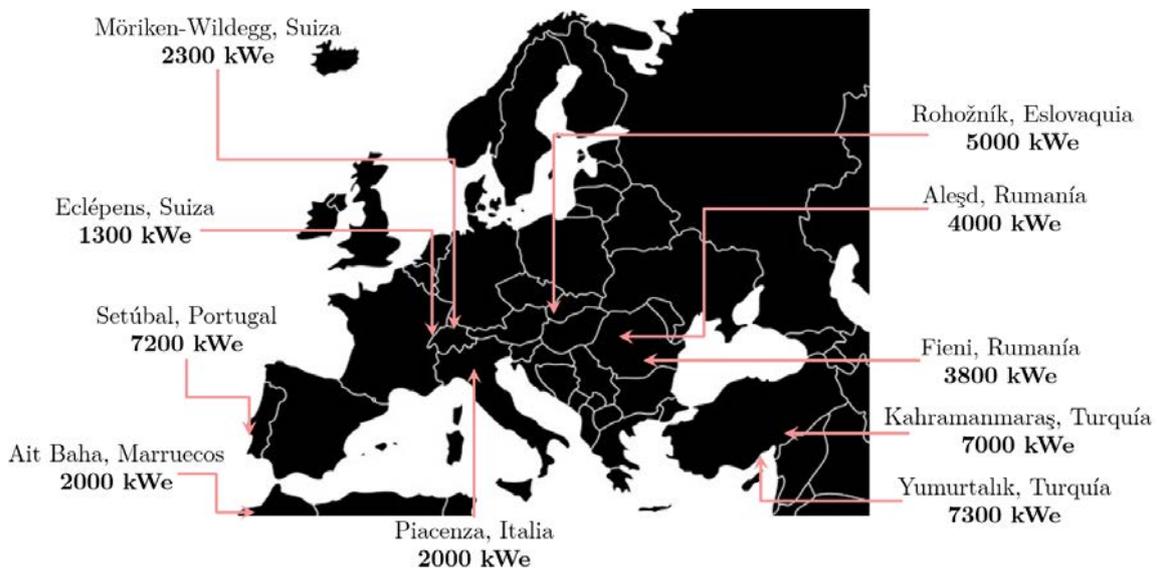


Figura 2.16: Cementeras en Europa con recuperación de calores residuales mediante ORC y sus potencias instaladas. Fuente: elaboración propia.

A esto se le suma un gran potencial debido a la antigüedad de las fábricas europeas. Como ya se ha mencionado, la edad media de las fábricas españolas está en los 80 años, habiendo 8 que sobrepasan los 100 años [32]. La situación en Europa es similar, pues el desarrollo del cemento Portland estalló a finales del s.XIX y la mayoría de empresas de cemento comenzaron a operar en esa época [58, 59]. A lo largo de los años las fábricas se han ido modernizando para optimizar sus procesos productivos, pero todavía queda mucha inversión por hacer para que estas instalaciones alcancen la eficiencia energética de las más modernas. A fin de cuentas, mejorarla permite reducir emisiones de efecto invernadero y ayuda a dar un paso hacia la descarbonización del sector.

Un ejemplo de la relación entre eficiencia energética, edad de las fábricas, y descarbonización, es China. El desarrollo del sector cementero en China comienza en las últimas décadas del s.XX y actualmente ocupa más de un 55% de la producción mundial de cemento [60, 61]. Dadas las políticas ambientales del país y la reciente aparición de la

industria, aquí aun no ha comenzado la transición a combustibles alternativos y sólo se quema carbón [62]. Actualmente en las fábricas españolas donde sólo se queman combustibles fósiles, la huella de carbono del clínker es de 1,2 a 1,5 toneladas de CO_2 por tonelada de clínker [22]. Sin embargo, las fábricas chinas son muy modernas dada su corta edad y esta tecnología les permite producir con una huella de entre 0,8 y 1 toneladas CO_2 por tonelada de clínker utilizando esos mismos combustibles [61].

En resumidas cuentas, la suma del gran potencial que hay en Europa para mejorar la eficiencia de las fábricas y lo poco que ha penetrado este tipo de tecnologías hace que sea el momento ideal para invertir en ellas. Como se puede ver en la Figura 2.16, en España todavía no se ha hecho ningún proyecto como este, por lo que sería pionero en este país. La potencia de los ORC instalados en Europa depende principalmente del tamaño de sus respectivas fábricas, pero en un vistazo preliminar se puede ver que existe un potencial de generar entre 1 y 8 MWe gracias a los calores residuales del horno de una cementera.

Capítulo 3

Metodología

3.1. Modelo del ciclo de Rankine

En este apartado se detallará el modelado numérico del ciclo de Rankine con todas las consideraciones tomadas y datos de partida obtenidos de la fábrica. Este modelo se hará en el punto nominal para poder dimensionar a posteriori todos sus elementos. El resultado de mayor relevancia que se busca es la potencia eléctrica generada; aunque también se analizarán los flujos de calor y de masa, las propiedades termodinámicas del fluido en cada punto del ciclo (temperaturas, entalpías, entropías...), los rendimientos y las pérdidas de potencia. Una vez desarrollado el modelo, se ajustarán sus parámetros para maximizar la potencia del ORC, y por lo tanto la energía generada.

3.1.1. Definición de condiciones de contorno, datos de partida y parámetros del modelo

El primer paso para modelar es definir las condiciones de contorno en las que trabajará el ciclo y los datos necesarios para poder resolverlo. Estas son:

Caracterización de los gases de escape: composición, caudal y temperatura

La combustión requiere impulsar el aire primario y secundario dentro del horno, quemando el combustible con un exceso de aire. Tras la combustión, la corriente de gases será una mezcla que se compondrá principalmente de N_2 , O_2 , CO_2 y H_2O ; aunque también habrá presentes en menor cantidad otras sustancias como NO_x , SO_x , CO , polvo... [20] Dado que la corriente de gases tiene una composición similar al **aire**, se modelará termodinámicamente como tal, considerándolo un **gas ideal**. El modelo de gas ideal es típico para el aire, el cual asume que no existen fuerzas intermoleculares entre sus partículas y que el calor específico sólo depende de la temperatura.

Para conocer el calor disponible en la corriente de gases es necesario saber el caudal. El dato para la fábrica piloto es un caudal promedio a la salida de la chimenea de $320.000 Nm^3/h$, que se traduce en un **gasto másico** de **110 kg/s**. Este caudal se corresponde con el horno en funcionamiento a plena carga, que se asume constante a lo largo del año porque opera en régimen permanente prácticamente todo el tiempo.

Lo último necesario para conocer el calor disponible son las temperaturas de los gases en la entrada y salida en la caldera de recuperación. En el apartado 3.1.2 se explicarán en detalle las temperaturas escogidas y la justificación de cada escenario. En resumen, la **temperatura de entrada** podrá ser ó **190°C** ó **330°C**, y la **temperatura de salida** nunca bajará de los **100°C**.

Presión y temperatura de condensación

Como durante la condensación ocurre un cambio de fase, la temperatura y la presión quedan relacionadas, y fijar una de ellas implica fijar la otra. Se tendrán que cumplir dos requisitos en esta etapa del ciclo.

El primero es que la **temperatura de condensación tendrá que ser mayor o igual a 35°C**. Esto permite que el foco frío esté a la temperatura ambiente y a la vez la temperatura a la que se cede el calor sea lo más baja posible para mejorar el rendimiento. El segundo es que la **presión de condensación ha de estar por encima de los 2 bar**. Con esto la turbina trabaja a contrapresión y no se requiere de un desgasificador, quedando un ciclo más sencillo y compacto. Se ha establecido esta presión 1 bar por encima de la ambiente para asegurar que en cualquier situación adversa, ningún punto del ciclo es susceptible de tener entradas de aire.

Presión de operación de la caldera de recuperación

La presión del lado de alta es un parámetro importante para optimizar la potencia del ciclo, y en el apartado 3.1.4 se detallará un poco más acerca de su selección. Básicamente la importancia reside en ver si se obtienen mejores resultados con el ciclo subcrítico o el transcrito, y dentro de cada tipo, cuál es la presión que mejor optimiza la potencia generada.

Caída de presión en conductos e intercambiadores de calor

Se despreciarán las pérdidas de carga en los conductos y en los intercambiadores de calor, quedando en el ciclo dos niveles de presión: uno de alta y otro de baja. Esta hipótesis es típica a la hora de hacer un modelo preliminar un ciclo de Rankine ya que son muy pequeñas en comparación con la presión de operación. Además, como los ORC son muy compactos, las distancias son cortas y las pérdidas de carga en tuberías se minimizan. Estas pérdidas de carga sí serán tenidas en cuenta para el dimensionado tanto de intercambiadores como de conductos.

Modelado de las turbomáquinas

Las turbomáquinas se modelarán utilizando el rendimiento isentrópico. Para la turbina el método consiste en calcular el proceso de expansión ideal (isentrópico), obteniendo las propiedades del fluido a la salida. Con estas conocidas se ajustan con el rendimiento para calcular las del proceso real. Con la bomba se hace lo mismo pero el proceso es de compresión en vez de expansión. Para obtener los rendimientos es preciso dimensionar las turbomáquinas, que será explicado en el apartado 3.2.4.

Modelo y parámetros de la caldera de recuperación

Para modelar los intercambiadores de calor se utiliza el diagrama T-Q, que muestra la evolución de la temperatura del fluido frío y del caliente conforme se van intercambiando calor. También muestra la dirección de los flujos, pudiendo ver si el intercambiador de calor es en contracorriente (flujos en sentidos distintos) o en equicorriente (flujos en el mismo

sentido). En la Figura 3.1 aparece un ejemplo de un regenerador con flujos en contracorriente. En la entrada del fluido frío aun no se ha intercambiado calor y su temperatura es mínima. Conforme aumenta la potencia intercambiada, éste sube su temperatura hasta la salida; punto donde se ha intercambiado todo el calor. El fluido caliente sigue el camino contrario, entrando por donde el frío está a mayor temperatura y saliendo enfriado por el lado contrario.

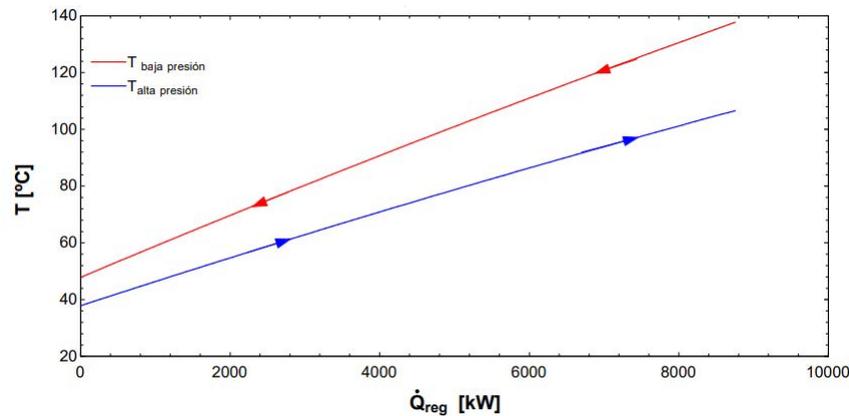


Figura 3.1: Diagrama T-Q de un regenerador. Fuente: elaboración propia.

Para hacer el modelo del intercambio de calor se fija el acercamiento, que es la diferencia de temperatura entre el fluido caliente y el frío en un punto en concreto. Normalmente se define para el punto en el que esta diferencia es mínima. La peculiaridad de la caldera de recuperación en comparación con otros intercambiadores es que en ella tienen lugar tres estados distintos del fluido orgánico. En la entrada el fluido está frío y a alta presión, siendo un líquido comprimido. Cuando se alcanza la temperatura de ebullición comienza un cambio de fase, coexistiendo líquido y vapor a la vez. Al terminar la evaporación, el fluido continúa subiendo su temperatura siendo vapor sobrecalentado. Por este motivo en la caldera de recuperación del ORC se define el acercamiento en dos puntos. Lo normal es fijar uno en la salida (AS), para definir a qué temperatura sale el fluido de la caldera, y otro en el punto donde comienza el cambio de fase. A este acercamiento típicamente se le denomina como "pinch point"(PP). En un ciclo Rankine con agua, el evaporador y el sobrecalentador son unidades diferentes, y se definen estos dos acercamientos. Por el contrario, en un ORC subcrítico el intercambiador es único, y sólo el PP es el que se requiere para dimensionarlo.

En el caso de que el ciclo sea transcrito, no existe la zona de temperatura constante donde coexisten líquido y vapor, pues el proceso de calentamiento se hace fuera de la campana bifásica. En este caso el diagrama T-Q tiene tres zonas con pendientes distintas, verificándose un proceso continuo de evolución desde líquido hasta "gas". Al no ser tan evidente el pinch point, para los ciclos transcritos se definirán los acercamientos a la salida (AS) y a la entrada (AE) de la caldera de recuperación, determinándose el PP real a partir de una discretización del intercambio de calor.

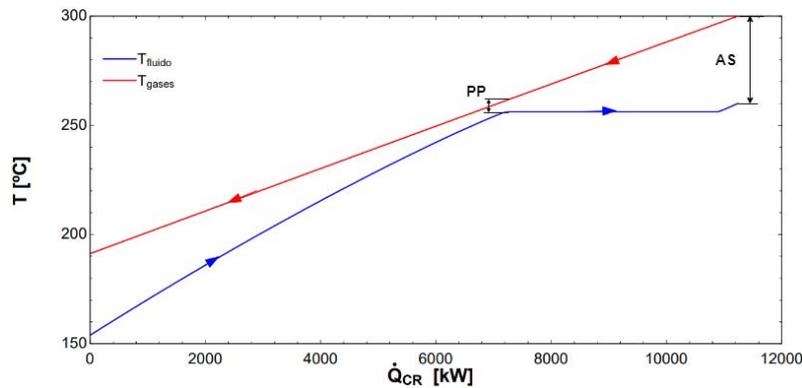


Figura 3.2: Diagrama T-Q de la caldera de recuperación con los acercamientos considerados para un ciclo subcrítico. Fuente: elaboración propia.

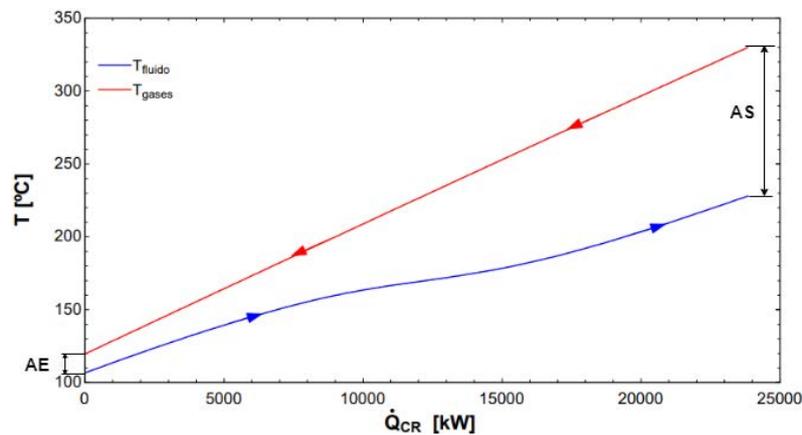


Figura 3.3: Diagrama T-Q de la caldera de recuperación con los acercamientos considerados para un ciclo transcrito. Fuente: elaboración propia.

Los acercamientos en la caldera de recuperación serán los parámetros más influyentes para maximizar la potencia generada por el ORC, pues permiten ajustar dos elementos clave del ciclo. El primero es la temperatura a la que salen los gases. Cuanto más se enfríen, más energía se extraerá de ellos y más se podrá convertir en electricidad. Aun así hay que cumplir en todo momento que se expulsan por encima de 100°C . El segundo son las irreversibilidades generadas en la caldera de recuperación. Por el mero hecho de haber una diferencia finita de temperatura entre los fluidos que se intercambian calor, se generan irreversibilidades [63], y estas crecen cuanto mayor es la diferencia. Gracias a un buen ajuste de los acercamientos, la transferencia de energía será menos irreversible y habrá más exergía disponible para ser aprovechada en la turbina.

3.1.2. Escenarios a analizar

El ciclo de Rankine se modelará bajo diferentes escenarios en función de las temperaturas de los gases. El primer grupo de escenarios parte de la configuración actual de la fábrica piloto, que es la mostrada en la Figura 2.8. En este caso la fuente de energía son

los gases a 190°C. Al ser una temperatura baja y el poco margen que deja para enfriarlos implicará potencias pequeñas, pero técnicamente es más fácil de instalar ya que no requiere apenas modificaciones en la fábrica. Los resultados se analizarán en función de la temperatura a la que se enfría los gases, para lo que se han planteado cuatro escenarios distintos:

- Salida de los gases a 100°C: El caudal de gases contiene muchas sustancias, entre las que se encuentra el SO_2 y el vapor de agua. Cuando baja la temperatura por debajo de los 100°C el agua condensa y forma gotas de H_2SO_4 que a la larga corroen la chimenea. Este problema se ha de evitar a toda costa, y por este motivo nunca se planteará un escenario en el que los gases se enfríen por debajo de 100°C. Por todo esto se plantea esta temperatura, dando así el límite inferior teórico de enfriamiento.
- Salida de los gases a 110°C: Este escenario parte del anterior, y permite estudiar los resultados con un colchón de 10°C respecto al límite. Esta temperatura, igual que la del caso anterior, es optimista y todavía no asegura que se evite la condensación de los productos ácidos.
- Salida de los gases a 120°C: Este es el escenario óptimo en el caso de aprovechar los humos a 190°C, pues es la temperatura mínima a partir de la cual se puede dar un colchón suficiente para evitar condensación. No interesa expulsar los gases a más temperatura ya que se aprovecharía menos energía de estos y se seguiría evitando la condensación.
- Salida de los gases a 130°C: Se plantea este escenario para analizar qué ocurre si el salto térmico en la caldera de recuperación es menor. Se considera este el límite superior, considerando que enfriar aun menos los gases implica aprovechar muy poca energía y deja de ser interesante la instalación del ORC por su pequeña producción.

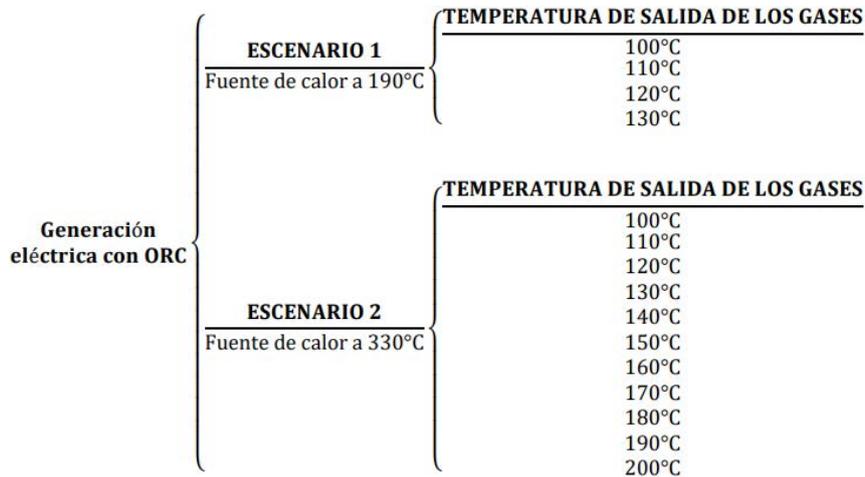
Para mejorar la producción se plantea aprovechar el calor de los gases antes del acondicionamiento y secado del crudo. En este caso están a 330°C por lo que hay mucho más potencial de generación. La complejidad esta configuración es algo mayor ya que habría que modificar algunas partes de la instalación como el acondicionamiento o el secado del crudo. En este caso también se plantean diferentes escenarios según la temperatura a la que se enfrían los gases. Se estudiarán los resultados para temperaturas de salida entre los 100 y los 200°C, con escalones de 10 en 10°C. De todos estos, hay tres escenarios de especial interés que se analizarán más a fondo:

- Salida de los gases a 120°C: Igual que antes, 120°C es el escenario óptimo ya que es la temperatura mínima para evitar la condensación, por lo que es la opción viable que más potencia permite generar.
- Salida de los gases a 150°C: Esta temperatura se ha escogido por ser el valor intermedio de todos los escenarios analizados. Evita con creces los problemas de condensación, y todavía guarda algo de calor residual para otras aplicaciones como agua caliente o secado de combustibles.

- Salida de los gases a 190°C: Se ha escogido analizar esta temperatura porque es a la que actualmente salen los gases de escape en la fábrica piloto, por lo que a efectos prácticos no habría ningún cambio en la temperatura de la chimenea. Además a 190°C todavía queda calor aprovechable para otros proyectos como el secado de combustibles.

Conseguir la fuente de calor a 330°C en vez de a 190°C implica buscar una solución para hacer el secado del crudo, pues se está aprovechando todo ese calor para generar electricidad. Se propone quemar algo más de combustible en el precalcinador para reforzar el perfil de temperaturas y llevar ese aire caliente extra a los molinos de crudo. Esto será importante a la hora de analizar la viabilidad económica del proyecto y las emisiones asociadas, pues es un factor que no entra en juego en el caso de aprovechar los gases a 190°C.

De forma resumida, los escenarios analizados son los siguientes:



Además, la disposición del sistema acoplado al horno de la fábrica será la mostrada en la Figura 3.4.

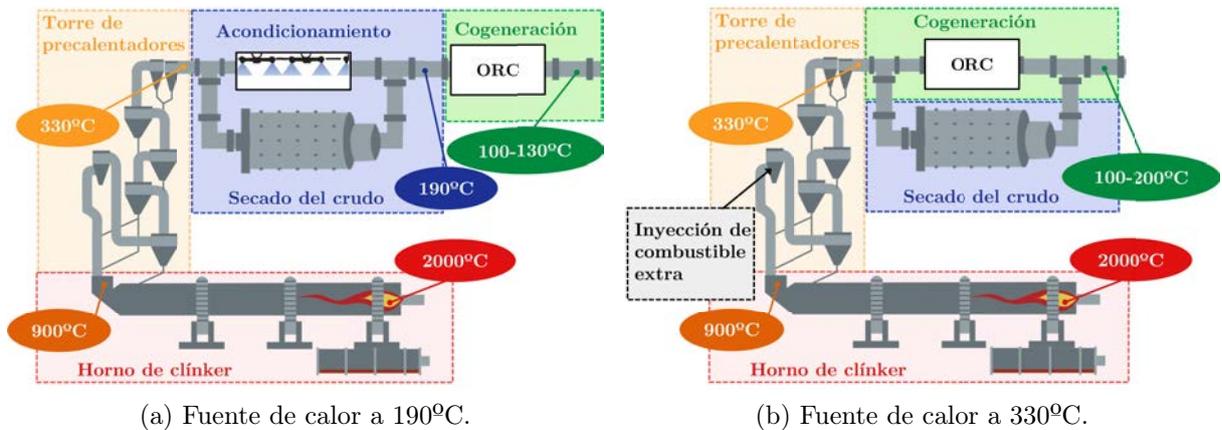


Figura 3.4: Acoplamiento del ORC en la instalación del horno de la fábrica para los dos escenarios contemplados. Fuente: elaboración propia.

3.1.3. Ecuaciones de comportamiento

Para resolver el modelo del ORC y obtener los resultados deseados, se han de plantear las ecuaciones termodinámicas que rigen el comportamiento del fluido en cada punto del ciclo. Lo primero es plantear el esquema de la planta y los puntos que lo componen (ver Figura 3.5). $g1$ es la entrada de gases calientes y $g2$ la salida tras pasar por la caldera de recuperación. $a1$ es la entrada de agua fría en el condensador y $a2$ la salida de agua caliente. El resto de puntos numerados del 1 al 6 se corresponden con el fluido orgánico en su recorrido por el ciclo. El esquema incluye la regeneración. En el caso de analizar el ciclo sin regeneración simplemente se eliminarán los puntos correspondientes y sus ecuaciones asociadas.

A modo de resumen se incluye la Tabla 3.1, que incluye los datos de partida (valores fijos dados por la fábrica o las condiciones de contorno del ORC) y los parámetros cuyo valor se modificará para obtener el mejor resultado posible.

Tabla 3.1: Datos y parámetros para resolver el modelo del ORC. Fuente: elaboración propia.

Dato	Valor	Unidades	Observaciones
Gasto másico de gases (\dot{m}_g)	110	kg/s	Valor fijo dado por la fábrica piloto.
Temperatura de entrada de los gases (T_{g1})	190 – 330	°C	Varía según el escenario considerado.
Temperatura de entrada del agua (T_{a1})	25	°C	Valores considerados que permiten la cesión de calor al ambiente.
Temperatura de salida del agua (T_{a2})	30	°C	
Parámetro	Unidades	Observaciones	
Fluido orgánico	-	Se harán pruebas con distintos fluidos para ver cuál da mejor resultado. Las propiedades del fluido afectarán a las entalpías, entropías, presiones...	
Presión del lado de alta (P_1, P_5, P_6)	bar	Se evaluará cuál da mejor resultado. En función de ésta, el ciclo será subcrítico o transcrito.	
Presión del lado de baja (P_2, P_3, P_4)	bar	Según el fluido, presión que asegure una temperatura de condensación superior a 35°C, y que a su vez esté por encima de 2 bar.	
Acercamiento del regenerador (AR)	°C	Acercamiento de temperaturas en el regenerador	
Acercamientos de la caldera de recuperación (AE y AS) o (PP y AS)	°C	Parámetros de la caldera de recuperación. Permitirán ajustar la temperatura a la que se calienta el fluido (T_1) y a la que se enfrían los gases (T_{g2}). Según si el ciclo es transcrito o subcrítico se definen AE y AS o PP y AS respectivamente	

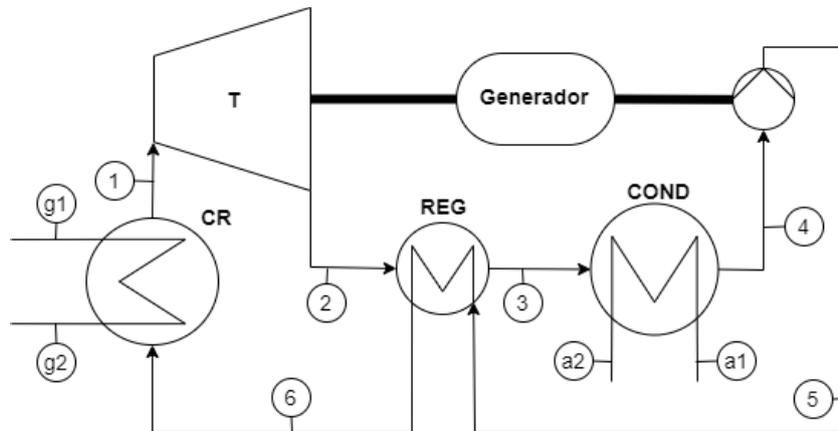


Figura 3.5: Esquema del ORC con los puntos considerados en el modelo. Fuente: elaboración propia.

Con todo esto, sólo queda plantear las ecuaciones que definen las propiedades del fluido en cada punto y las que relacionan los distintos puntos del ciclo. Se comienza por el punto 1, donde se conoce la presión (P_1) y la temperatura (T_1) gracias a los parámetros estipulados. A partir de estas dos propiedades se calcula la entalpía (h_1) y la entropía (s_1).

En el punto 2 se conoce la presión, y falta una ecuación para poder calcular todas las propiedades del fluido. Para ello se relacionan este punto y el punto 1 a través de la expansión de la turbina. En el caso de que el proceso fuera ideal, la entropía del fluido se mantendría constante y por lo tanto se podrían conocer sus propiedades (Ecuación 3.1). Al punto que se alcanzaría tras la expansión isentrópica se le denomina $2s$. Para corregir del proceso ideal al real se utiliza el rendimiento isentrópico de la turbina, que se calculará en el apartado 3.2.4. Con el punto $2s$ y el rendimiento conocidos, se calcula la entalpía (Ecuación 3.2) y el resto de propiedades en el punto 2 (T_2 y s_2).

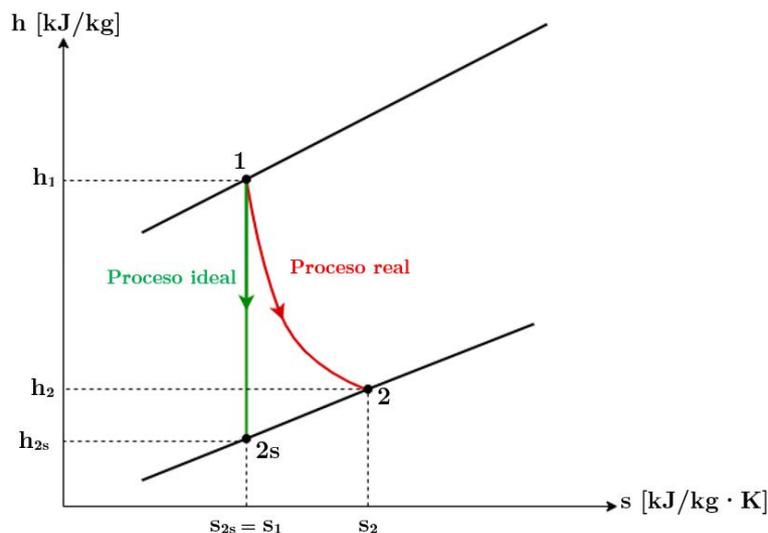


Figura 3.6: Diagrama h-s de la expansión en la turbina. Fuente: elaboración propia.

$$\text{Proceso isentrópico} \rightarrow s_{2s} = s_1 \rightarrow h_{2s} = h(P_2; s_{2s}) \quad (3.1)$$

$$\eta_T = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \quad (3.2)$$

Los puntos 2, 3, 5 y 6 están relacionados por el regenerador. Por un lado se le aplica el primer principio de la termodinámica, que al simplificar por tener el mismo gasto másico en ambas corrientes queda como la Ecuación 3.3. Por el otro lado se define el acercamiento del regenerador como la diferencia de temperaturas entre la salida del lado caliente y la entrada del lado frío (Ecuación 3.4). Con estas dos relaciones del regenerador y sabiendo que 3 opera en la presión de baja y 6 en la de alta, se pueden determinar todas las propiedades en ambos puntos (h_3 , s_3 , T_6 y s_6).

$$h_2 - h_3 = h_6 - h_5 \quad (3.3)$$

$$AR = T_3 - T_5 \quad (3.4)$$

En el condensador se impone que la salida sea líquido saturado, por lo que el título en el punto 4 es cero. Conocido esto y la presión de operación de este intercambiador se pueden calcular el resto de propiedades en 4 (h_4 , s_4 , T_4 y v_4).

Los puntos 4 y 5 están relacionados por la bomba, que al igual que con la turbina, se modela con su rendimiento isentrópico. De nuevo éste se calculará en el apartado 3.2.4. Como en este punto el fluido está en fase líquida, se considera incompresible, y se puede calcular la entalpía a la salida a partir de la Ecuación 3.5. Conocidas la presión y la entalpía en 5 se calcula el resto de propiedades en este punto (T_5 y s_5).

$$\eta_B = \frac{v_4 \cdot (P_5 - P_4)}{h_5 - h_4} \quad (3.5)$$

En la caldera de recuperación se aplica el primer principio para calcular tanto la potencia que se aprovecha de la corriente de gases como para determinar el gasto másico de fluido orgánico (Ecuación 3.6). Independientemente de si el ciclo es subcrítico o transcrito, se define el acercamiento en la salida como la diferencia de temperaturas en el lado caliente de la caldera (Ecuación 3.7). Ahora, si el ciclo es subcrítico se define el pinch point como la diferencia entre la temperatura a la que ocurre el cambio de fase del fluido (T_{sat} y la del punto x) (Ecuación 3.8). Esta última temperatura es la que se da en la corriente de gases justo en el lugar donde el fluido comienza a cambiar de fase. Para calcularla se hace un balance de la energía intercambiada entre ese lugar y la salida de la caldera de recuperación, quedando la Ecuación 3.9. En cambio, si el ciclo es transcrito, se define el acercamiento en la entrada como la diferencia de temperaturas en el lado frío de la caldera (Ecuación 3.10).

$$\dot{m}_g \cdot (h_{g1} - h_{g2}) = \dot{m} \cdot (h_1 - h_6) \quad (3.6)$$

$$AS = T_{g1} - T_1 \quad (3.7)$$

$$PP = T_x - T_{sat} \quad (3.8)$$

$$T_x = \frac{h_{g2}}{c_p} + \frac{\dot{m} \cdot (h_{sat} - h_6)}{\dot{m}_g \cdot c_p} \quad (3.9)$$

$$AE = T_{g2} - T_6 \quad (3.10)$$

Con todas estas ecuaciones quedaría modelado el ciclo entero, conociendo las propiedades de los fluidos en cada punto y las ligaduras que impone cada uno de los elementos del mismo. Ahora queda calcular los resultados de interés, que serán las potencias generadas y consumidas, los calores absorbidos y cedidos, y un análisis exergético para analizar el rendimiento del ciclo.

Las potencias y calores se obtienen con el primer principio en cada elemento. Se calculará la potencia generada por la turbina (\dot{W}_T), la consumida por la bomba (\dot{W}_B), el calor absorbido en la caldera de recuperación (\dot{Q}_{CR}), el cedido en el condensador (\dot{Q}_{COND}) y el intercambiado en el regenerador (\dot{Q}_{REG}). La potencia neta (\dot{W}_{neta}) que se podrá consumir en la fábrica será el balance entre la generada por la turbina y la consumida por la bomba.

$$\dot{W}_T = \dot{m} \cdot (h_1 - h_2) \quad (3.11)$$

$$\dot{W}_B = \dot{m} \cdot (h_5 - h_4) \quad (3.12)$$

$$\dot{W}_{neta} = \dot{W}_T - \dot{W}_B \quad (3.13)$$

$$\dot{Q}_{CR} = \dot{m} \cdot (h_1 - h_6) \quad (3.14)$$

$$\dot{Q}_{COND} = \dot{m} \cdot (h_3 - h_4) \quad (3.15)$$

$$\dot{Q}_{REG} = \dot{m} \cdot (h_2 - h_3) \quad (3.16)$$

Será necesario calcular el calor que se necesita para el secado del crudo en el escenario con la fuente de calor con 330°C, pues a partir de éste se determinará cuánto combustible extra se necesita. Como muestra la Figura 2.8, en la fábrica actualmente se hace circular una parte de los gases a 330°C por el molino de crudo para secarlo, mientras que el resto se enfría en una torre de acondicionamiento. Para los cálculos se considerará que todos los gases se hacen pasar por el molino de crudo, por lo que el calor que absorbe es el resultante de enfriar la corriente completa desde los 330°C hasta los 190°C. Esta hipótesis mayorará el calor realmente consumido en el secado, por lo que los resultados indicarán un escenario donde se quema más combustible extra del que realmente se necesitaría, manejando así un margen de seguridad en cuanto a costes. El cálculo de la potencia térmica de secado se hará como:

$$\dot{Q}_{SEC} = \dot{Q}_{CR} \cdot \frac{330 - 190}{330 - T_{g2}} \quad (3.17)$$

Hay cinco rendimientos que calcular en el ORC para el análisis exergético. El primero es el rendimiento total (η), que refleja cuánta potencia útil se consigue generar por cada unidad de potencia térmica absorbida de la corriente de gases. El segundo es el rendimiento de la caldera de recuperación (η_{CR}), que refleja cuánta potencia térmica es capaz de transmitir al fluido orgánico respecto a la total que se podría obtener de los gases si estos se enfriaran

hasta el estado muerto. Para este análisis se considerará el estado muerto como 25°C (T_0) y 1 bar (P_0). El tercero es el rendimiento respecto al estado muerto (η_{25}). Este muestra cuánta potencia útil se consigue para la fábrica respecto al calor total que contienen los gases de escape (enfriándolos hasta el estado muerto). El cuarto es el rendimiento de Carnot (η_C), que indica el máximo rendimiento que se podría conseguir a partir de la configuración en la que trabaja el ORC, es decir, a partir de las características de la fuente de energía térmica y el foco frío donde se cede el calor en exceso. El último es el rendimiento exergético (η_{ex}), que explica cuánta energía se consigue respecto al caso ideal. Es decir, cómo de bueno es el rendimiento conseguido del ciclo respecto al máximo posible.

$$\eta = \frac{\dot{W}}{\dot{Q}_{CR}} \quad (3.18)$$

$$\eta_{CR} = \frac{\dot{Q}_{CR}}{\dot{m}_g \cdot (h_{g1} - h_0)} \quad (3.19)$$

$$\eta_{25} = \eta \cdot \eta_{CR} \quad (3.20)$$

$$\eta_C = 1 - \frac{\bar{T}_{COND}}{\bar{T}_{CR}} \quad (3.21)$$

$$\eta_{ex} = \frac{\eta}{\eta_C} \quad (3.22)$$

Lo último que se calculará del modelo numérico y también relacionado con la exergía del ORC son las irreversibilidades que genera cada elemento del sistema. Para ello se utilizará el teorema de Gouy Stodola (Ecuación 3.23). Se normalizarán las irreversibilidades para poder comparar dónde se generan más, utilizando como referencia la exergía de la caldera de recuperación (Ecuación 3.24).

$$\dot{I}_{gen} = T_0 \cdot \dot{S}_{gen} \quad (3.23)$$

$$\dot{A}_{CR} = \dot{Q}_{CR} \cdot \left(1 - \frac{T_0}{\bar{T}_{CR}}\right) \quad (3.24)$$

3.1.4. Optimización de los parámetros del ciclo

Todos los parámetros de la Tabla 3.1 se ajustarán para que la generación de potencia sea la máxima posible en cada escenario. Lo primero que se ha de escoger para el modelo es el fluido orgánico, ya que en función de sus propiedades variarán las presiones y temperaturas de trabajo del ciclo. **Se evaluarán los resultados con los siguientes fluidos: acetona, benceno, ciclohexano, etanol, propano, isobutano, isopentano, isohe-xano, n-butano, R134a y R245fa.**

Una vez escogido un fluido, se resolverá el modelo para **cuatro configuraciones distintas** en función de la presión del lado de alta y si se utiliza regenerador o no. Estas cuatro son:

- Ciclo subcrítico sin regenerador
- Ciclo subcrítico con regenerador
- Ciclo transcrito sin regenerador
- Ciclo transcrito con regenerador

Tanto para ciclos subcríticos como transcritos se buscará qué presión da mejor resultado. En los primeros lo normal será aquella lo más arriba posible dentro de la campana bifásica, mientras que en los transcritos habrá que iterar varias veces hasta encontrar la ideal. En general los mejores resultados están unos 10-15 bar por encima de la presión crítica.

En cuanto a la presión de baja, se partirá de la de saturación a 35°C. En el caso de estar por encima de los 2 bar, ésta será la elegida. En cambio si queda por debajo, se escogerá 2 bar como presión de baja. En estos casos la cesión de calor al foco frío será a mayor temperatura, lo que suele implicar rendimientos peores.

El acercamiento en el regenerador se establecerá por defecto en 10°C. Modificar este valor apenas tiene efecto en el resultado final, y prácticamente en todos los casos interesa dejarlo en 10°C, por lo que no será común modificarlo.

Los dos parámetros que quedan son los que más afectan en la potencia generada. A través de los acercamientos en la caldera de recuperación se está modificando la temperatura a la que se enfrían los gases y a la que se calienta el fluido. Se han de cumplir dos restricciones: ajustar que T_{g2} sea la correspondiente al escenario de estudio, y que el proceso de cesión de calor sea coherente; es decir, que en todo momento los gases estén más calientes que el fluido y que éste salga en la fase de vapor sobrecalentado. Como ambos parámetros están relacionados, se hará un mapa de la potencia obtenida en función de ambos ($\dot{W} = f(\mathbf{A} ; \mathbf{A})$) y se escogerá el punto donde sea máxima.

Al final, se han calculado los resultados para las cuatro configuraciones y para cada fluido. Tanto para la fuente de calor a 190°C como a 330°C se escogerá la combinación de fluido y configuración que más potencia neta generen. Los resultados de estos modelos serán estudiados más en detalle y para ellos se dimensionarán los intercambiadores de calor, las turbomáquinas y las tuberías.

3.2. Diseño preliminar de los componentes del ciclo

En este apartado se detallará la metodología de diseño de los elementos del ORC, para caracterizar en más detalle los escenarios (combinación de fluido, configuración y fuente de calor) más interesantes. Para poder llevar a cabo la metodología a continuación explicada es necesario conocer los resultados del apartado anterior, ya que algunas de las decisiones y cálculos dependen de éstos.

3.2.1. Dimensionado de la caldera de recuperación

La caldera de recuperación consiste en un intercambiador compacto de flujo cruzado (tubo con aletas), intercalado en la corriente de gases de escape mediante un ensanchamiento. Todo este tramo estará recorrido por una serie de tubos dentro de los que pasa el fluido orgánico. Al estar embebidos en una corriente caliente, la energía térmica de los gases se transferirá al fluido, elevando su temperatura hasta salir como vapor sobrecalentado. El objetivo final del diseño de la caldera de recuperación es obtener las dimensiones del intercambiador (**altura, anchura y fondo**), así como el **número de conductos** que lo recorrerán y **la pérdida de presión que causa en el circuito de fluido orgánico**.

El modelo de la caldera de recuperación se hará a partir de uno de los preestablecidos del software *Engineering Equation Solver (EES)*¹. Para ello es necesario definir la configuración del intercambiador de calor, que se trata de uno de flujos cruzados con ambas corrientes sin mezclar², estando los tubos aleteados por su parte externa. Para mejorar el intercambio de calor. Se buscará un espaciado (S_L y S_T en la Figura 3.7b) lo mayor posible entre los tubos, ya que en los gases todavía queda polvo y se quiere evitar obstrucciones por acumulación.

Con todo esto, la configuración elegida es "*finned circular tubes sCF-70-58J*", que consiste en una serie de conductos circulares con aletas anulares, con flujos cruzados y es la que más separaciones tiene de todo el catálogo.

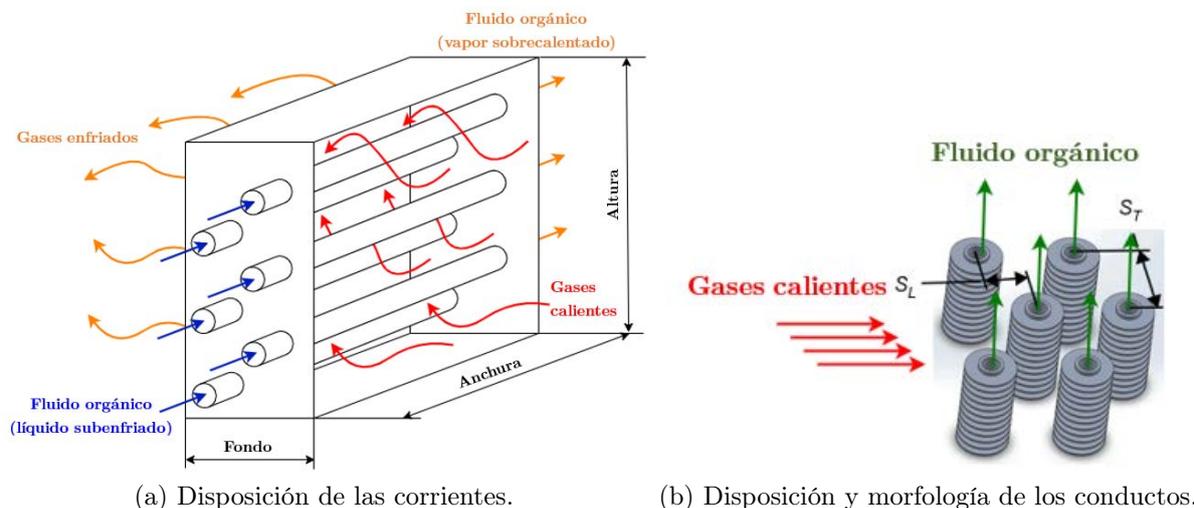


Figura 3.7: Esquema de la caldera de recuperación con la disposición de las corrientes y la morfología de los conductos. Fuente: elaboración propia.

El método para resolver el intercambiador y obtener sus dimensiones es iterativo. Los datos conocidos son las propiedades del fluido orgánico y los gases en las entradas y salidas de la caldera de recuperación, y la potencia térmica que se debe intercambiar; todo calculado en el apartado 3.1.3. Se fijará una **conductividad térmica del material de**

¹<https://www.fchartsoftware.com/ees/>

² $F = LMTDCF('crossflowbothunmixed', P, R)$

los conductos de 400 W/m-K y una rugosidad de $1,5 \text{ }\mu\text{m}$. El último set de datos que serán fijos son el tipo de intercambiador y las geometrías de los conductos, que han sido justificados anteriormente.

Como datos de partida se establecerá la anchura de la caldera de recuperación, el área transversal al flujo de gases, el diámetro de los conductos y el número de conductos. Tras resolver las ecuaciones del modelo termodinámico, se comprobará si la **caída de presión** de los gases supera un **límite fijado en $2,49 \text{ kPa}$** . En el caso de excederlo, se probará una nueva combinación de los datos de partida hasta dar con una solución donde no se sobrepase.

El modelo termodinámico del intercambiador de calor se hará con el método de la temperatura logarítmica media, que establece que el calor intercambiado viene dado por la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_{CR} = \bar{U}A \cdot \Delta T_{lm} \cdot F \quad (3.25)$$

Donde \bar{U} es el coeficiente global de transferencia de calor, A es el área de transferencia, ΔT_{lm} es la diferencia logarítmica media de temperatura entre la entrada y la salida del intercambiador, como si este fuese de flujo paralelo en contracorriente; y F es un factor que corrige la ΔT_{lm} para tener en cuenta el tipo de intercambiador.

El cálculo de $\bar{U}A$ se hace como la inversa de la suma de todas las resistencias térmicas que separan ambos fluidos. Estas son la convección en el interior del tubo, la conducción a través de la pared del tubo y las aletas, y la convección en la cara externa. *EES* contiene funciones asociadas al modelo de intercambiador elegido que facilitan el cálculo del área aleteada, el rendimiento de las aletas y los coeficientes de convección; que son los elementos más complejos en el cálculo de las resistencias térmicas. Con esto, el cálculo de $\bar{U}A$ queda:

$$\frac{1}{\bar{U}A_{CR}} = \frac{1}{h_{int} \cdot \pi \cdot d_{int} \cdot L_{tubo}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{ext}}{d_{int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L_{tubo}} + \frac{1}{h_{ext} \cdot A_{ext} \cdot \eta_{ext}} \quad (3.26)$$

La diferencia logarítmica de temperaturas se calcula con la Ecuación 3.27, donde ΔT_{cal} es la diferencia de temperatura entre los gases y el fluido orgánico en el lado caliente de la caldera de recuperación, y ΔT_{fr} es la misma diferencia de temperatura pero en el lado frío.

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_{cal} - \Delta T_{fr}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{cal}}{\Delta T_{fr}}\right)} \quad (3.27)$$

El valor de F suele venir dado por tablas o gráficos en función de los números adimensionales P y R , que relacionan las temperaturas en las entradas y las salidas del intercambiador de calor. Gracias a *EES* se calcula directamente F con una función.

$$P = \frac{T_{fluido}^{cal} - T_{fluido}^{fr}}{T_{gas}^{cal} - T_{fluido}^{fr}} \quad (3.28)$$

$$R = \frac{T_{gas}^{cal} - T_{gas}^{fr}}{T_{fluido}^{cal} - T_{fluido}^{fr}} \quad (3.29)$$

Una vez se ha verificado que es posible transferir el calor \dot{Q}_{CR} con la configuración establecida, se calcula la longitud de la caldera de recuperación. Esto se hace a partir de su volumen, que se obtendrá a partir de cuánto ocupa la disposición de tubos dentro del dispositivo. Dividir este volumen entre el área transversal, que se ha marcado como dato de partida, da como resultado la longitud buscada.

$$L_{CR} = \frac{S_T \cdot S_L \cdot L_{tubo} \cdot n_{tubos}}{A_{trans}} \quad (3.30)$$

El último paso es comprobar la caída de presión, que se calculará con una función de *EES* asociada al intercambiador de calor y que tiene en cuenta su geometría y las configuraciones de los flujos. Si el resultado está por debajo del límite definido, el diseño será válido. De lo contrario, habrá que hacer una nueva hipótesis de los datos de partida y recalcular todo. Interesará ajustarse lo más cerca posible al límite definido para que la caldera de recuperación sea lo más pequeña posible.

3.2.2. Dimensionado del condensador

El condensador es un intercambiador de calor de carcasa y tubos. Su morfología se detalla en la Figura 3.8, donde el **fluido orgánico circula por los tubos y el agua por la carcasa y a contracorriente**. El haz de tubos se dispondrá de forma cuadrada, siendo el **diámetro de la carcasa un 10 % mayor que la diagonal del cuadrado**. El objetivo del diseño del condensador es determinar sus dimensiones (**diámetro y longitud**) así como el **número de tubos del haz** y la **pérdida de presión que causa en el circuito de fluido orgánico**.

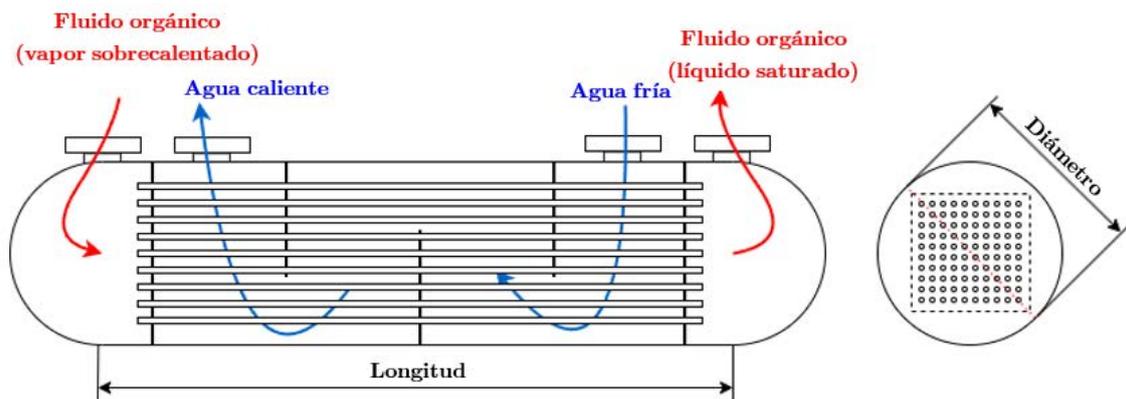


Figura 3.8: Esquema de la morfología del condensador. Fuente: elaboración propia.

El método de diseño es muy similar a la caldera de recuperación: se harán iteraciones utilizando unos datos de partida y el criterio para aceptar una solución es no superar una caída de presión definida.

Se conocen las propiedades del fluido orgánico y del agua en las entradas y salidas del condensador, así como la potencia térmica que intercambian; todo calculado en el apartado 3.1.3. Se fijará una **conductividad térmica del material de los conductos de**

400 W/m-K y una rugosidad de 1,5 μm . La separación entre los tubos del haz será de 2 cm tanto en vertical como en horizontal, y las paredes de los tubos tendrán 1,5 mm de grosor. Este espesor tan delgado facilita la transmisión del calor, y además no existe riesgo de rotura ya que se está trabajando en el lado de baja presión. Los datos de partida, y que se modificarán para cada iteración, son el número de tubos del haz y su diámetro. Con estos elegidos se resolverá el modelo termodinámico y se comprobará si la caída de presión del fluido orgánico supera un límite fijado en 0,05 bar. En el caso de excederlo, se probará una nueva combinación de los datos de partida hasta dar con una solución donde no se sobrepase.

El modelo termodinámico del condensador será el de la temperatura logarítmica media. ΔT_{lm} tiene la misma expresión que para la caldera de recuperación (Ecuación 3.27). Además, se trata de un intercambiador de calor en contracorriente con un paso por carcasa y uno por tubos, así que por definición el valor de F es uno. $\bar{U}A$ sigue siendo la inversa de la suma de todas las resistencias térmicas que separan ambos fluidos, pero este intercambiador no tiene aletas, por lo que sus resistencias térmicas serán:

$$\frac{1}{\bar{U}A_{cond}} = \frac{1}{h_{int} \cdot \pi \cdot d_{int} \cdot L_{tubo}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{ext}}{d_{int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L_{tubo}} + \frac{1}{h_{ext} \cdot \pi \cdot D_{ext} \cdot L_{tubo}} \quad (3.31)$$

Al juntar todo en la Ecuación 3.27 se puede resolver para obtener la longitud de los tubos, que está implícita en $\bar{U}A$. El diámetro del condensador, que es la dimensión característica que falta por determinar, se calcula por geometría. Sabiendo que los tubos están en disposición cuadrada, a una separación de 2 cm y que el diámetro es un 10% mayor a la diagonal del cuadrado:

$$D_{cond} = 1,1 \cdot \sqrt{2 \cdot n_{tubos}} \cdot SEP_{tubos} \quad (3.32)$$

Por último, se comprobará la caída de presión, que se calcula gracias a una función de EES . Esta tiene en cuenta las geometrías del intercambiador y las propiedades de los flujos. Si el resultado está por debajo del límite definido, el diseño será válido. De lo contrario, habrá que hacer una nueva hipótesis de los datos de partida y recalcular todo. Interesará ajustarse lo más cerca posible al límite definido para que el condensador sea lo más pequeño posible.

3.2.3. Dimensionado del regenerador

A continuación se desarrollará el modelo numérico del regenerador, cuyo objetivo final es obtener las dimensiones (**longitud, anchura y altura**) y las **caídas de presión que éste causa**. Este intercambiador de calor es un PCHE donde por un lado entra el fluido orgánico en fase de vapor sobrecalentado, y por el otro como líquido subenfriado. Gracias a los resultados del modelo del ORC desarrollado en el apartado 3.1.3, se conocen todas las propiedades del fluido en los cuatro puntos extremos del PCHE (presiones y temperaturas

en las dos entradas y las dos salidas), así como los gastos másicos. El modelo parte de las siguientes hipótesis [64], que permiten reducir el intercambiador a un solo conducto caliente y uno frío, repitiéndose los resultados para todos los demás:

- El gasto másico de las corrientes caliente y fría se distribuye uniformemente por todos los canales del PCHE.
- Lado frío y caliente tienen la misma geometría, siendo canales semicirculares que atraviesan el intercambiador en línea recta. Además ambos lados tienen el mismo número de conductos.
- La temperatura es constante en cada sección del fluido, y su distribución es periódica. Es decir, se repite cada dos hileras de canales.

Además, se escogerá un **PCHE modular**, pudiendo acoplar tantos bloques en serie como se desee. **La anchura y longitud de cada bloque es de 60 cm.** Con esto la anchura del regenerador queda fijada, mientras que la longitud total habrá que calcularla y escoger el múltiplo de 60 que esté inmediatamente por encima.

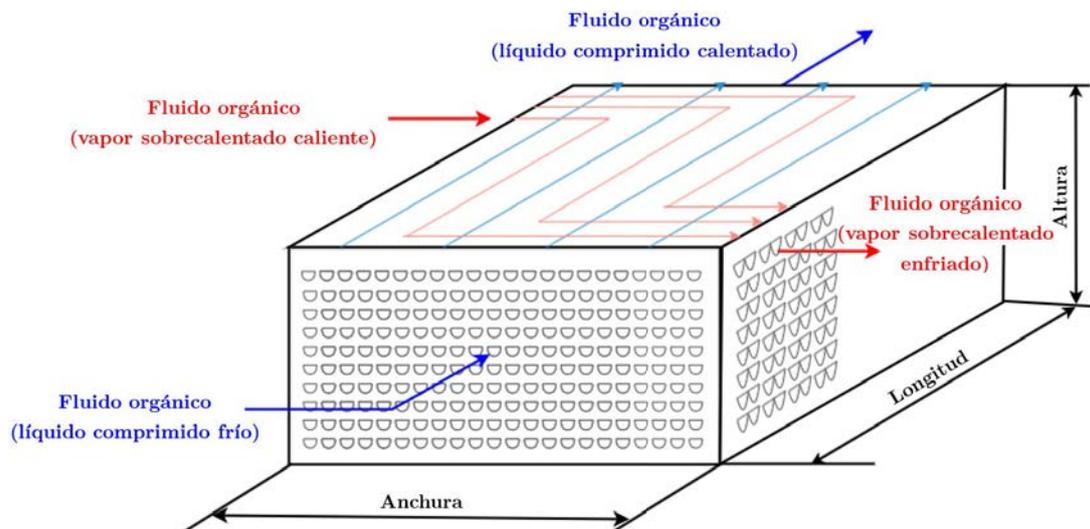


Figura 3.9: Esquema de la morfología del regenerador. Fuente: elaboración propia.

El método de resolución es iterativo, dividiendo el PCHE en tramos iguales denominados nodos (Figura 3.10). Con esta división, conocidas las condiciones de contorno del regenerador y la potencia intercambiada, comienzan los pasos para resolverlo [64].

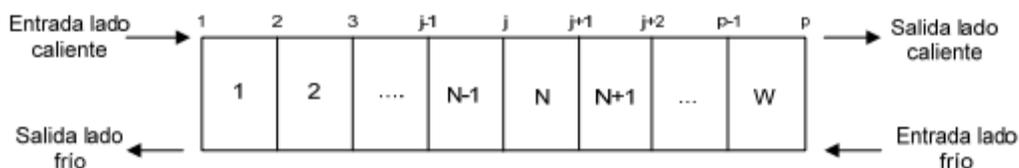


Figura 3.10: Esquema de división de dos conductos (lado frío y caliente) de forma nodal. Fuente: Ignacio P. Serrano, 2014.

1. Se elige el número de conductos que tiene el PCHE y se determina el calor que intercambia cada uno de ellos a partir del total.
2. Se comienza por uno de los lados (frío o caliente), partiendo de la presión y temperatura del fluido en la entrada y la salida. A cada nodo se le asignan unas propiedades iniciales en cada extremo, que se promediarán para obtener la densidad, la viscosidad y la conductividad en cada uno.
3. Con las propiedades obtenidas se calcula en número de Nusselt (Nu_N) en cada nodo con las correlaciones empíricas de Gnielinski (Tabla 3.2). Conocido el Nusselt se obtiene en cada nodo el coeficiente de convección (h_N). Cabe recalcar que habrá unos valores de Nu_N y h_N para el lado frío, y otros para el lado caliente. Además, como los conductos son semicirculares, la longitud característica para el cálculo del Reynolds y de h_N es el diámetro hidráulico (D_h).

Tabla 3.2: Cálculo del número de Nusselt con las correlaciones de Gnielinski. Adaptado de Ignacio P. Serrano, 2014.

$Re_N < 2300$	$2300 < Re_N < 5000$	$Re_N > 5000$
$Nu_N = 4,089$	$Nu_N = 4,089 + \frac{Nu_{5000} - 4,089}{5000 - 2300} \cdot (Re_N - 2300)$	$Nu_N = \frac{f_N \cdot (Re - 1000) \cdot Pr_N}{1 + 12,7 \cdot (Pr_N^{2/3} - 1) \cdot \sqrt{\frac{f_N}{8}}}$

(*)El subíndice N representa la sección del tubo para la que se está realizando el cálculo

(*) Nu_{5000} es el valor del número de Nusselt utilizando la correlación de Gnielinski para un Reynolds igual a 5000

(*)Pr es el número de Prandtl $\rightarrow Pr = \frac{c_{p,N} \cdot \mu_N}{k_N}$

(*)f es el factor de fricción de Darcy $\rightarrow f = \left(\frac{1}{1,8 \cdot \log_{10} Re_N - 1,5} \right)^2$

$$h_N = \frac{Nu_N \cdot k_N}{D_h} \tag{3.33}$$

4. Con el calor intercambiado en cada nodo y conocidos los coeficientes de convección, se calcula el área de intercambio de calor del nodo (A_N), que indirectamente dará la longitud de dicho nodo ya que se conoce la forma de los conductos.

$$\dot{Q}_N = U_N \cdot A_N \cdot (\bar{T}_{cal,N} - \bar{T}_{frio,N}) \tag{3.34}$$

$\bar{T}_{cal,N}$ y $\bar{T}_{frio,N}$ son las temperaturas promedio del nodo y U_N es el coeficiente global de transmisión de calor, que contabiliza las resistencias térmicas existentes entre los dos fluidos (convección en el lado frío y caliente, y conducción a través de la placa del PCHE).

$$\frac{1}{U_N} = \frac{1}{h_{cal,N}} + \frac{1}{h_{frio,N}} + \frac{t}{k_{placa}} \tag{3.35}$$

5. Conocida la longitud de cada nodo (L_N), se calcula la pérdida de carga en el mismo.

$$\Delta P_N = f_N \cdot \rho_N \cdot \frac{L_N \cdot v_N^2}{2 \cdot D_h} \quad (3.36)$$

6. Con la pérdida de carga se recalcula la presión a la salida del nodo y las propiedades en ese punto. En el caso de que difieran más de un 1% con las iniciales, se ha de repetir la iteración con las nuevas propiedades. En el caso de diferir en menos de un 1%, se sumarán todas las caídas de presión para obtener la total; que ha de ser menor o igual al valor deseado. En este caso, se impone que la **caída de presión máxima en el regenerador sea de 10 kPa en el lado caliente y 50 kPa en el frío**.

Tras ejecutar el modelo con *EES*, se obtienen las pérdidas de carga en ambos lados del regenerador, su longitud y su altura.

3.2.4. Dimensionado de las turbomáquinas

Para el proyecto se hará un dimensionado preliminar de las turbomáquinas, calculando su **rendimiento**, su **velocidad de giro**, su **tamaño** y su **forma**. El rendimiento será necesario para resolver las ecuaciones del ORC; concretamente para la Ecuación 3.2 y 3.5. La geometría de los álabes de la turbina y del rodete de la bomba, así como otros aspectos constructivos más específicos quedarían reservados para estudios más detallados del proyecto.

Para dimensionar las turbomáquinas se utilizará el método de Baljè, que parte de la premisa de que el rendimiento de una turbomáquina es función de cuatro números adimensionales [65]:

$$\eta_{TM} = f(\Phi; \Psi; Re; Ma) \quad (3.37)$$

Donde Φ es el número adimensional relacionado con el caudal, Ψ el relacionado con la transferencia de potencia, Re es el número de Reynolds, que refleja la viscosidad y la inercia del fluido, y Ma es el número de Mach en la punta de los álabes, que refleja la compresibilidad del fluido [65].

Siempre que se asegure que el flujo es turbulento, reflejado por un $Re > 10^6$; y que es incompresible, reflejado por un $Ma < 0,49$; el efecto en el rendimiento de ambos números adimensionales será nulo, y se puede simplificar su expresión eliminándolos. Asumir que el flujo es turbulento en las turbomáquinas es una hipótesis que se cumple en la gran mayoría de los casos. En la bomba se podrá asegurar el flujo incompresible, y en la turbina habrá que comprobarlo. Por otro lado, a partir de Φ y Ψ se pueden obtener la velocidad específica ω_s y el diámetro específico D_s , que son dos números adimensionales típicos a la hora de caracterizar turbomáquinas. Por este motivo es común expresar el rendimiento en función de ω_s y D_s [65].

$$\eta_{TM} = f(\Phi; \Psi; Re; Ma) \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} Re > 10^6 \\ Ma < 0,49 \\ \omega_s = f(\Phi; \Psi) \\ D_s = f(\Phi; \Psi) \end{array} \right\} \rightarrow \eta_{TM} = f(\omega_s; D_s) \quad (3.38)$$

- Velocidad específica ω_s : La velocidad específica es un número adimensional que estudia la forma de la turbomáquina eliminando el efecto de su tamaño. Según el valor de ω_s , convendrá utilizar una máquina radial, axial o mixta para obtener el mayor rendimiento posible [51, 65].

El cálculo de la velocidad específica se hace con la Ecuación 3.39, donde ω es la velocidad de giro del rodete, V es el caudal (en la salida si la máquina es motora, o en la entrada si es generadora) y W es el trabajo reversible intercambiado entre el fluido y la máquina.

$$\omega_s = \omega \cdot \frac{V^{1/2}}{W^{3/4}} = \frac{\Phi^{1/2}}{\Psi^{3/4}} \quad (3.39)$$

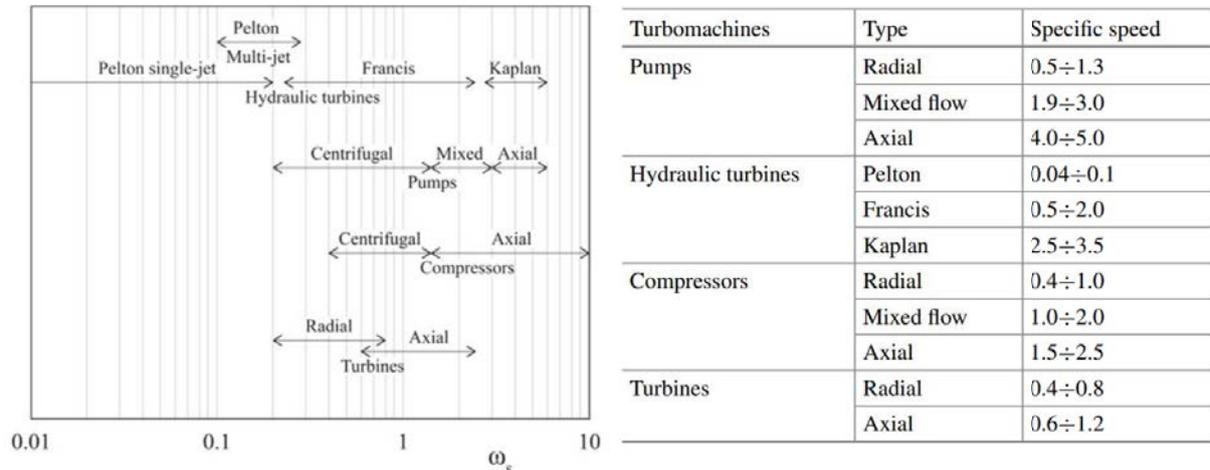


Figura 3.11: Rangos de velocidades específicas que optimizan el rendimiento para distintos tipos de turbomáquinas. Fuente: OE Baljè, 1962.

- Diámetro específico D_s : El diámetro específico es un número adimensional que estudia el tamaño de la turbomáquina eliminando el efecto de su velocidad de rotación. Se calcula con la Ecuación 3.40 que depende de V y W , y donde D es el diámetro del rodete.

$$D_s = D \cdot \frac{W^{1/4}}{V^{1/2}} = \frac{\Psi^{1/4}}{\Phi^{1/2}} \quad (3.40)$$

Cordier demostró estadísticamente que para una ω_s dada, existe un diámetro específico óptimo ($D_{s,opt}$) que maximiza el rendimiento [66]. Por lo tanto, el rendimiento máximo de una turbomáquina sólo depende de su velocidad específica, y este punto óptimo tendrá un diámetro específico asociado. Baljè llevó más allá este estudio creando unos mapas estadísticos de rendimiento. Con los diagramas de Baljè y la velocidad específica de la máquina, se puede calcular su rendimiento y su tamaño [65].

En resumen, una vez se ha calculado ω_s se utiliza el diagrama de Baljè para obtener η_{TM} y D_s , y con este último se obtiene D gracias a la Ecuación 3.40.

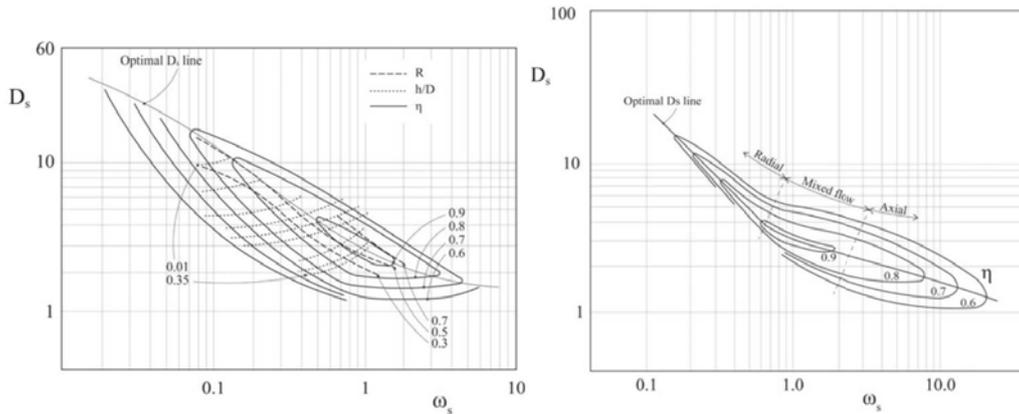


Figura 3.12: Diagramas de Baljè para turbinas axiales (izquierda) y bombas (derecha).
 Fuente: OE Baljè, 1962.

Por último, antes de detallar el cálculo de ω_s , queda considerar el efecto del número de escalonamientos en la turbomáquina. Cada escalonamiento se corresponde con un rodete, y se suelen utilizar varios cuando el salto de presión o de energía entre la entrada y la salida es muy grande. Sea una turbina con z escalonamientos como la de la Figura 3.13, se calcularán tantas velocidades específicas como etapas haya. En cada una de ellas se considerará el caudal V_i que sale del escalonamiento y el trabajo W_i que se intercambia en cada uno. Respecto a este último, lo típico es dividir el salto entálpico del proceso ideal en z tramos iguales, por lo que $W_i = W/z$. Ya calculadas todas las $\omega_{s,i}$, lo primero es comprobar si todas ellas entran en el rango de alta eficiencia de la Figura 3.11. En el caso de que alguna de ellas no encaje dentro, se descartará utilizar ese número de escalonamientos y se buscará uno donde sí entren todas. Una vez se haya determinado ese número de etapas óptimo, se utilizará el diagrama de Baljè para calcular el rendimiento y el diámetro específico de cada una.

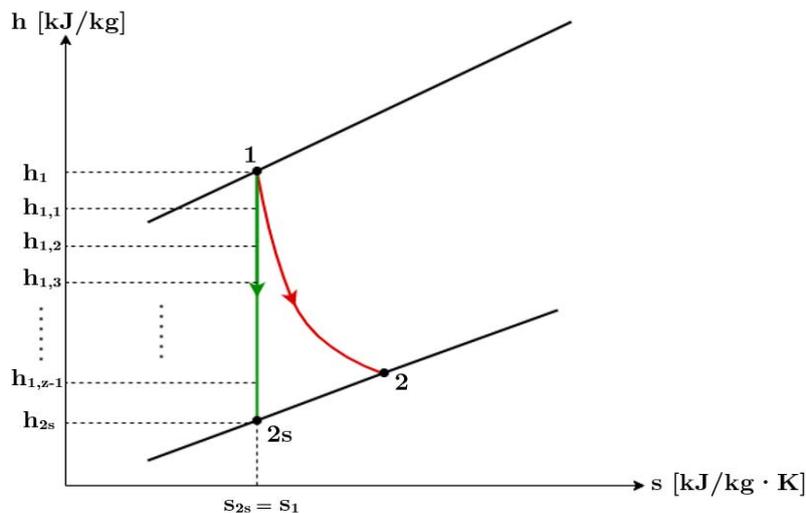


Figura 3.13: Diagrama h-s de la expansión en una turbina con z escalonamientos.
 Fuente: elaboración propia.

El cálculo de la velocidad específica comienza a partir de las propiedades del fluido que se han calculado con el modelo numérico del apartado 3.1.3. En concreto se necesitan los caudales y las entalpías a la entrada y salida de cada turbomáquina. Se comenzará explicando el cálculo para la turbina, pues el fluido está en fase gaseosa y hay cambio de densidad durante la expansión, lo que implica que el caudal varía a lo largo de ésta. En la bomba el fluido está en fase líquida y apenas varía su densidad, por lo que se considera incompresible y el caudal se mantiene constante en la entrada y en la salida.

V se obtiene del producto del gasto másico de fluido orgánico por su densidad a la salida de la etapa. W se obtiene como la diferencia de entalpías en el escalonamiento teniendo en cuenta que la expansión es ideal (W es el intercambio de trabajo reversible). En el caso de ser una sola etapa, $W = h_1 - h_{2s}$; y en el caso de ser varias, se divide W entre el número de escalonamientos. Por último, la velocidad de rotación ω queda abierta, y se irá variando hasta encontrar aquella que permita que ω_s encaje dentro de los rangos óptimos. Para poder acoplar con facilidad el eje de la turbina con el generador eléctrico, se buscarán **velocidades múltiplo de 3000 revoluciones por minuto**.

Para la bomba el proceso será prácticamente el mismo, aunque la densidad se mantiene prácticamente constante por lo que no hace falta calcular varios caudales; y en este caso el salto energético será $W = h_{6s} - h_5$ repartido entre el número de escalonamientos. Como turbina y bomba irán acoplados al mismo eje, la velocidad de rotación será la misma elegida para la turbina. Por lo tanto habrá que escoger una ω que maximice el rendimiento de ambas máquinas a la vez.

Lo último que se ha de comprobar para validar el dimensionamiento de la turbomáquina es que no se supere una velocidad de 450 m/s en el extremo de los álabes. Este límite se impone a causa de la resistencia de los materiales ante la fuerza centrífuga.

$$v_{\text{álabe}} = \frac{\omega \cdot D}{2} < 450 \text{ m/s} \quad (3.41)$$

3.2.5. Dimensionado de los conductos

Los conductos permiten llevar el fluido orgánico por los distintos procesos del ORC. Dado el extenso uso de tuberías en una gran variedad de aplicaciones, su dimensionamiento está normalizado. De esta forma se pueden diseñar los conductos de la instalación de una forma rápida y que asegure un buen funcionamiento. Los criterios de diseño son dos: la velocidad máxima y la caída de presión máxima. El primero está para evitar vibraciones y ruido excesivo causado por el flujo, mientras que el segundo permite cumplir en la medida de lo posible la hipótesis de caída de presión nula en conductos establecida en el apartado 3.1.1.

Las **normas** utilizadas para el dimensionado de los conductos son la **Norsok Standard P-001** [67], la **ASME B31.1-2007** [68] y la **ASME/ANSI B36.10M** [69].

Se distinguen tres tipos de conductos en este proyecto: las de fluido orgánico (numeradas del 1 al 6), las de gases calientes (g_1 y g_2) y las del agua del condensador (a_1 y a_2). Cada tubería tendrá asociadas unas propiedades del fluido que contiene, que vienen

dadas por el modelo numérico del apartado 3.1.3. En concreto para dimensionar las tuberías harán falta la presión (P), la temperatura (T), la densidad (ρ), la viscosidad (μ) y el gasto másico (\dot{m}) en cada uno de los puntos.

El primer paso en el proceso es elegir el material de la tubería según el fluido que transporta. Los conductos de agua no trabajarán a alta presión ni temperatura, por lo que no tienen requerimientos especiales. Se ha escogido un **acero al carbono ASTM A-106B**. Los conductos de gases trabajarán a altas temperaturas, por lo que corren el riesgo de oxidarse. Además, los gases contienen muchas sustancias que podrían corroer las tuberías. Por estos motivos se ha decidido utilizar un **acero inoxidable ASTM A-213 TP 316L**. Por último quedan las tuberías de fluido orgánico, que como se verá en el apartado 4.1, el seleccionado es el N-Butano. En instalaciones de hidrocarburos como el butano o el propano, el material más común es el **acero inoxidable austenítico**, por lo que se ha decidido utilizar el **ASTM A-213 TP304**. Este material es idóneo ya que los conductos trabajarán a altas presiones y temperaturas en las zonas más críticas, y este acero cumple con una buena resistencia mecánica a altas temperaturas y un buen aguante contra la oxidación.

El siguiente paso es imponer la restricción de velocidad máxima en el conducto, que vendrá dada por la Ecuación 3.42 si el fluido es un gas. En el caso de que el fluido sea líquido, la velocidad máxima se escoge a partir de la Tabla 3.3, extraída de la norma Norsok. Se ha elegido de 6 m/s en los conductos de acero al carbono, y de 7 m/s en los de acero inoxidable. Esta v_{max} junto con el gasto másico permite calcular un diámetro mínimo (D_{min}), el cual no se podrá exceder en ningún caso.

$$v_{max} = \min \left\{ 175 \cdot \left(\frac{1}{\rho} \right)^{0,43} ; 60 \right\} \quad (3.42)$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{m}}{\pi \cdot \rho \cdot v_{max} \cdot n_{tubos}}} \quad (3.43)$$

Tabla 3.3: Velocidades máximas recomendadas para dimensionar tuberías de líquido.
 Fuente: adaptado de Norsok Standard P-001, 2006.

Fluido	Velocidades máximas [m/s]			
	Acero al carbono	Acero inoxidable Titanio	CuNi	GRP
Líquidos	6	7	3	6
Líquidos con arena	5	7	NA	6
Líquidos con gran cantidad de barro	4	4	NA	NA
Agua marina sin tratar	3	7	3	6
Agua marina desoxigenada	6	7	3	6

El diámetro de la tubería se calcula con el criterio de caída de presión. Es un método iterativo que parte de un diámetro externo D cogido de la tabla de diámetros normalizados de la norma ASME/ANSI B36.10M. En esta también se incluyen los espesores (t) admitidos para ese diámetro. Con la Ecuación 3.44 se obtiene el diámetro interno, que es el necesario para posteriormente calcular la caída de presión. Siempre se ha de comprobar que el espesor supere un valor mínimo (t_{min}) que asegura que la tubería resiste la presión del fluido. El valor de t_{min} se calcula con la norma ASME B31.1-2007 (Ecuación 3.45), donde P es la presión del fluido, σ_e es el límite elástico del material e y es un coeficiente que viene dado por la Tabla 3.4. En este proyecto coincide que para todos los casos se aplica $y = 0,4$.

$$d = D - 2 \cdot t \tag{3.44}$$

$$t_{min} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (\sigma_e + P \cdot y)} \tag{3.45}$$

Tabla 3.4: Valores del coeficiente y . Fuente: adaptado de ASME B31.1-2007, 2007.

Temperatura [°C]	<482	510	538	566	593	621	649	>677
Aceros ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7
Aleaciones de níquel	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7

Con el diámetro interno se calcula la velocidad del fluido dentro de la tubería, que permitirá obtener el número de Reynolds (Ecuación 3.47) y comprobar que no se supera la velocidad máxima antes establecida (Ecuación 3.46). Dados los tipos de fluido y las velocidades a las que circulan, lo normal es que el régimen sea turbulento; pero en todos los casos se comprobará con el Reynolds. La caída de presión se obtiene con la Ecuación 3.48, y el factor de fricción (f) se calculará con la ecuación de Colebrook (Ecuación 3.49), ya que en todos los casos el régimen es turbulento. Para el cálculo de f se ha tomado la rugosidad ε recomendada por la norma Norsok, que para tuberías de acero al carbono y acero inoxidable es de 0,05 mm [67].

Ya conocida la caída de presión, se tendrá que comprobar si está por debajo de los valores recomendados por la norma Norsok (ver Tabla 3.5). En el caso de no cumplir, habrá que elegir un nuevo diámetro de la norma ASME/ANSI B36.10M, rehacer los cálculos y comprobar la caída de presión. Por el contrario, si la caída de presión es menor que la recomendada, habrá que valorar si interesa evaluar diámetros más pequeños; pues a menor tamaño del conducto mayor es la pérdida de carga pero menos coste de materiales tendrá la instalación.

$$v_{fluido} = \frac{4 \cdot \dot{m}}{n_{tubos} \cdot \rho \cdot \pi \cdot d^2} \tag{3.46}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot v_{fluido} \cdot d}{\mu} \tag{3.47}$$

$$\frac{h_f}{L} = f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g \cdot d} \quad (3.48)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon}{3,7 \cdot d} + \frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{f}} \right) \quad (3.49)$$

Tabla 3.5: Caídas de presión recomendadas en conductos. Fuente: adaptado de Norsok Standard, 2006.

Caída de presión recomendada [bar/100m]	
Líquidos	0,9
Gases (P < 35 bar)	0,001-0,11
Gases (35 < P < 138 bar)	0,11-0,27
Gases (P > 138 bar)	P/500

3.3. Demanda cubierta por el ORC

Ya dimensionado el ORC en su punto nominal, se evaluará cuánta energía genera a lo largo del año y se comparará con la demanda de la fábrica. De esta manera se podrá conocer cuánto se puede cubrir con el ORC y cuánta energía se puede dejar de comprar de la red.

Para calcular la energía generada se asumirá que el horno trabaja en régimen permanente todo el año, lo que supondría que el ORC genera su potencia nominal todo ese tiempo (8760 horas anuales). Esta hipótesis se ha tomado para dar un orden de magnitud del abastecimiento y que los resultados sean representativos, pero cada año las horas equivalentes de funcionamiento del horno cambian. Hay mucha variabilidad año a año ya que depende de cuánto tiempo dura la parada anual por mantenimiento, de cuántos problemas graves ocurren que obligan a parar el horno, de si se está siguiendo con éxito las previsiones de fabricación de clínker...

$$E_{gen} = 8760 \cdot \dot{W} \quad (3.50)$$

Para saber cuánta energía demanda la fábrica se ha utilizado el dato de consumo del último año: **56.622 MWhe**. Este valor es representativo del consumo de la instalación ya que durante el último lustro se han reportado demandas eléctricas similares [22].

3.4. Viabilidad económica

Junto con la viabilidad técnica de un proyecto, se ha de estudiar la viabilidad económica. Uno de los principales intereses de este proyecto es generar un ahorro en la fábrica para poder destinar más capital en otros proyectos de descarbonización y fomentar la transición hacia un cemento sostenible. Para estudiar la viabilidad económica se analizan

los costes, los cuales pueden ser de **inversión** y de **gastos**, y los **ingresos**. Tanto costes como ingresos deberán ser ajustados en función del **valor temporal del dinero** y la **vida útil del proyecto**.

3.4.1. Desglose de costes e ingresos del proyecto

En este apartado se expondrá con detalle cada uno de los costes que se han de incurrir a lo largo de la vida útil del proyecto. En la Tabla 3.6 se muestran resumidos todos los costes considerados según el escenario en el que se desarrolle el proyecto.

Tabla 3.6: Costes e ingresos considerados según el escenario. Fuente: elaboración propia.

Temperatura de la fuente de calor	Coste de compra e instalación	Coste de mantenimiento	Coste de combustible	Ahorro de compra de electricidad
190°C	Sí	Sí	No	Sí
330°C	Sí	Sí	Sí*	Sí

* Se considerará como coste sólo el combustible extra que se necesita consumir

Coste de inversión (INV)

Todo proyecto comienza con una inversión, que es un desembolso económico que se realiza con el objetivo de obtener un beneficio a lo largo del tiempo [70]. La diferencia entre una inversión y un gasto es que la inversión solo se paga una vez al inicio del proyecto y un gasto es un desembolso periódico para hacer que el proyecto funcione. En este caso en particular, los costes de inversión serían aquellos asociados a la compra e instalación del ciclo de Rankine orgánico, así como su adaptación a la fábrica.

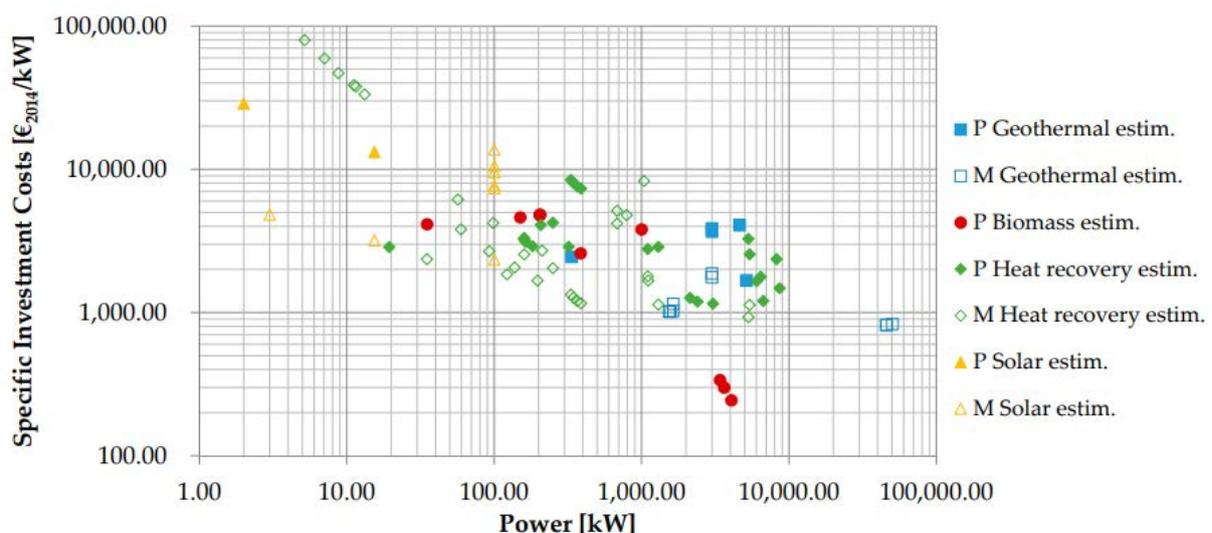


Figura 3.14: Costes específicos de inversión estimados para proyectos (P) y módulos (M) de ORC's en distintas aplicaciones. Datos en euros de 2014. Fuente: Sanne Lemmens, 2016.

El coste de inversión del ORC se ha obtenido a través del CAPEX (**CA**Pital **EX**penditure) de distintos proyectos de ORC [71]. De los datos de la Figura 3.14 se han utilizado aquellos asociados a recuperación de calores residuales (Heat Recovery), y más concretamente a los proyectos (P). La diferencia entre módulo y proyecto está en que el primero sólo considera el coste de los equipos del ORC y el segundo incluye también la instalación en el sitio donde operará. Con esta información y conocida la potencia generada por el ORC se puede calcular el coste de inversión de este proyecto.

Coste de operación y mantenimiento (OM)

Los costes de operación y mantenimiento son necesarios para asegurar que el ORC funciona correctamente a lo largo de toda su vida útil. Dentro de estos se contabilizan las operaciones de mantenimiento, todos los consumibles utilizados en ellas (aceites, tornillos, herramientas...) y los salarios de los operarios implicados.

El mantenimiento supone un coste estimado de un **2 % del CAPEX** del proyecto, los consumibles un **0,3 % del CAPEX**, y se requieren alrededor de **400 horas** al año de un operario para realizar las tareas de mantenimiento, que se asumirá que se pagan a **40 € cada hora** [72].

Coste del combustible (F)

El principal coste en un proyecto de generación de energía es el combustible. Sin embargo en este caso la compra de combustibles es un gasto asociado al proceso productivo de clínker y no a la generación de energía, por lo que no se ha de contabilizar. Esto será verdad siempre y cuando la instalación del ORC no implique un aumento en la cantidad de combustible necesario. Así, en el caso de no interferir en la infraestructura actual y aprovechar los gases que salen a 190°C del secado del crudo, se cumplirá esta consideración. En cambio, en el caso de aprovechar los gases a 330°C es necesario quemar una cantidad adicional de combustibles alternos que sí será contabilizada como coste asociado a la generación de energía.

En el caso de quemar combustible adicional, éste sería alternativo. El coste de estos combustibles varía mucho, habiendo situaciones donde se ha de comprar, otras donde se obtiene gratis e incluso existen casos donde la fábrica cobra por recibir esos residuos [35]. Dado que no hay un coste genérico para los combustibles alternativos, en el estudio económico se hará un análisis de la variabilidad en función de su precio. Se calcularán los resultados económicos para diferentes **costes del combustible comprendidos entre los 5 y los 30 €/MWht**. Todos los escenarios son pesimistas (no se contempla el coste cero ni cobrar por recibir los residuos) para ver si los resultados son satisfactorios incluso en situaciones adversas. El objetivo de este análisis es ver el coste de oportunidad del combustible, o lo que es lo mismo, a partir de qué precio deja de interesar gastar un poco más de éste para poder implementar el ORC a 330°C en vez de a 190°C. También se evaluará el peso del precio del combustible en el esquema general de los costes y en la rentabilidad.

Se ha decidido analizar el coste por unidad de energía térmica (**€/MWht**) en vez de por unidad de masa (**€/ton**) porque cada combustible tiene un PCI distinto y se necesita

quemar cantidades diferentes en función de este. Para los combustibles con mayor PCI harán falta menos toneladas y por lo tanto se estará dispuesto a pagar más por ellos que por los de menor PCI, de los cuales se necesitaría quemar más cantidad:

- Combustibles de bajo PCI: Son los lodos de EDAR, los serrines y la madera. Su PCI está en torno a los 4,2 MWht/ton, por lo que la horquilla del análisis se traduciría a 21-125 €/ton.
- Combustibles de alto PCI: Son los neumáticos y algunos disolventes. Su PCI está en torno a los 8,4 MWht/ton, por lo que la horquilla del análisis se traduciría a 42-250 €/ton.
- Combustibles derivados de residuos (CDR's): Si se decide quemar CDR, que es el principal combustible utilizado en el precalcinador, el PCI está en torno a los 5,5 MWht/ton, por lo que la horquilla del análisis se traduciría a 28-170 €/ton.

Precio de la electricidad (ELE)

El ahorro en el consumo de energía eléctrica de la red es el único ingreso de este proyecto. Este ingreso este no viene en forma de un nuevo flujo de caja para la fábrica, sino que se refleja en la reducción del pago en la factura de la electricidad.

La electricidad industrial en el año 2022 en España tuvo un precio medio de 201 €/MWh [73], y dada la tendencia actual se prevé que siga creciendo (ver Figura 1.5). La situación da un buen margen para introducir tecnologías como la de este proyecto que tengan un precio reducido y ayuden a generar un ahorro en las fábricas. Dada la variabilidad del coste de la electricidad y la incertidumbre asociada a su valor en el futuro, se hará un análisis de distintos escenarios de la misma manera que con los combustibles. También se plantearán situaciones pesimistas donde el precio de la electricidad sea más barato que el actual para determinar si verdaderamente el proyecto es rentable pese a situaciones adversas. Se variará el **coste de la electricidad entre los 50 y los 150 €/MWh** para analizar la rentabilidad obtenida en cada caso.

3.4.2. Proyección y actualización del valor del dinero

Lo primero antes de hacer los ajustes por el valor temporal del dinero es tener todos los datos de partida actualizados al presente. Se puede observar que los datos de la Figura 3.14 son del año 2014, así que hay que traducirlos al año 2023. Para ello se emplea el CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index), que es un índice internacional para tabular la evolución de las inversiones con el tiempo [70]. La conversión se hace con la Ecuación 3.51, donde $CAPEX_0$ es el dato antiguo del coste de la inversión, $CEPCI_0$ es el índice para el año del que se tiene el dato, $CEPCI$ es el índice para el año actual y $CAPEX$ es el coste de inversión actualizado.

$$CAPEX = \frac{CEPCI}{CEPCI_0} \cdot CAPEX_0 \quad (3.51)$$

El CAPEX es el único dato que ha sido necesario actualizar en todo el análisis económico,

por lo que sólo se ha hecho uso del CEPCI del año 2014 y del del año 2023, que ha sido estimado a partir de los últimos valores confirmados [74].

Las inversiones se hacen con la intención de conseguir beneficios durante los años de vida útil del proyecto. Como esto implica estudiar flujos de caja en el futuro y el dinero cambia de valor con el tiempo, en los costes se diferencia entre el valor actual (VA) y el valor futuro (VF). Ambos están relacionados por la Ecuación 3.52 donde el VF de un coste en el n-ésimo año se obtiene a partir del VA y una tasa r , que indica el cuánto va a crecer ese coste con el tiempo [70].

$$VF = VA \cdot (1 + r)^n \quad (3.52)$$

En el análisis económico también se hace la operación inversa. Es decir, se busca conocer el valor actual de los flujos de caja que se prevea que vayan a ocurrir en el futuro. A esta operación se le denomina descontar un coste y en este caso se aplica la tasa de descuento i , que se interpreta como la rentabilidad que habría obtenido de una inversión con cierto VA realizada en el momento actual y que produce un VF dentro de n años [70].

$$VA = \frac{VF}{(1 + i)^n} \quad (3.53)$$

Juntando ambas relaciones se puede obtener el valor actual en que se convertiría un flujo económico de valor V_0 con una tasa r , una rentabilidad i y que se repite anualmente a lo largo de los N años de vida útil del proyecto. El sumatorio de la Ecuación 3.54 es la suma de los N primeros términos de una progresión geométrica con razón k (Ecuación 3.55). El resultado de ese sumatorio se puede obtener directamente con la Ecuación 3.56, y es común reducir la Ecuación 3.54 a la Ecuación 3.57 con el factor de acumulación f_Σ [70]. En resumen, si en el año 0 uno de los costes a los que se tiene que incurrir periódicamente durante los N años de vida útil del proyecto (póngase el coste de mantenimiento) vale V_0 , el producto de f_Σ por este valor resultará en el valor actual de la suma de todos esos costes. Así, a todos los costes que se tengan en cuenta para el análisis económico del proyecto se les tendrá que aplicar su f_Σ correspondiente para obtener su valor acumulado actual.

$$VA = V_0 \cdot \sum_{n=1}^N \left(\frac{1+r}{1+i} \right)^n \quad (3.54)$$

$$k = \frac{1+r}{1+i} \quad (3.55)$$

$$f_\Sigma = \frac{k \cdot (1 - k^N)}{1 - k} \quad (3.56)$$

$$VA = V_0 \cdot f_\Sigma \quad (3.57)$$

En una inversión hay que tener en cuenta la amortización, la cual representa el valor anual que se considera como un pago para que tras la vida del proyecto se recupere la inversión

inicial y los intereses [70]. El valor futuro de una inversión (VF_A) en el n -ésimo año se calcula con la Ecuación 3.58, donde si se acumulan todos los valores futuros a lo largo de la vida del proyecto se llega a la Ecuación 3.59. De nuevo el sumatorio se corresponde a la suma de los N primeros términos de una serie geométrica de razón $(1+i)^n$. Del mismo modo que con el cálculo del VA se definía f_Σ , ahora para la amortización se define de la misma forma un factor llamado factor de amortización (f_a , Ecuación 3.60), el cual permite obtener el valor de la amortización a partir del coste de la inversión (Ecuación 3.61). Además, este factor se puede aplicar para distribuir anualmente el valor actual de un flujo económico con una cierta tasa de descuento y que será utilizado posteriormente [70].

$$VF_A = A \cdot (1+i)^n \quad (3.58)$$

$$INV \cdot (1+i)^N = \sum_{n=1}^N A \cdot (1+i)^n \quad (3.59)$$

$$f_a = \frac{i \cdot (1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (3.60)$$

$$A = INV \cdot f_a \quad (3.61)$$

Todo este análisis del valor temporal del dinero se resume con los factores f_a y f_Σ , que se usan para normalizar los costes. Normalizar un coste significa corregir su precio en el año 0 (V_0) para obtener un valor constante que se tendrá que pagar cada año y que tiene en cuenta la estimación de cómo variará el valor del dinero en el futuro. Sea un coste X , con valor X_0 en el año 0, su coste normalizado será:

$$LC_x = X_0 \cdot \left(\frac{k_x \cdot (1 - k_x^N)}{1 - k_x} \right) \cdot \left(\frac{i \cdot (1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \right) = X_0 \cdot f_a \cdot f_{\Sigma,x} \quad (3.62)$$

En el caso de la inversión, todo el desembolso ocurre en el año cero, por lo que solo es necesario el factor f_a para distribuirlo a lo largo de la vida útil del proyecto.

$$LC_{INV} = INV \cdot f_a \quad (3.63)$$

La vida útil de un ORC supera los 20 años [72, 75, 76], por lo que se considerará para este proyecto una **vida de 20 años**. Los costes se descontarán con una **tasa de interés del 7,5 %**, un valor típico para proyectos de este tipo. Se estima que el crecimiento del coste de **mantenimiento** y del **combustible alterno** sea de un **2,5 % anual**, y el precio de la **electricidad** se prevé con un crecimiento del **5 % anual**. Con todo esto, los factores de acumulación y de amortización quedan:

Tabla 3.7: Tasas consideradas para cada coste y sus respectivos factores de acumulación y amortización. Fuente: elaboración propia.

Coste	r_x	i	f_a	$f_{\Sigma,x}$
Mantenimiento	2,5%	7,5%	0,098	12,592
Combustible	2,5%			12,592
Electricidad	5%			15,766
Inversión	-			-

3.4.3. Coste normalizado de la electricidad

Para poder analizar el coste de la energía eléctrica producida y compararlo con otras tecnologías se utiliza el coste normalizado de la electricidad (LCOE por sus siglas en inglés). El LCOE recoge todos los gastos que se han de afrontar durante la vida del proyecto y los reparte entre toda la energía producida. De esta forma queda un indicador que refleja cuánto cuesta un MWh generado con la tecnología que corresponda. Como se ha detallado en el apartado 3.4.1, los costes son la inversión en la compra e instalación de los equipos (INV) y el mantenimiento durante sus años de operación (OM). Con todo esto, el LCOE de este proyecto se calcula con la Ecuación 3.64.

$$LCOE = \frac{INV \cdot f_a + OM \cdot f_a \cdot f_{\Sigma}^{OM}}{E_{gen}} \quad (3.64)$$

En el caso de aprovechar la corriente de gases a 330°C, es necesario asumir el coste extra del combustible (F) para secar el crudo. En este caso el producto obtenido no es solo la electricidad, sino también el secado del crudo, por lo que se hablaría del coste normalizado de la electricidad y el secado del crudo (LCOECD por sus siglas en inglés). Su cálculo se hace con la ecuación 3.65.

$$LCOECD = \frac{INV \cdot f_a + OM \cdot f_a \cdot f_{\Sigma}^{OM} + F \cdot f_a \cdot f_{\Sigma}^F}{E_{gen}} \quad (3.65)$$

En el apartado 3.4.4 se analizará más a fondo diferentes indicadores que estudian la rentabilidad, pero si el LCOE es inferior al coste de la electricidad comprada de la red, ya se podrá tener una primera idea de si el proyecto genera beneficios o no.

3.4.4. Índices de rentabilidad

Valor Actual Neto (VAN)

El valor actual neto se define como la diferencia entre el flujo de caja acumulado y descontado a lo largo de la vida del proyecto, y la inversión [70]. Básicamente es el resultado de calcular el beneficio que se obtiene cada año y trasladar ese valor en el futuro al momento

actual. De esta manera se obtiene el beneficio total del proyecto respecto al valor actual del dinero. El cálculo del VAN se hace con la Ecuación 3.66:

$$VAN = ES \cdot f_{\Sigma}^{elec} - OM \cdot f_{\Sigma}^{OM} - F \cdot f_a \cdot f_{\Sigma}^F - INV \quad (3.66)$$

Donde ES es el dinero ganado en el año 0 por la electricidad sustituida, OM es el coste del mantenimiento en el año 0, F el coste del combustible en el año 0 e INV es el coste de la inversión, también en el año 0. Cabe recalcar que en el caso de instalar el ORC aprovechando los gases a 190°C no será necesario comprar combustible y por lo tanto ese término no se incluirá en el cálculo del VAN.

El VAN muestra la rentabilidad total del proyecto. Si el VAN es mayor o igual que cero, quiere decir que hay una ganancia neta de dinero gracias al proyecto. En cambio si el VAN está por debajo de cero, quiere decir que el proyecto genera pérdidas económicas. Este indicador es absoluto, por lo que no da mucha información a la hora de compararlo con el VAN de otros proyectos y es más útil para analizar la rentabilidad de éste de manera individual.

Tasa Interna de Rentabilidad (TIR)

La TIR, también denominada rentabilidad, se define como la tasa de descuento i que hace el VAN nulo en la vida del proyecto [70]. Este indicador representa la máxima rentabilidad que es capaz de dar un proyecto, y este será rentable siempre y cuando sea mayor o igual que la tasa de descuento i considerada en el proyecto.

Cuanto mayor es la TIR, más rentable es el proyecto ya que se necesita una tasa de descuento muy grande para hacer el VAN cero. Lo contrario pasa con TIR pequeñas, donde se necesitaría que el valor del dinero se redujera muy lentamente para poder asegurar la rentabilidad del proyecto.

La utilidad de la TIR reside en que es un índice relativo, por lo que permite comparar la rentabilidad de proyectos que tienen inversiones diferentes[70].

La forma exacta de obtener la TIR es resolviendo la ecuación implícita que resulta de hacer el VAN cero en la Ecuación 3.66. Dada su complejidad no es posible expresarlo con una fórmula, pero sí se puede resolver con una herramienta de cálculo. Existen simplificaciones que permiten calcular una aproximación a la TIR de forma rápida y sencilla, pero no se hará uso de ellas para el análisis económico.

Periodo de Retorno (PR)

El período de retorno calcula el valor de N que hace el VAN cero. Este representa el tiempo necesario para recuperar la inversión hecha el año cero y a partir del cual se comienza a generar beneficios. Se suele buscar un PR comprendido entre 1/3 y 1/2 de la vida útil del proyecto. Este indicador suele ser un complemento de los anteriores, exigiéndose además de cierta rentabilidad, que la inversión se cubra en un cierto tiempo[70].

De nuevo, la forma exacta de obtener el PR es resolviendo la ecuación implícita que resulta de hacer el VAN cero en la Ecuación 3.66. Dada su complejidad no es posible expresarlo con una fórmula, pero sí se puede resolver con una herramienta de cálculo. También existen simplificaciones que permiten calcular una aproximación al PR de forma rápida y sencilla, pero no se hará uso de ellas para el análisis económico.

3.5. Análisis de la huella de carbono

Llevar a cabo este proyecto implicaría reducir la huella de carbono de alcance 2 de la fábrica de cemento. Es decir, se estarían disminuyendo las emisiones indirectas causadas por el consumo de energía. En este apartado se analizarán las emisiones asociadas al proyecto y su método de cálculo.

Se asumirá que toda la electricidad que consume la fábrica proviene del mix eléctrico español, y por lo tanto su huella de carbono será la del mix. En el caso de que se compare energía con garantía de origen, las emisiones asociadas a la electricidad bajarían y el proyecto sería menos beneficioso en lo que a descarbonización respecta.

Se despreciarán las emisiones asociadas a la fabricación e instalación del ORC. Estos equipos son compactos y requieren poca obra para montarlos en su emplazamiento, por lo que su impacto total será muy pequeño en comparación con la reducción de emisiones a lo largo de sus 20 años de vida.

Como los combustibles del horno se queman para fabricar el clínker y la instalación no supone un consumo adicional de éstos, **la huella de carbono asociada a la electricidad generada por el ORC es nula**. Sí es cierto que en el escenario donde se aprovechan los gases a 330°C hay unas emisiones asociadas a quemar un extra de combustible alterno, y más adelante se detallará su efecto en la huella de carbono.

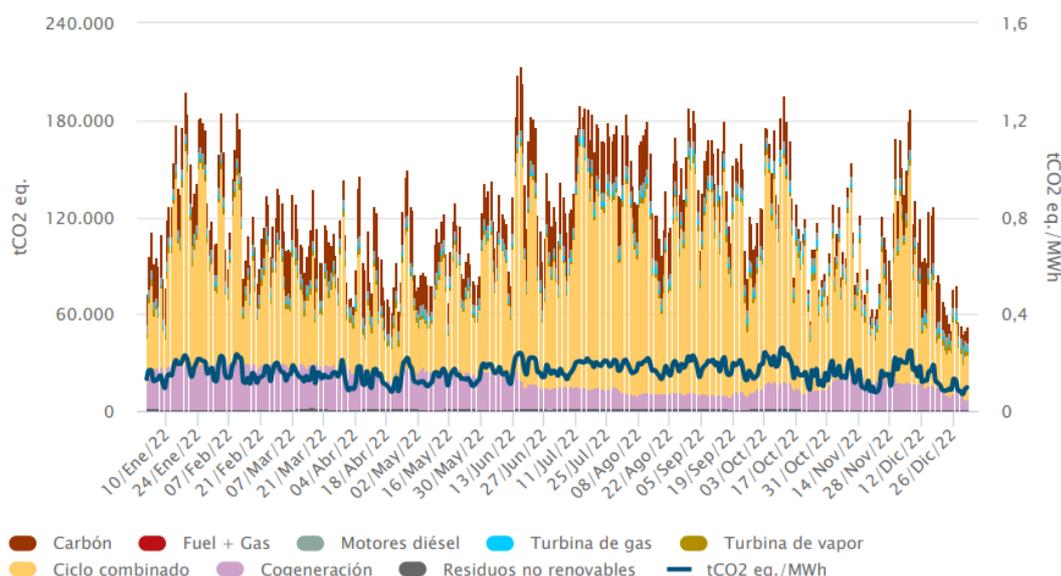


Figura 3.15: Emisiones y factor de emisión de CO_2 equivalente del sistema eléctrico español durante el año 2022. Fuente: Red Eléctrica de España, 2022.

Lo primero para calcular la reducción de emisiones es conocer el CO_2 asociado a la electricidad del mix español. Se ha accedido a los datos diarios de emisiones asociadas a la generación del año 2022 que ofrece Red Eléctrica de España en su página web [77]. Como se puede ver en la Figura 3.15, a lo largo del año el factor de emisión de la electricidad fluctúa entre los 100 y los 250 kg CO_2 /MWh, siendo la media **161,4 kg CO_2 /MWh**. Así, el ahorro de emisiones causado por autoconsumir la electricidad del ORC será el producto de este factor por la energía generada:

$$M_{CO_2eq}^{elec} = f_{elec} \cdot E_{gen} \quad (3.67)$$

En el caso de aprovechar los gases a 330°C se estará quemando un combustible en el precalcinador que antes no era necesario, por lo que se ha de tener en cuenta en la contabilización de emisiones. De cara al estudio se plantea el uso de cinco distintos dentro de los típicos utilizados en la industria:

- Coque de petróleo: Se ha escogido para incluir un combustible tradicional dentro del análisis. En la práctica no tiene interés quemar coque en el precalcinador ya que su elevado PCI permite alcanzar temperaturas altas y es más útil en el horno.
- Aceite usado: Se ha escogido para incluir un combustible alternativo de origen 100 % fósil. El aceite mineral da la ventaja de que se está valorizando un residuo, pero todo el CO_2 emitido se ha de contabilizar y no será el mejor escenario posible en cuanto a descarbonización.
- Neumáticos fuera de uso: Este combustible sirve como ejemplo de un caso con alto PCI pero bajo contenido en biomasa. No será el mejor en cuanto a huella de carbono, pero los neumáticos tienen unas propiedades muy buenas para quemarlos en el precalcinador.
- Combustibles derivados de residuos: Este combustible es el ejemplo de un caso con PCI medio-bajo pero con mayor contenido de biomasa. Se han considerado los CDR ya que son muy utilizados en la actualidad y ello permite más disponibilidad para quemar un extra en el precalcinador.
- Harinas cárnicas: Este combustible se ha elegido como ejemplo de uno con 100 % contenido en biomasa. El PCI de éstos suele ser el más bajo, pero no emiten CO_2 neto, por lo que tendrán el mejor resultado de cara a la huella de carbono. Existen otros ejemplos de combustibles basados en biomasa como el orujillo o la madera.

Los cinco combustibles se muestran caracterizados en la Tabla 3.8 [31, 34, 78]. El motivo de considerar varios tipos es triple: ver cómo afecta cada uno en la huella de carbono, si verdaderamente se consigue un ahorro de CO_2 en cada caso y si es sustancialmente mejor en tema de descarbonización el escenario de 330°C frente al de 190°C.

Con todo esto, la huella de carbono en el escenario de 330°C es la reducción de emisiones por el ahorro de electricidad (igual que en la Ecuación 3.67) restando el CO_2 emitido por el combustible. Este último término se calcula a partir de la energía térmica necesaria en

el precalcinador, el factor de emisión del combustible, su PCI y contabilizando su fracción fósil.

$$M_{CO_2eq}^{elec} = f_{elec} \cdot E_{gen} - \frac{f_{comb} \cdot Q_{precal}}{PCI} \cdot \left(1 - \frac{\%BIO}{100}\right) \quad (3.68)$$

Tabla 3.8: Combustibles considerados para el análisis de emisiones. Fuente: elaboración propia.

Combustible	PCI [GJ/t]	Factor de emisión [t CO ₂ /t]	%Biogénico
Coque de petróleo	32,5	3,16	0
Aceites usados	30,6	2,25	0
Neumáticos	31,6	2,50	28,90
CDR	20,5	1,60	50,85
Harinas cárnicas	18,9	-	100,00

3.6. Modelo en CAD del ciclo de Rankine Orgánico

Se hará el modelo en CAD del ORC de aquel escenario cuyos resultados sean los mejores para la fábrica cementera, cosa que será discutida en el apartado 5. Gracias al modelo, se podrán ver muchos detalles del ORC que no se ven reflejados en su dimensionado numérico. Lo primero es la morfología de los elementos del ciclo, donde a partir de los resultados se les podrá dar forma. Cabe recordar que el diseño de este proyecto es preliminar, y por ende, también lo será todo lo mostrado en el modelo. Lo segundo es la posición relativa entre los elementos, que será de tal forma que se minimicen las longitudes de los tubos. Una buena disposición permite un ahorro en material de los conductos, así como un mejor funcionamiento del ciclo ya que se minimizan las pérdidas de carga en los conductos. Lo tercero y último es ver el espacio que ocupa el ciclo entero, ya que tendrá que estar dentro de una nave y la huella de la instalación permitirá dar una idea de su tamaño.

Para hacer el modelo se han tenido en cuenta algunas consideraciones. Por un lado la ya mencionada a la hora de posicionar todos los elementos para que las longitudes de los tubos sea lo menor posible. Aun así, se ha procurado en todo momento que haya espacio suficiente para que un operario pueda acceder cómodamente a cualquier punto del ORC en caso de mantenimiento, por lo que la instalación no es todo lo compacta que podría ser. Por otro lado, se han colocado todos los elementos apoyados en el suelo a excepción de la caldera de recuperación, lo que hace que la superficie ocupada sea algo mayor pero la altura de la sala se reduzca. Según el espacio disponible, podría ser conveniente poner algún otro elemento a un nivel distinto para compactar la instalación más a base de hacerla más alta. Además, se ha tenido en cuenta el radio de las tuberías para los codos. No se ha hecho un cálculo preciso de cuál debe ser en cada caso y se ha considerado siempre un valor holgadamente por encima del diámetro del conducto. De esta manera se evitan

esquinas que comprometan la resistencia de los conductos. Por último, quedaría detallar la conexión de los conductos de gases con la chimenea de la fábrica y con el escape del horno, así como la unión de los tubos de agua con la instalación de refrigeración. Todo esto no está dentro del alcance de este proyecto, y se debería profundizar en estudios más detallados.

Capítulo 4

Resultados

En este apartado se mostrarán los resultados obtenidos tras ejecutar todos los modelos numéricos, ver la demanda cubierta, realizar el análisis económico y analizar la huella de carbono. Primero se detallarán aquellos resultados y observaciones que sean comunes para todos los escenarios contemplados. Después se mostrarán los resultados siguiendo el orden del apartado 3.1.2, comenzando por el calor residual a 190°C y terminando con el calor a 330°C. Dentro de cada escenario, se analizarán los resultados de los subcasos considerados de interés, y se añadirá una visión global de todos juntos.

A partir de estos resultados se sopesará cuál es la solución idónea para la fábrica piloto en función de su situación actual, sus intereses y su estrategia a medio plazo. Para la configuración elegida como óptima se mostrará un diseño preliminar del ORC en el que se podrá ver la disposición de cada uno de los elementos que lo compone y dar una idea del espacio que ocuparía en la fábrica.

4.1. Resultados comunes a todos los escenarios

Dentro de todos los resultados obtenidos hay muchas similitudes, pero hay un resultado muy relevante que es común para todos los escenarios: el fluido orgánico.

Para determinar el fluido orgánico ideal para esta aplicación, se ha ejecutado y optimizado el modelo numérico 88 veces: 11 fluidos distintos (los mencionados en el apartado 3.1.4) con cuatro configuraciones distintas cada uno (subcrítico/transcrítico; con/sin regeneración) y para dos fuentes de calor distintas (190°C y 330°C). En todos los casos se ha considerado un enfriamiento de los gases hasta los 100°C para ver el de mayor potencia. En todos los casos el mejor resultado lo ha dado el **N-Butano**, y siempre ha sido con el **ciclo transcrítico con regeneración**. Hay otros fluidos que han dado resultados también muy buenos, pero algo peores como el isobutano, el isopentano y la acetona. El caso de la acetona es peculiar, ya que para las cuatro configuraciones da una potencia muy similar y por lo tanto la óptima sería la más simple: el ciclo subcrítico sin regeneración. También cabe destacar que la acetona solo se comporta bien si la fuente de calor es a 330°C, pues para 190°C no se puede subir la presión por encima de los 20 bar, y la potencia generada cae mucho.

Una vez se ha elegido el fluido orgánico ya será posible ejecutar el modelo para las distintas temperaturas de salida de los gases (100 - 130°C para la fuente de calor de 190°C; y 100 - 200°C para la fuente de calor a 330°C), y así tener un conocimiento más amplio de cómo se comporta el ORC.

Todas las presiones dependen del fluido orgánico utilizado, y una vez se ha elegido el N-Butano, todas ellas quedarán fijadas. Por un lado, la presión de saturación a 35°C es

de 3,29 bar, por lo que **se han establecido P_2 , P_3 y P_4 en 3,3 bar**. Para el lado de alta presión, se ha ido probando modelo a modelo cuál era la idónea, coincidiendo en todos los casos que el valor óptimo está en torno a los 50 bar. Así, **se fijarán P_1 , P_5 y P_6 en 50 bar**.

Para dimensionar los conductos en el apartado 3.2.5 era preciso conocer el material del que están hechos. Esta decisión dependía en parte del fluido orgánico, y como ya se ha justificado, el material elegido será el acero inoxidable austenítico **ASTM A-213 TP304**. Para los conductos de agua se usará el acero al carbono **ASTM A-106B** y para los de gases el acero inoxidable **ASTM A-213 TP 316L**. Estos materiales serán los mismos para todos los escenarios evaluados.

El último resultado común a todos los escenarios es el tipo de turbomáquinas necesarias en el ciclo y el número de escalonamientos que estas tienen. Para conseguir el mejor rendimiento se ha de intentar que la velocidad específica esté dentro de uno de los rangos de la Figura 3.11, y en todos los casos la **turbina** ha de ser **axial con un solo escalonamiento**, mientras que la **bomba** ha de ser **radial con un solo escalonamiento**.

4.2. Calor residual a 190°C

Dentro de los cuatro subescenarios cuando la fuente de calor es a 190°C, el ideal y que se debería instalar en la fábrica de cemento es el que enfría los gases hasta los 120°C. Los dos subescenarios que enfrían a 100 y 110°C son meramente teóricos y no es viable su aplicación a causa de la condensación de productos ácidos en la chimenea. El caso de 130°C genera menos potencia y esos 10°C extra no dan pie a usar el calor para más aplicaciones. En este apartado se mostrarán detalladamente los resultados del caso de 120°C, seguidos de una comparativa con los otros tres restantes.

4.2.1. Enfriamiento de los gases a 120°C

El ciclo de Rankine en esta configuración consigue generar una **potencia neta de 1595 kWe**. Para ello, los acercamientos que optimizan el resultado son de 66°C en la entrada de la caldera de recuperación (AE), de 10°C en la salida de la caldera de recuperación (AS) y de 10°C en el regenerador (AR). Este ciclo tiene un **rendimiento del 20,27%**, absorbiendo **7795 kWt de la corriente de gases** y cediendo **6200 kWt al agua de refrigeración**.

Se puede ver cómo el calentamiento del N-Butano en la caldera de recuperación tiene tres tramos con pendiente distinta en el diagrama T-Q (Figura 4.1), ya que se está haciendo fuera de la campana bifásica. De lo contrario, habría una parte a temperatura constante asociada a la zona donde coexisten líquido y vapor. En la salida de la caldera, el acercamiento de temperaturas es relativamente pequeño, pero en la entrada hay un salto grande que será el culpable de gran parte de las irreversibilidades del ciclo. Concretamente, más de un 65 % de la exergía de los gases se pierde aquí.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de los intercambiadores de calor, las turbomáquinas y los conductos.

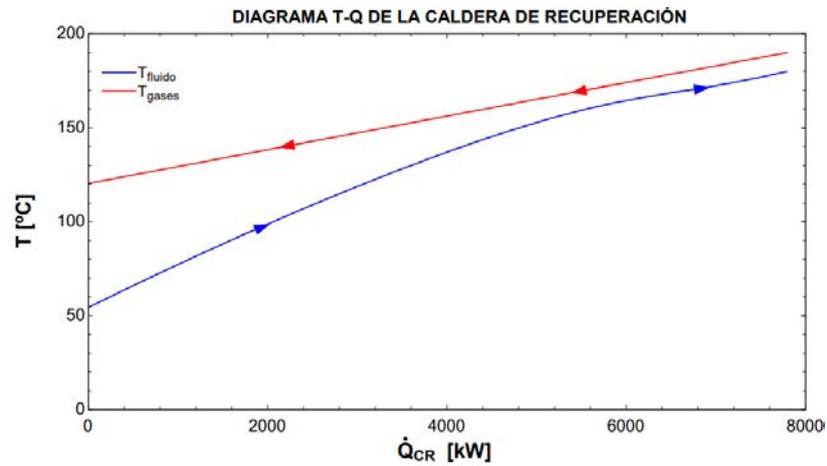


Figura 4.1: Diagrama T-Q de la caldera de recuperación en el escenario 190°C - 120°C.
 Fuente: elaboración propia.

Tabla 4.1: Resultados de la caldera de recuperación en el escenario 190°C - 120°C.
 Fuente: elaboración propia.

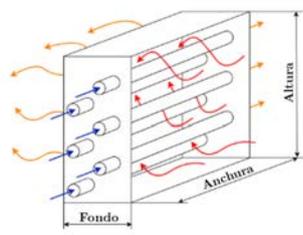
Caldera de recuperación			
	Altura [m]	2	
	Anchura [m]	8	
	Fondo [m]	0,752	
	Diámetro tubos [mm]	8	
	Nº tubos	3000	
	Tipo de tubo	Aleteado circular <small>*lined circular tubes sCF-70-58J *</small>	
ΔP gas [bar]	0,024	ΔP N-Butano [bar]	0,004

Tabla 4.2: Resultados del condensador en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

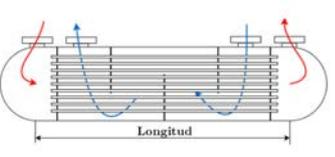
Condensador			
	Diámetro [m]	1,704	
	Longitud [m]	10,72	
	Diámetro tubos [mm]	10	
	Nº tubos	3000	
	ΔP agua [bar]	0,001	ΔP N-Butano [bar]

Tabla 4.3: Resultados del regenerador en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

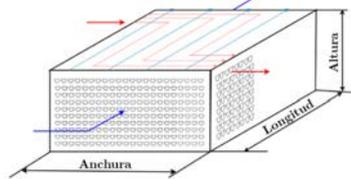
Regenerador			
		Altura [m]	0,473
		Anchura [m]	0,6
		Longitud [m]	1,8 (3x0,6)
		Nº tubos	103000
ΔP Lado frío [bar]	0,5	ΔP Lado caliente [bar]	0,1

Tabla 4.4: Resultados de las turbomáquinas en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

Turbomáquinas			
Turbina		Bomba	
Diámetro [m]	0,267	Diámetro [m]	0,068
Velocidad [rpm]	30.000	Velocidad [rpm]	30.000
Rendimiento [%]	93	Rendimiento [%]	91

Tabla 4.5: Resultados de los conductos en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Gases				N-Butano			
G1	3	DN1150	9,53	1	3	DN125	6,55
G2	3	DN1150	9,53	2	4	DN300	12,7
Agua				3	1	DN550	9,53
				4	3	DN65	5,16
A1	1	DN250	6,35	5	3	DN65	5,16
A2	1	DN250	6,35	6	1	DN100	6,02

Teniendo en cuenta las 8760 horas anuales de funcionamiento, **se cubre un 24,68 % de la demanda eléctrica de la fábrica**, sirviendo casi 14.000 de los 56.622 MWh que se consumen cada año. Con toda esta energía se puede abastecer el consumo completo de la

trituration de las rocas de la cantera y la molienda del cemento; y se cubriría parcialmente el consumo de la molienda del crudo. La electricidad de la red serviría para terminar de abastecer a los molinos de crudo, así como para todos los consumos asociados a la producción del clínker, que consisten principalmente en ventiladores (para refrigeración y transporte de aire y gases) y turbosoplantes (para el transporte del crudo y los combustibles).

El LCOE del proyecto es de 62,85 €/MWh. Se trata de un coste algo por encima de las tecnologías más baratas del pool eléctrico, pero muy por debajo del precio medio de la electricidad en España, por lo que será fácil asegurar una rentabilidad gracias al proyecto. Actualmente la fábrica paga una tarifa de la electricidad de unos 90 €/MWh, lo que le reporta un **VAN de 10,9 M€**, una **TIR de un 21,18 %** y un **periodo de retorno de 6,7 años**.

El precio de la electricidad tiene gran importancia en la viabilidad económica del proyecto. En el caso de que la fábrica comprara la electricidad muy barata (en el orden de los 50 €/MWh), el proyecto generaría una rentabilidad muy baja¹, con un VAN cinco veces menor al que se actualmente conseguiría en la fábrica. En el caso de que la electricidad se encareciera y se comprara de la red a precios altos, la rentabilidad crecería hasta el 40-50 %, con ganancias que llegan hasta los 40M €. A la vista de la situación actual, donde los precios de la electricidad están al alza, se puede asegurar que el proyecto será rentable.

Tabla 4.6: Resultados económicos en función del precio de la electricidad en el escenario 190°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

Resultados económicos (N = 20 años; wacc = 7,5%)								
Tarifa eléctrica [€/MWh]	50	75	100	125	150	175	200	225
VAN [M€]	2,061	7,568	13,076	18,583	24,090	29,597	35,104	40,611
TIR [%]	10,56	17,47	23,55	29,27	34,82	40,30	45,73	51,15
PR [años]	14,7	8,5	5,9	4,6	3,7	3,1	2,7	2,4

Gracias a la electricidad sustituida de la red, se consigue un **ahorro de 2255 toneladas anuales de CO₂**. En lo que a descarbonización respecta, el proyecto aporta poco: 2255 toneladas de CO₂ al año, frente a las casi 400.000 que emite la fábrica, no supone ni un 0,6 % del total, por lo que apenas se estaría arañando la superficie del problema que tienen las cementeras con las emisiones. Aun así, toda contribución a reducir las emisiones es buena, y el beneficio económico que aporta da pie a que la fábrica invierta en proyectos más ambiciosos de descarbonización.

Se ha hecho el modelo del ORC en CAD de este escenario (en el apartado 5 se justi-

¹Nótese que los 50 €/MWh habría que normalizarlos para poder compararlos con el LCOE de 62,85 €/MWh.

ficará por qué se considera el ideal), quedando los resultados mostrados en la Figura 4.2. Se adjunta en el anexo A el plano del ciclo, donde se puede ver que cabe dentro de una sala de 15 metros de largo, 17 metros de ancho y 6 metros de alto.

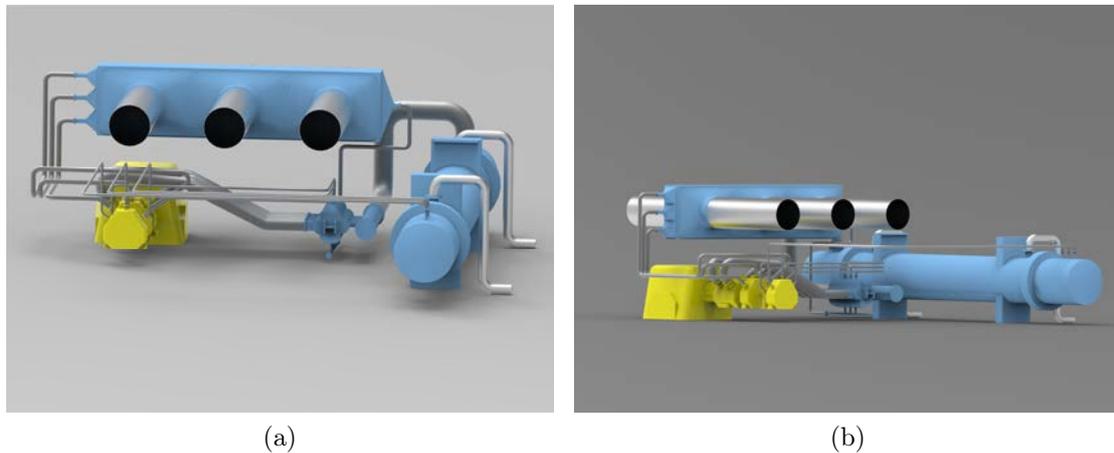


Figura 4.2: Modelo del ORC en CAD. Fuente: elaboración propia.

4.2.2. Comparativa de todos los escenarios

En este apartado se mostrarán los resultados obtenidos para todos los escenarios cuya fuente de calor son los gases a 190°C. En base a éstos, se analizará qué efecto tiene enfriar más o menos los gases en los distintos aspectos que se han estudiado. Cabe recordar que los escenarios que enfrían los gases a 100 y a 110°C son teóricos y no sería viable su aplicación en la fábrica.

Comenzando por la potencia del ciclo, cuanto más se enfríen los gases a la salida de la caldera de recuperación, mayor generación se consigue, pasando de los 1923 kW_e en el mejor de los casos, a 1390 kW_e en el peor de todos. Menor potencia generada implica menores calores absorbidos y cedidos, siendo el rendimiento algo mayor cuanto más calientes se expulsan los gases.

Tabla 4.7: Potencias eléctricas y térmicas del ORC para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Potencias ORC (fuente de calor a 190°C)				
T _{g2} [°C]	100	110	120	130
W _{neto} [kW _e]	1923	1795	1595	1390
Q _{CR} [kW _t]	10004	8866	7795	6792
Q _{COND} [kW _t]	8081	7071	6200	5402
η _{ciclo} [%]	19,22	20,25	20,47	20,47

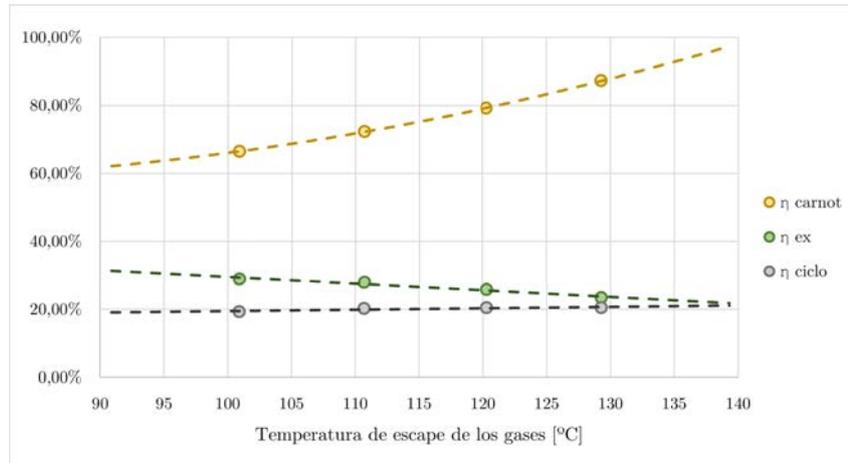


Figura 4.3: Evolución del rendimiento para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

El rendimiento crece ligeramente cuanto más calientes se expulsan los gases. Para explicar este fenómeno se parte de que el rendimiento del ciclo es el producto del rendimiento de Carnot (el máximo teórico posible) y el exergético (relacionado con las irreversibilidades generadas). Cuanto mayor es la temperatura media entrópica a la que se recibe el calor del foco caliente, mayor es el rendimiento de Carnot; razón por la que crece tanto cuando se enfrían menos los gases. En cambio, cuanto más calientes se expulsan los gases, mayor salto de temperaturas hay en la caldera de recuperación, y por lo tanto más irreversibilidades se generan. Al final, recibir el calor del foco caliente a más temperatura tiene más peso que mejorar las irreversibilidades de la caldera de recuperación, por lo que el rendimiento crece.

Los resultados para la caldera de recuperación son los mismos en todos los casos, iguales a los mostrados en la Tabla 4.1.

Tabla 4.8: Resultados del condensador para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Condensador (fuente de calor a 190°C)				
T _{g2} [°C]	100	110	120	130
Diámetro [m]	1,943	1,814	1,704	1,586
Longitud [m]	10,73	10,75	10,72	10,74
Diámetro tubos [mm]	10	10	10	10
Nº tubos	3900	3400	3000	2600
ΔP agua [bar]	0,001	0,001	0,001	0,001
ΔP N-Butano [bar]	0,049	0,050	0,049	0,050

La longitud del condensador es prácticamente la misma en todos los casos, estando alrededor de los 10,7 metros. Cuanto menos se enfrían los gases, menos gasto másico de N-Butano circula por el ORC, y por lo tanto se necesitan menos tubos en el condensador. Al final todo esto resulta en un diámetro más pequeño en cada caso, pasando de los casi dos metros en el escenario de 100°C, a 1,586 metros en el de 130°C.

Tabla 4.9: Resultados del regenerador para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Regenerador (fuente de calor a 190°C)				
T_{g2} [°C]	100	110	120	130
Altura [m]	0,290	0,446	0,473	0,473
Anchura [m]	0,6	0,6	0,6	0,6
Longitud [m]	1,8 (3x0,6)	1,8 (3x0,6)	1,8 (3x0,6)	1,2 (2x0,6)
Nº tubos	103000	113000	103000	90000
ΔP frío [bar]	0,5	0,5	0,5	0,5
ΔP caliente [bar]	0,1	0,1	0,1	0,1

Como ya se ha mencionado, el regenerador es modular en placas de 60 cm de ancho por 60 cm de largo. La altura resulta de la cantidad de placas que sea necesario apilar para conseguir la transferencia de calor requerida. En los tres primeros escenarios se necesitan tres módulos, mientras que el último solo necesita dos. La altura del regenerador aumenta en cada escenario, lo cual se contrarresta con la longitud necesaria para hacer el intercambio de calor, cuyo valor teórico va decreciendo. Sin embargo, como el regenerador es modular solo se ve este efecto en el escenario de 130°C.

Tabla 4.10: Resultados de la turbina para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Turbina (fuente de calor a 190°C)				
T_{g2} [°C]	100	110	120	130
Diámetro [m]	0,287	0,263	0,267	0,249
Velocidad [rpm]	27000	30000	30000	33000
Rendimiento [%]	93	93	93	93

Tanto turbina como bomba necesitan de un solo escalonamiento para operar con el máximo rendimiento posible. En el caso de añadir más etapas, las velocidades específicas se salen de su rango óptimo y las turbomáquinas no operan eficientemente. La turbina es axial en todos los escenarios, mientras que la bomba es radial. En la Tabla 4.10 y 4.11 se muestran los resultados de estas máquinas, superando el 90 % de rendimiento cuando operan en su

punto nominal. A mayor potencia del ciclo, más grande es el rodete de las máquinas y más lentas giran. Los diámetros de las turbinas están en torno a los 26 cm, y los de las bombas en torno a los 7 cm. Gracias a estos diámetros tan pequeños, es posible hacer girar los rodetes a velocidades altas, rondando entre las 27000 y las 33000 rpm.

Tabla 4.11: Resultados de la bomba para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Bomba (fuente de calor a 190°C)				
T _{g2} [°C]	100	110	120	130
Diámetro [m]	0,079	0,073	0,068	0,068
Velocidad [rpm]	27000	30000	30000	33000
Rendimiento [%]	91	91	91	91

Tabla 4.12: Resultados de los conductos de N-Butano para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos N-Butano (fuente de calor a 190°C)							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
N-Butano (T _{g2} = 100°C)				N-Butano (T _{g2} = 110°C)			
1	3	DN125	6,55	1	3	DN125	6,55
2	5	DN300	6,35	2	5	DN300	6,35
3	1	DN600	9,53	3	1	DN600	9,53
4	4	DN65	5,16	4	4	DN65	5,16
5	4	DN65	5,16	5	4	DN65	5,16
6	1	DN125	6,55	6	1	DN100	6,02
N-Butano (T _{g2} = 120°C)				N-Butano (T _{g2} = 130°C)			
1	3	DN125	6,55	1	2	DN125	6,55
2	4	DN300	12,7	2	4	DN300	6,35
3	1	DN550	9,53	3	1	DN500	9,53
4	3	DN65	5,16	4	3	DN65	5,16
5	3	DN65	5,16	5	3	DN65	5,16
6	1	DN100	6,02	6	1	DN100	5,74

Tabla 4.13: Resultados de los conductos de agua para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos agua (fuente de calor a 190°C)							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Agua (T _{g2} = 100°C)				Agua (T _{g2} = 110°C)			
A1	1	DN300	6,35	A1	1	DN300	6,35
A2	1	DN300	6,35	A2	1	DN300	6,35
Agua (T _{g2} = 120°C)				Agua (T _{g2} = 130°C)			
A1	1	DN250	6,35	A1	1	DN250	6,35
A2	1	DN250	6,35	A2	1	DN250	6,35

Por último queda comparar los conductos. Comenzando por los de gas caliente, ni el caudal másico ni las propiedades cambian a lo largo de los escenarios estudiados, por lo que sus dimensiones en todos ellos son las mismas que las de la Tabla 4.5.

Para el resto de conductos, lo único que cambia significativamente entre los escenarios es el gasto másico, pues presiones y temperaturas son prácticamente iguales en todos ellos. La variación en el caudal se ve reflejada en el número y diámetro de algunos conductos.

A mayor potencia del ciclo, más demanda eléctrica es posible cubrir en la fábrica. En el mejor de los escenarios, donde se enfrían los gases hasta los 100°C, **se cubre un 29,75 % de toda la energía anual consumida**. A partir de allí, la cobertura va bajando, **cubriéndose un 27,77 % para el de 110°C, un 24,68 % para el de 120°C y un 21,50 % para el de 130°C.**

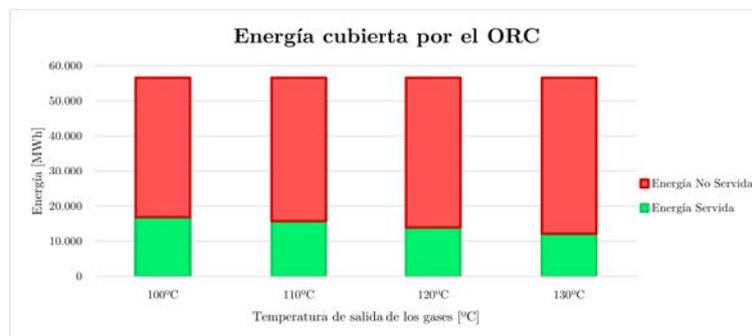


Figura 4.4: Energía anual servida por el ORC frente a la total consumida por la fábrica en todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Según el precio de la electricidad, los indicadores económicos van cambiando, siendo más rentable el proyecto cuanto más cara se compra. En el caso de una tarifa eléctrica 50 €/MWh, el VAN del proyecto está entre los 1,5 y 3 M €, la TIR está en torno al 10 % y la inversión se recupera en unos 15 años. En el otro extremo, donde se paga la electricidad a 200 €/MWh, el VAN asciende hasta los 35-50 M €, la rentabilidad está por encima del 50 % y el período de retorno baja a poco más de dos años. Las Tablas 4.14, 4.15 y 4.16 recogen los resultados de los tres indicadores para los precios de la electricidad analizados.

Tabla 4.14: Resultados del VAN para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

VAN [k€]		Tarifa eléctrica [€/MWh]							
		50	75	100	125	150	175	200	225
Temperatura [°C]	100	2.937	9.577	16.217	22.856	29.496	36.135	42.775	49.415
	110	2.589	8.787	14.984	21.182	27.380	33.577	39.775	45.973
	120	2.062	7.569	13.076	18.583	24.090	29.597	35.104	40.612
	130	1.545	6.344	11.144	15.943	20.742	25.542	30.341	35.140

Tabla 4.15: Resultados de la TIR para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

TIR		Tarifa eléctrica [€/MWh]							
		50	75	100	125	150	175	200	225
Temperatura [°C]	100	11,21%	18,28%	24,52%	30,43%	36,19%	41,87%	47,52%	53,15%
	110	10,97%	17,98%	24,16%	30,00%	35,68%	41,28%	46,85%	52,40%
	120	10,56%	17,47%	23,55%	29,27%	34,82%	40,30%	45,73%	51,15%
	130	10,08%	16,89%	22,85%	28,43%	33,85%	39,17%	44,46%	49,72%

Tabla 4.16: Resultados del período de retorno para todos los escenarios con la fuente de calor a 190°C. Fuente: elaboración propia.

PR [años]		Tarifa eléctrica [€/MWh]							
		50	75	100	125	150	175	200	225
Temperatura [°C]	100	13,8	8,0	5,7	4,4	3,5	3,0	2,6	2,3
	110	14,1	8,2	5,8	4,4	3,6	3,0	2,6	2,3
	120	14,7	8,5	5,9	4,6	3,7	3,1	2,7	2,4
	130	15,3	8,8	6,2	4,7	3,8	3,2	2,8	2,4

El ahorro de emisiones crece conforme aumenta la energía generada, por lo que los escenarios con más potencia tienen mejores resultados. En el escenario donde se expulsan los gases a 100°C, **se consiguen evitar 2719 toneladas de CO₂ cada año**. A partir de allí el número decrece, ahorrándose **2538 toneladas anuales de CO₂** para 110°C, **2255 toneladas anuales de CO₂** para 120 °C, y **1965 toneladas anuales de CO₂** para 130 °C.

Cualquier ahorro de emisiones es beneficioso para la empresa y para el medio ambiente. Sin embargo este resultado es insignificante para la fábrica de cemento, cuyas emisiones directas están en torno a las 350.000 toneladas anuales de CO₂. Así, con este proyecto se estaría haciendo una reducción de apenas un 0,7% de las emisiones.

4.3. Calor residual a 330°C

Para la fuente de calor a 330°C se ha ejecutado el modelo del ciclo para once escenarios distintos en función de la temperatura a la que se enfrían los gases (100 - 200°C). En este apartado se mostrarán y analizarán los resultados del comportamiento del ORC tanto en temas de producción energética como de rendimiento. También se estudiará con todos los escenarios cuánta demanda eléctrica de la fábrica se puede cubrir y las emisiones ahorradas teniendo en cuenta el tipo de combustible extra quemado.

Para los tres casos especiales mencionados en el apartado 3.1.2, que son 120, 150 y 190°C,

se mostrarán los resultados del dimensionamiento de todos los componentes del ciclo. Esto permitirá comparar el tamaño del ciclo respecto a la fuente de calor a 190°C. Para estos mismos casos se hará el análisis económico de cara a determinar su viabilidad económica. Además, se estudiará el LCOECD en los escenarios que enfrían los gases entre los 100 y los 130°C para poder comparar costes con la otra fuente de calor.

Todas estas comparativas permitirán decidir qué configuración es mejor para esta fuente de calor, cuyos resultados se mostrarán por separado. De esta manera se podrá determinar cuál es la mejor solución técnica para la fábrica de cemento: si el mejor ORC posible con los gases a 190°C, o el mejor con los gases a 330°C.

4.3.1. Enfriamiento de los gases a 120°C

El ciclo de Rankine en esta configuración consigue generar una **potencia neta de 6159 kWe**. Para ello, los acercamientos que optimizan el resultado son de 13°C en la entrada de la caldera de recuperación (AE), de 102°C en la salida de la caldera de recuperación (AS) y de 10°C en el regenerador (AR). Este ciclo tiene un **rendimiento del 25,83 %**, absorbiendo **23841 kWt de la corriente de gases** y cediendo **17683 kWt al agua de refrigeración**.

Gracias a incrementar en 140°C el salto térmico de los gases en comparación con la fuente de calor a 190°C, se está consiguiendo multiplicar casi por cuatro la producción eléctrica del ORC. Además el ciclo es más eficiente, obteniendo un rendimiento mejor al tener menos irreversibilidades. Como se verá más adelante, este aumento de potencias (tanto la eléctrica como los calores intercambiados) implicará componentes más grandes y un ciclo más voluminoso.

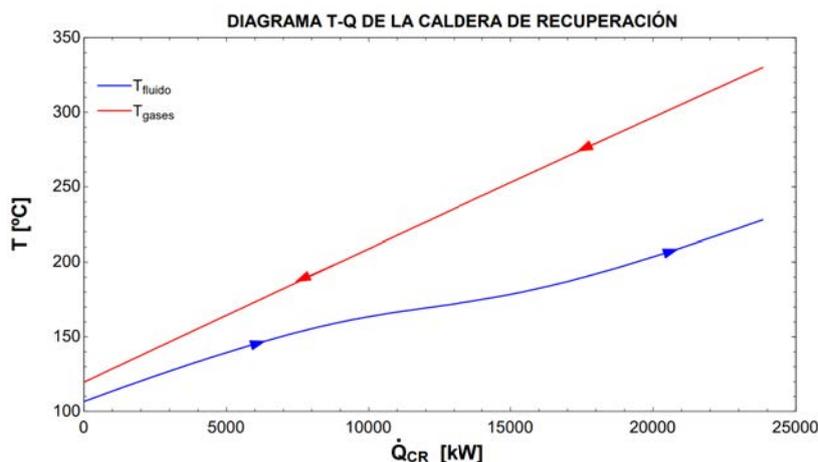


Figura 4.5: Diagrama T-Q de la caldera de recuperación en el escenario 330°C - 120°C.
Fuente: elaboración propia.

Se puede ver cómo el calentamiento del N-Butano en la caldera de recuperación tiene los mismos tres tramos con pendiente distinta en el diagrama T-Q (Figura 4.5) que con la fuente de calor a 190°C. Sin embargo la forma del diagrama cambia significativamente, y para ver el por qué hay que analizar el diagrama temperatura - entropía de ambos ciclos (Figura 4.6).

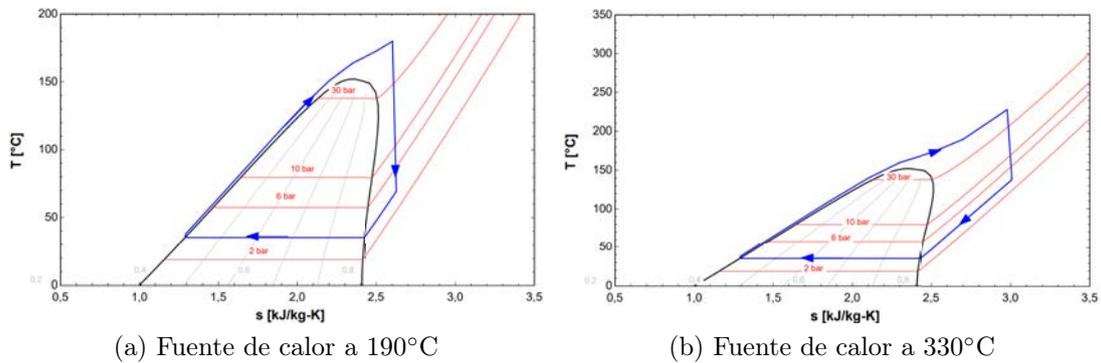


Figura 4.6: Diagramas T-s de los ORC para ambas fuentes de calor y enfriando los gases hasta 120°C. Fuente: elaboración propia.

Cuando se dispone de gases a 190°C, apenas se puede calentar el N-Butano sobre su temperatura crítica y se ha de acercarse mucho la temperatura del fluido orgánico a la de los gases para maximizar la energía generada. En cambio, cuando se dispone de la fuente de calor a 330°C, hay un gran colchón para alejar el N-Butano de la temperatura crítica. Normalmente en los ORC no interesa hacer sobrecalentamiento debido a la pendiente positiva de la campana bifásica. Sin embargo, cuanto más se eleve la temperatura a la entrada de la turbina, más caliente estará el fluido a su salida y el regenerador permitirá un precalentamiento mucho mayor. Se puede ver en el T-Q de la Figura 4.1 cómo el N-Butano entra a la caldera de recuperación algo por encima de los 50°C, y prácticamente toda la energía absorbida de los gases es para alcanzar la temperatura crítica. Por el contrario, en el T-Q de la Figura 4.5 se ve que el N-Butano entra por encima de los 100°C, próximo ya a la temperatura crítica, y prácticamente toda la energía absorbida es para alejarlo de ella. La configuración de corrientes con 330°C resulta ser mucho más eficiente, perdiendo la caldera de recuperación sólo un 42% de la exergía de los gases.

Las Tablas 4.17 a 4.21 muestran los resultados obtenidos de los intercambiadores de calor, las turbomáquinas y los conductos.

Tabla 4.17: Resultados de la caldera de recuperación en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

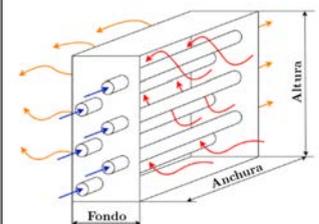
Caldera de recuperación			
	Altura [m]	3,75	
	Anchura [m]	8	
	Fondo [m]	2,014	
	Diámetro tubos [mm]	8	
	Nº tubos	15000	
	Tipo de tubo	Aleteado circular <small>*finned circular tubes sCF-70-58J *</small>	
ΔP gas [bar]	0,024	ΔP N-Butano [bar]	0,002

Tabla 4.18: Resultados del condensador en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

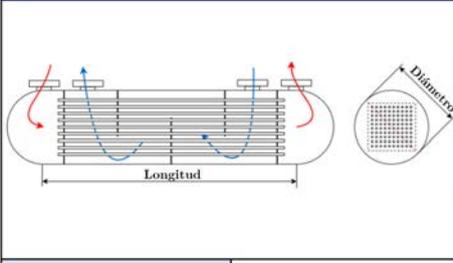
Condensador			
	Diámetro [m]	2,868	
	Longitud [m]	10,75	
	Diámetro tubos [mm]	10	
	Nº tubos	8500	
ΔP agua [bar]	0,001	ΔP N-Butano [bar]	0,050

Tabla 4.19: Resultados del regenerador en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

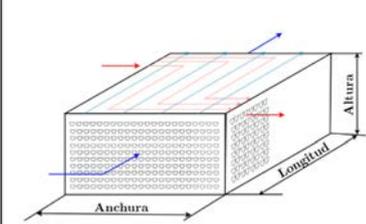
Regenerador			
	Altura [m]	1,02	
	Anchura [m]	0,6	
	Longitud [m]	6 (10x0,6)	
	Nº tubos	465.000	
ΔP Lado frío [bar]	0,5	ΔP Lado caliente [bar]	0,1

Tabla 4.20: Resultados de las turbomáquinas en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

Turbomáquinas			
Turbina		Bomba	
Diámetro [m]	0,534	Diámetro [m]	0,142
Velocidad [rpm]	15.000	Velocidad [rpm]	15.000
Rendimiento [%]	92	Rendimiento [%]	87

Tabla 4.21: Resultados de los conductos en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Gases				N-Butano			
G1	3	DN1150	9,53	1	1	DN125	9,53
G2	3	DN1150	9,53	2	5	DN450	7,92
Agua				3	1	DN800	12,7
				4	1	DN150	7,11
A1	1	DN400	7,92	5	1	DN150	7,11
A2	1	DN400	7,92	6	1	DN150	7,11

Teniendo en cuenta las 8760 horas anuales de funcionamiento, **se cubre un 95,29 % de la demanda eléctrica de la fábrica**, sirviendo casi 54.000 de los 56.622 MWhe que se consumen cada año. Con toda esta energía se puede abastecer el consumo completo de la trituración de las rocas de la cantera, la molienda del cemento, todos los ventiladores que impulsan el crudo al horno y refrigeran el clínker a su salida, todos los soplantes que alimentan la llama del horno; y se cubriría parcialmente el consumo de la molienda del crudo. La electricidad de la red serviría para terminar de abastecer a los molinos de crudo.

El LCOECD del proyecto depende del precio que se pague por el combustible alternativo. Actualmente la fábrica gasta alrededor de los 5 €/MWht ya que consume mucha biomasa y es un combustible caro. Con este coste, **el LCOECD es de 62,44 €/MWhe**, prácticamente el mismo que con la fuente de calor a 190°C. Cabe mencionar que en el caso de que se encareciera la compra de combustibles, el LCOECD crecería, llegando a alcanzar casi los 100 €/MWhe si el coste del combustible subiera a los 15 €/MWht. Así, se podrá asegurar una energía económica siempre y cuando la fábrica pueda abastecerse de combustibles a precio bajo. La fábrica paga una tarifa eléctrica de unos 90 €/MWhe, lo que junto a los 5 €/MWht del combustible, le reporta un **VAN de 42,2 M€**, una **TIR de un 24,81 %** y un **periodo de retorno de 5,63 años** gracias al proyecto. La rentabilidad de este ORC es levemente mayor que la del que se alimenta de los gases a 190°C, pero dado que este escenario supone una inversión mayor, reporta unos beneficios que ascienden a cuatro veces los que daba el de 190°C (42,2 M€ frente a 10,9 M€). Tanto el precio de la electricidad como el coste del combustible extra, tienen gran importancia en la viabilidad económica del proyecto. Para costes del combustible altos, se necesita que la electricidad que se compraba fuera muy cara si se quiere obtener beneficios económicos. En cambio, si se consigue el combustible barato, hay más rango de precios de la electricidad que hacen al proyecto rentable. En la Figura 4.7 se puede ver la relación que guardan ambas variables de cara a la rentabilidad del proyecto. Este mismo mapa se muestra numéricamente en la Tabla 4.22, donde se ve que el proyecto genera pérdidas económicas para costes del combustible altos y precios de la electricidad baratos.

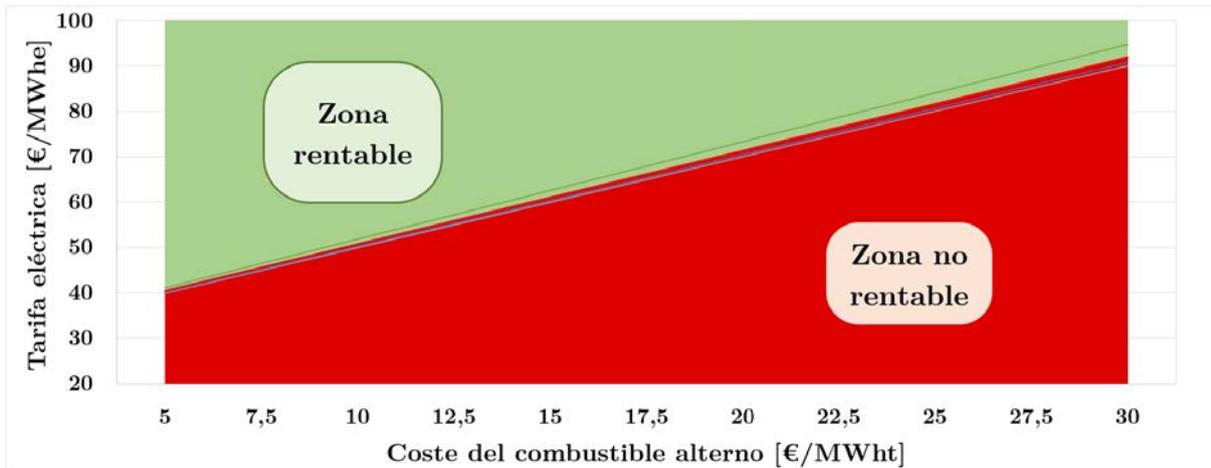


Figura 4.7: Mapa de rentabilidad en función del precio de la electricidad y del coste del combustible alternativo con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Tabla 4.22: VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 120°C. Fuente: elaboración propia.

VAN [M€] N = 20, wacc = 7,5%		Coste del combustible alternativo [€/MWh]										
		5	7,5	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30
Tarifa eléctrica [€/MWh]	50	8,19	3,80	-0,58	-4,96	-9,34	-13,73	-18,11	-22,49	-26,88	-31,26	-35,64
	60	16,69	12,31	7,93	3,54	-0,84	-5,22	-9,60	-13,99	-18,37	-22,75	-27,14
	70	25,20	20,82	16,43	12,05	7,67	3,28	-1,10	-5,48	-9,86	-14,25	-18,63
	80	33,71	29,32	24,94	20,56	16,17	11,79	7,41	3,02	-1,36	-5,74	-10,12
	90	42,21	37,83	33,45	29,06	24,68	20,30	15,91	11,53	7,15	2,77	-1,62
	100	50,72	46,34	41,95	37,57	33,19	28,80	24,42	20,04	15,65	11,27	6,89
	110	59,22	54,84	50,46	46,08	41,69	37,31	32,93	28,54	24,16	19,78	15,39
	120	67,73	63,35	58,96	54,58	50,20	45,82	41,43	37,05	32,67	28,28	23,90
	130	76,24	71,85	67,47	63,09	58,70	54,32	49,94	45,56	41,17	36,79	32,41
	140	84,74	80,36	75,98	71,59	67,21	62,83	58,44	54,06	49,68	45,30	40,91
	150	93,25	88,87	84,48	80,10	75,72	71,33	66,95	62,57	58,19	53,80	49,42

Los escenarios más optimistas (electricidad muy cara y combustible muy barato) llevan a beneficios cercanos a los 100 M€, con rentabilidades en torno al 40% y retornos de la inversión de unos tres años. Los escenarios límite (combinación de precio electricidad y coste del combustible en la frontera donde el VAN se hace negativo), las rentabilidades están algo por debajo del 10%, y el retorno de la inversión se consigue entre los 16 y 17 años.

Utilizar la fuente de calor a 330°C y quemar combustible extra sólo es beneficioso en términos de reducción de emisiones si se utiliza biomasa. En cualquier otro caso donde el combustible tenga una parte de contenido fósil, el ORC generaría CO₂ adicional al que ya emite la fábrica. En el peor de los casos, quemando coque de petróleo, se estaría aumentando las emisiones anuales de la fábrica en más de un 10%. Conforme aumenta

la cantidad de biomasa en los combustibles las emisiones van disminuyendo, y cuando se quema biomasa se consigue ahorrar casi un 1 % del CO_2 anual emitido.

Como pasaba con la fuente de energía a $190^\circ C$, cualquier reducción de emisiones es un resultado bueno, pero en lo que a descarbonización respecta este proyecto no hace un gran avance para la fábrica. También cabe destacar que se está considerando que todo el caudal de gases que salía del horno se usaba para secar el crudo, cosa que no es cierta la mayoría del tiempo ya que una parte se enfría en una torre de acondicionamiento. Por esto, los resultados mostrados reflejan el límite superior de emisiones², y en la realidad la huella de carbono del proyecto en todos los casos sería algo menor. En el caso de quemar 100 % biomasa, el resultado sigue siendo el mismo independientemente de que se cumpla o no la hipótesis.

Tabla 4.23: Ahorro de emisiones de CO_2 gracias al ORC según el combustible extra que se queme en el escenario $330^\circ C - 120^\circ C$. Fuente: elaboración propia.

Emisiones evitadas [ton CO_2 /año]	Tipo de combustible				
	Coque de petróleo	Aceites usados	Neumáticos	CDR	Harinas cárnicas
	-40.035	-28.153	-19.491	-10.523	8707

4.3.2. Comparativa de todos los escenarios

Se ha optimizado el modelo del ORC con todos los escenarios para ver cuánta potencia se podría generar en cada caso. Cuanto más se enfrían los gases, mayor producción se obtiene, pasando de los 6,3 MWe para el escenario de $100^\circ C$ (infactible a causa de la condensación del vapor de agua en la chimenea), a los 4,4 MWe en el de $200^\circ C$. También se puede ver cómo la potencia generada se mantiene razonablemente alta (entre los 6,3 y 5,8 MWe) hasta el enfriamiento a $150^\circ C$. A partir de allí, la producción cae rápidamente como muestra la Figura 4.8.

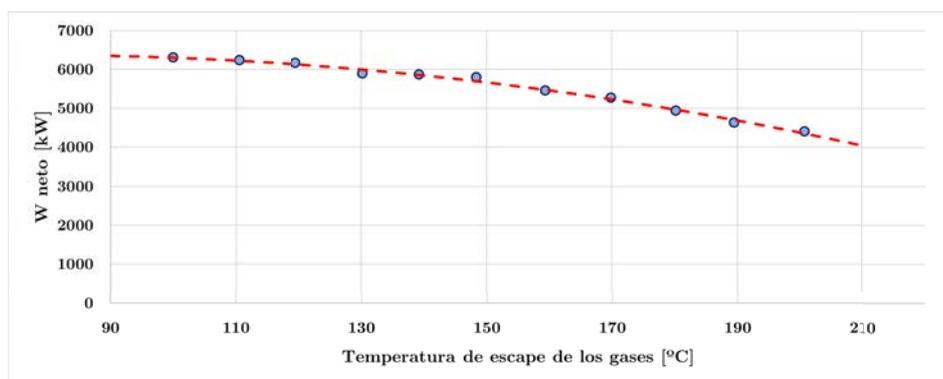


Figura 4.8: Potencia neta del ORC para cada temperatura de salida de los gases con la fuente de calor a $330^\circ C$. Fuente: elaboración propia.

²Esto también aplica al estudio de rentabilidad: los resultados son conservadores porque se ha evaluado calentar todo el caudal de gases.

Pese a la disminución del trabajo generado conforme crece la temperatura, el rendimiento del ciclo aumenta, pasando de un 24,22% para el enfriamiento a 100°C, a casi un 30% en el enfriamiento a 200°C. Este crecimiento se puede explicar a través de un balance de la exergía del ORC. Cuanto más calientes se expulsan los gases, mayor es la temperatura media entrópica a la que ocurre la absorción de calor en la caldera de recuperación. Esto hace que el rendimiento máximo alcanzable por el ciclo (el de Carnot) crezca rápidamente. Al mismo tiempo, conforme crece la temperatura de salida de los gases, aumentan las irreversibilidades en la caldera de recuperación y en el regenerador, lo que resulta en un rendimiento exergético decreciente. Juntando ambos rendimientos, resulta en que el de Carnot sube más rápido de lo que baja el exergético, y por lo tanto el rendimiento total del ciclo crece.

Cuanto menos se enfrían los gases, menos calor transfiere la caldera de recuperación y por lo tanto su rendimiento decrece. Combinando esto con la pequeña subida que muestra el rendimiento del ciclo, resulta en que la eficiencia del ORC respecto del estado muerto es mayor cuanto más se enfrían los gases

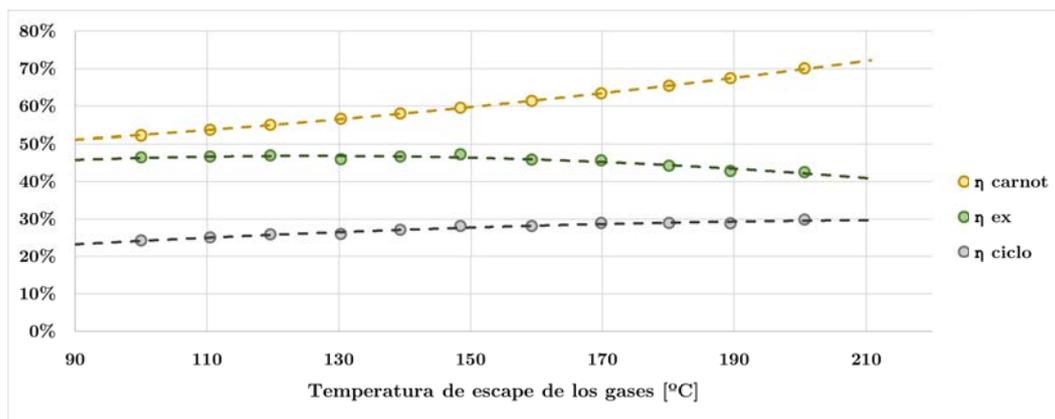


Figura 4.9: Evolución de los rendimientos del ciclo, de Carnot y exergético con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

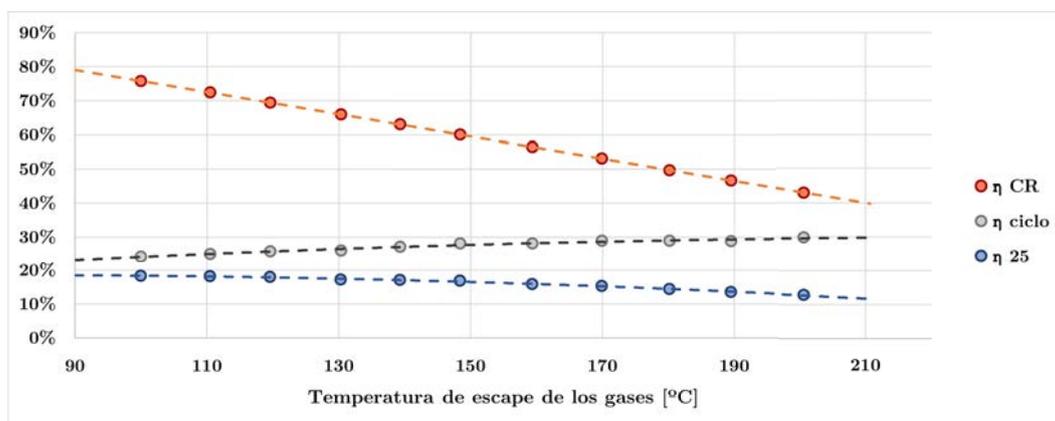


Figura 4.10: Evolución de los rendimientos del ciclo, de la caldera de recuperación y respecto al estado muerto con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

La cobertura de la demanda de la fábrica es muy alta en todos los casos, pasando de un 97,51 % en el mejor de los casos, a un 68,01 % en el peor. Exceptuando el escenario de 200°C, todos permiten abastecer el consumo de la trituración de rocas en la cantera, la molienda del cemento, todos los consumos asociados al horno y parte de la molienda del crudo. En el escenario de 200°C, se cubren las dos primeras tareas mencionadas y gran parte de la tercera, no quedando nada de energía para la molienda del crudo.

Tabla 4.24: Cobertura de la demanda para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Cobertura de la demanda [%]										
100°C	110°C	120°C	130°C	140°C	150°C	160°C	170°C	180°C	190°C	200°C
97,51	96,37	95,29	91,06	90,66	89,67	84,32	81,50	76,36	71,48	68,01

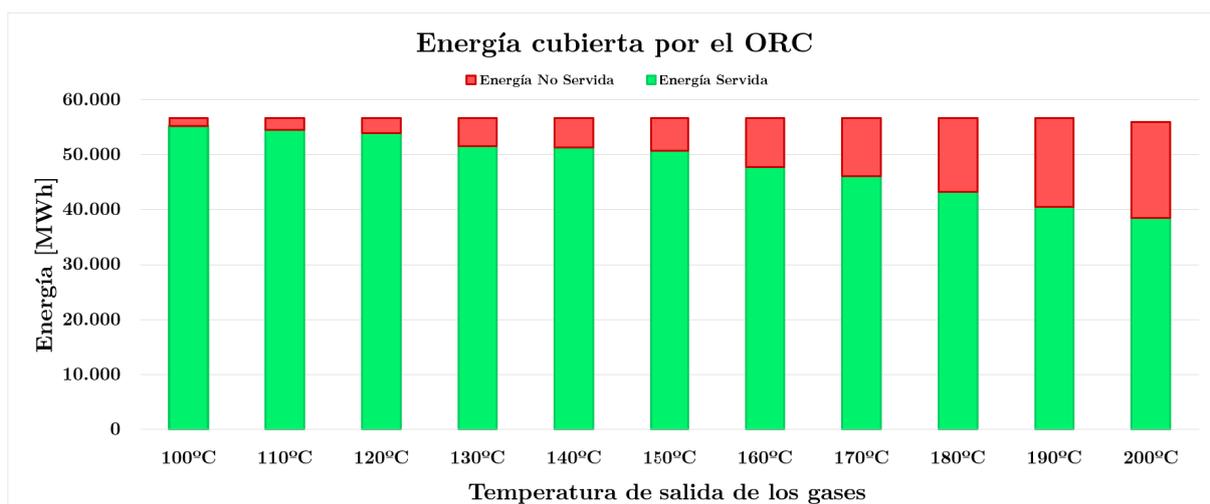


Figura 4.11: Cobertura de la demanda para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Igual que pasaba anteriormente, si se quiere ahorrar emisiones se ha de utilizar un combustible 100 % basado en biomasa. De lo contrario el proyecto generaría emisiones adicionales a las que ya tiene la fábrica. Se puede ver en la Tabla 4.25 que los escenarios con mayor potencia tienen un ahorro mayor (o emiten menos en el caso de generar CO_2 adicional) porque sustituyen más electricidad de la red. Por otro lado, cuanto más biomasa tiene el combustible, menos emisiones genera el proyecto.

De nuevo, el efecto del ORC en términos de descarbonizar la fábrica es muy pequeño, disminuyendo en el mejor de los casos casi un 1 % de las emisiones totales de la fábrica; y en el peor de los casos se estaría aumentando las emisiones directas hasta un 10 %. Sí hay que tener en cuenta lo ya mencionado en el apartado anterior, donde estos resultados muestran el límite superior de emisiones y realmente se generaría algo menos de CO_2 .

Tabla 4.25: Ahorro anual de emisiones para todos los escenarios y combustibles con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Emisiones evitadas [ton CO ₂ /año]												
Tipo de combustible		100°C	110°C	120°C	130°C	140°C	150°C	160°C	170°C	180°C	190°C	200°C
	Coque de petróleo	-39.661	-39.695	-40.035	-40.288	-40.607	-40.980	-41.253	-41.442	-41.850	-42.571	-42.514
	Aceites usados	-27.821	-27.872	-28.153	-28.439	-28.689	-28.993	-29.319	-29.524	-29.948	-30.602	-30.635
	Neumáticos	-19.189	-19.253	-19.491	-19.800	-20.000	-20.254	-20.618	-20.836	-21.270	-21.876	-21.976
	CDR	-10.253	-10.329	-10.523	-10.857	-11.005	-11.207	-11.611	-11.841	-12.286	-12.841	-13.010
	Harinas animales	8.911	8.806	8.707	8.321	8.284	8.194	7.705	7.448	6.978	6.531	6.215

4.3.3. Comparativa de los escenarios a 120, 150 y 190°C

En este apartado se mostrarán los resultados para los tres escenarios que se han considerado más interesantes con esta fuente de calor. Una parte de esos resultados ya se ha comentado en el apartado anterior, quedando en este el dimensionamiento de los elementos del ciclo y el análisis económico.

La caldera de recuperación se hace más grande en cada caso a pesar de que intercambien menos calor. Se ha fijado su anchura en ocho metros, variando la altura en cada caso y estando ésta alrededor de los cuatro metros. El fondo del intercambiador resulta en algo más de dos metros, necesitándose más tubos en los escenarios a 150 y 190°C. La caída de presión es muy pequeña en todos los casos, motivo por el que se ha despreciado en el modelo.

Tabla 4.26: Resultados de la caldera de recuperación para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Caldera de recuperación (fuente de calor a 330°C)			
T _{g2} [°C]	120	150	190
Altura [m]	3,75	4,25	4,375
Anchura [m]	8	8	8
Fondo [m]	2,014	2,369	2,301
Nº tubos	15.000	20.000	20.000
ΔP gas [bar]	0,024	0,024	0,023
ΔP N-Butano [bar]	0,002	0,001	0,001

Tabla 4.27: Resultados del condensador para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Condensador (fuente de calor a 330°C)			
T_{g2} [°C]	120	150	190
Diámetro [m]	2,868	2,649	2,307
Longitud [m]	10,75	10,68	10,73
Diámetro tubos [mm]	10	10	10
Nº tubos	8500	7250	5500
ΔP agua [bar]	0,001	0,001	0,001
ΔP N-Butano [bar]	0,050	0,048	0,049

La longitud del condensador es prácticamente la misma en todos los casos, estando alrededor de los 10,7 metros. Cuanto menos se enfrían los gases, menos gasto másico de N-Butano circula por el ORC, y por lo tanto se necesitan menos tubos en el condensador. Al final todo esto resulta en un diámetro más pequeño en cada caso, pasando de los casi tres metros en el escenario de 120°C, a 2,307 metros en el de 190°C.

Tabla 4.28: Resultados del regenerador para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Regenerador (fuente de calor a 330°C)			
T_{g2} [°C]	120	150	190
Altura [m]	1,020	1,154	1,241
Anchura [m]	0,6	0,6	0,6
Longitud [m]	6 (10x0,6)	5,4 (9x0,6)	4,8 (8x0,6)
Nº tubos	465.000	428.000	348.000
ΔP frío [bar]	0,5	0,5	0,5
ΔP caliente [bar]	0,1	0,1	0,1

Como ya se ha mencionado, el regenerador es modular en placas de 60 cm de ancho por 60 cm de largo. La altura resulta de la cantidad de placas que sea necesario apilar para conseguir la transferencia de calor necesaria. El primer escenario necesita diez módulos en serie, el segundo necesita nueve y el tercero ocho. La altura del regenerador aumenta en cada escenario, lo cual se contrarresta con la longitud necesaria para hacer el intercambio de calor, cuyo valor teórico va decreciendo.

Tabla 4.29: Resultados de la turbina para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Turbina (fuente de calor a 330°C)			
T _{g2} [°C]	120	150	190
Diámetro [m]	0,534	0,463	0,470
Velocidad [rpm]	15000	18000	18000
Rendimiento [%]	92	93	91

Tanto turbina como bomba necesitan de un solo escalonamiento para operar con el máximo rendimiento posible. En el caso de añadir más etapas, las velocidades específicas se salen de su rango óptimo y las turbomáquinas no operan eficientemente. La turbina es axial en todos los escenarios, mientras que la bomba es radial. En la Tabla 4.29 y 4.30 se muestran los resultados de estas máquinas, rondando el 90 % de rendimiento cuando operan en su punto nominal. A mayor potencia del ciclo, más grande es el rodete de las máquinas y más lentas giran. Los diámetros de las turbinas están en torno a los 50 cm, y los de las bombas en torno a los 12 cm. Gracias a estos diámetros tan pequeños, es posible hacer girar los rodetes a velocidades altas, rondando entre las 15000 y las 18000 rpm. En comparación con las turbomáquinas con la fuente de calor a 190°C, se puede ver cómo los rodetes se han hecho mucho más grandes pero a costa de bajar su régimen de giro.

Tabla 4.30: Resultados de la bomba para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Bomba (fuente de calor a 330°C)			
T _{g2} [°C]	120	150	190
Diámetro [m]	0,142	0,122	0,119
Velocidad [rpm]	15000	18000	18000
Rendimiento [%]	87	88	86

Por último queda comparar los conductos. Comenzando por los de gas caliente, ni el caudal másico ni las propiedades cambian a lo largo de los escenarios estudiados, ya sean con la fuente de calor a 190°C o a 330°C. Por lo tanto, sus dimensiones en todos ellos son las mismas que las de la Tabla 4.5 y 4.21

Para el resto de conductos, lo único que cambia significativamente entre los escenarios es el gasto másico, pues presiones y temperaturas son prácticamente iguales en todos ellos. La variación en el caudal se ve reflejada en el número y diámetro de algunos conductos.

Tabla 4.31: Resultados de los conductos de N-Butano para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos N-Butano (fuente de calor a 330°C)							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
N-Butano ($T_{g2} = 120^{\circ}\text{C}$)				N-Butano ($T_{g2} = 150^{\circ}\text{C}$)			
1	1	DN300	9,53	1	1	DN300	10,31
2	5	DN450	7,92	2	4	DN450	7,92
3	1	DN800	12,7	3	1	DN750	12,7
4	1	DN150	7,11	4	1	DN150	7,11
5	1	DN150	7,11	5	1	DN150	7,11
6	1	DN150	7,11	6	1	DN150	7,11
N-Butano ($T_{g2} = 190^{\circ}\text{C}$)							
1	1	DN250	8,18				
2	4	DN450	7,92				
3	1	DN650	12,7				
4	1	DN125	6,55				
5	1	DN125	6,55				
6	1	DN125	6,55				

Tabla 4.32: Resultados de los conductos de agua para todos los escenarios con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

Conductos agua (fuente de calor a 330°C)							
Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]	Nombre conducto	Número de conductos	Diámetro nominal	Espesor [mm]
Agua ($T_{g2} = 120^{\circ}\text{C}$)				Agua ($T_{g2} = 150^{\circ}\text{C}$)			
A1	1	DN400	7,92	A1	1	DN400	7,92
A2	1	DN400	7,92	A2	1	DN400	7,92
Agua ($T_{g2} = 190^{\circ}\text{C}$)							
A1	1	DN350	7,92				
A2	1	DN350	7,92				

Como ya se comentaba en el apartado 4.3.1, el LCOECD depende del precio que se pague por el combustible alternativo. Con los 5 €/MWht que paga actualmente la fábrica, el coste normalizado es de 62,44 €/MWhe para el escenario a 120°C, de 62,21 €/MWhe para el escenario a 150°C y de 70,93 €/MWhe para el escenario a 190°C. El único caso competitivo con el LCOE de la fuente de calor a 190°C es el primero (el de mayor potencia). Los demás reportan energías algo más caras, y este coste se dispara conforme crece el precio del combustible. Para unos 15 €/MWht, el LCOECD gira en torno a los 100 €/MWhe, y ya si se pagara el doble por el combustible se hablaría de unos 150-180 €/MWhe. Se puede ver en la Figura 4.12 el efecto del precio del combustible, mostrando cómo el único LCOECD competitivo con el LCOE de la fuente de calor a 190°C es el asociado al combustible más barato.

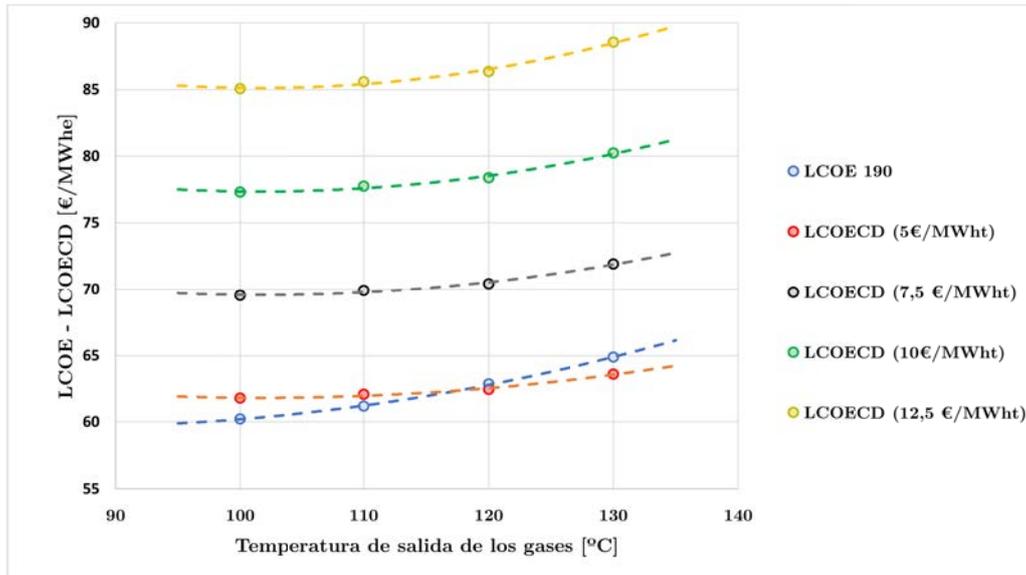


Figura 4.12: Comparación del LCOECD con la fuente de calor a 330°C y del LCOE con la fuente a 190°C. Fuente: elaboración propia.

Hay que destacar que, en la situación actual, pagar más de 5 €/MWh por los combustibles alternativos es algo relativamente caro ya que muchos se reciben a precio cero. Por lo tanto, lo normal sería trabajar con costes normalizados no mucho mayores de los 60-70 €/MWh y ambas fuentes de calor estarían bastante igualadas en lo que a coste normalizado respecta.

Tabla 4.33: Coste normalizado de la electricidad y el secado del crudo para los escenarios de interés con la fuente de calor a 330°C. Fuente: elaboración propia.

LCOECD [€/MWh]		Coste del combustible alternativo [€/MWh]										
		5	7,5	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30
Escenario	120°C	62,44	70,41	78,38	86,35	94,31	102,28	110,25	118,22	126,19	134,16	142,13
	150°C	64,21	72,76	81,31	89,85	98,40	106,94	115,49	124,03	132,58	141,13	149,67
	190°C	70,93	81,64	92,34	103,05	113,75	124,46	135,16	145,87	156,57	167,28	177,98

En la Tabla 4.22 ya se ha explicado el VAN conseguido con el escenario donde se enfrían los gases a 120°C, así como la rentabilidad y el retorno asociados. A continuación en la Tabla 4.34 y 4.35 se muestran los resultados del VAN para los dos escenarios restantes. La relación entre el coste del combustible alternativo y el precio de la electricidad para la rentabilidad es básicamente la misma, donde los mejores resultados salen al comprar barato el combustible y que la electricidad fuera muy cara; y los peores cuando la electricidad comprada era barata y se paga mucho por el combustible.

Tabla 4.34: VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 150°C. Fuente: elaboración propia.

VAN [M€] N = 20, wacc = 7,5%		Coste del combustible alterno [€/MWh _t]										
		5	7,5	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30
Tarifa eléctrica [€/MWh _e]	50	6,79	2,36	-2,06	-6,48	-10,91	-15,33	-19,75	-24,18	-28,60	-33,02	-37,45
	60	14,79	10,37	5,94	1,52	-2,90	-7,33	-11,75	-16,17	-20,60	-25,02	-29,44
	70	22,80	18,37	13,95	9,53	5,10	0,68	-3,74	-8,17	-12,59	-17,01	-21,44
	80	30,80	26,38	21,95	17,53	13,11	8,68	4,26	-0,16	-4,59	-9,01	-13,43
	90	38,81	34,38	29,96	25,54	21,11	16,69	12,27	7,84	3,42	-1,00	-5,43
	100	46,81	42,39	37,96	33,54	29,12	24,69	20,27	15,85	11,42	7,00	2,58
	110	54,82	50,39	45,97	41,55	37,12	32,70	28,28	23,85	19,43	15,01	10,58
	120	62,82	58,40	53,97	49,55	45,13	40,70	36,28	31,86	27,43	23,01	18,59
	130	70,83	66,40	61,98	57,56	53,13	48,71	44,29	39,86	35,44	31,02	26,59
	140	78,83	74,41	69,98	65,56	61,14	56,71	52,29	47,87	43,44	39,02	34,60
	150	86,83	82,41	77,99	73,56	69,14	64,72	60,29	55,87	51,45	47,02	42,60

Como los escenarios de las Tablas 4.34 y 4.35 generan menos potencia, se sustituirá menos energía de la red y por lo tanto se ganará menos dinero. Se puede ver cómo la zona de no rentabilidad es más grande a cada caso (celdas en rojo en las tablas). Para la situación actual de la fábrica, pagando 90 €/MWh_e por la electricidad y 5 €/MWh_t por el combustible, el VAN es de 38,8 M€ para el escenario a 150°C, obteniendo además una TIR del 24,25 % y recuperando la inversión en menos de seis años. Las situaciones más optimistas llevan a ganancias de más de 80 M€ con rentabilidades cercanas al 40 % y retornos de tres años. En la zona límite los beneficios están entre uno y cinco millones de euros, con rentabilidades del 10 % y retornos entre los 15 y los 18 años.

Tabla 4.35: VAN del proyecto en función del precio de la electricidad y del coste del combustible extra en el escenario 330°C - 190°C. Fuente: elaboración propia.

VAN [M€] N = 20, wacc = 7,5%		Coste del combustible alterno [€/MWh _t]										
		5	7,5	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30
Tarifa eléctrica [€/MWh _e]	50	2,64	-1,78	-6,20	-10,61	-15,03	-19,45	-23,86	-28,28	-32,70	-37,11	-41,53
	60	9,02	4,60	0,18	-4,23	-8,65	-13,07	-17,48	-21,90	-26,32	-30,73	-35,15
	70	15,40	10,98	6,57	2,15	-2,27	-6,68	-11,10	-15,52	-19,93	-24,35	-28,77
	80	21,78	17,36	12,95	8,53	4,11	-0,30	-4,72	-9,14	-13,55	-17,97	-22,39
	90	28,16	23,74	19,33	14,91	10,49	6,08	1,66	-2,76	-7,17	-11,59	-16,01
	100	34,54	30,12	25,71	21,29	16,87	12,46	8,04	3,62	-0,79	-5,21	-9,63
	110	40,92	36,50	32,09	27,67	23,25	18,84	14,42	10,00	5,59	1,17	-3,25
	120	47,30	42,89	38,47	34,05	29,64	25,22	20,80	16,39	11,97	7,55	3,14
	130	53,68	49,27	44,85	40,43	36,02	31,60	27,18	22,77	18,35	13,93	9,52
	140	60,06	55,65	51,23	46,81	42,40	37,98	33,56	29,15	24,73	20,31	15,90
	150	66,44	62,03	57,61	53,19	48,78	44,36	39,94	35,53	31,11	26,69	22,28

Pasando al escenario que enfría los gases a 190°C , y para los precios que paga la cementera, el VAN es de 28,2 M€ con una TIR del 22,24% y recuperando la inversión en seis años y medio. Las situaciones más optimistas llevan a ganancias de más de 60 M€ con rentabilidades superiores al 35% y retornos de tres años. En la zona límite los beneficios están entre uno y cinco millones de euros, con rentabilidades del 10% y retornos entre los 15 y los 18 años.

Capítulo 5

Conclusiones

En este proyecto se ha analizado el aprovechamiento del calor residual de los gases de escape del horno de una fábrica de cemento utilizando un ciclo de Rankine orgánico. Gracias a éste, se puede generar energía eléctrica que puede utilizarse in situ y así reducir el consumo de la red, lo que implica menos gastos por la compra de electricidad y una reducción de emisiones de alcance 2, ya que la energía producida es limpia en carbono. En el proyecto se han analizado diferentes escenarios en función del calor residual aprovechado (a 190°C o a 330°C) y en función del enfriamiento de los gases de escape (de 100 a 130°C, ó de 100 a 200°C). También se han planteado diferentes precios de la electricidad y de los combustibles de cara a la evaluación económica del proyecto.

Comenzando por la fuente de calor a 190°C, sólo tiene sentido comentar el enfriamiento hasta los 120°C. La producción eléctrica es de 1595 kWe, lo que permite cubrir como máximo un 24,68 % de la demanda eléctrica anual de la fábrica (cabe recordar que esta cobertura asume un funcionamiento ininterrumpido del horno durante todo el año). El ciclo de potencia es bastante compacto, cabiendo en una sala de 15 metros de largo, 17 de ancho y 6 de alto. Además, en diseños más detallados y hechos a medida para la fábrica, podría reducirse aun más el tamaño ocupado.

La energía se produce con un LCOE de 62,85 €/MWe, un valor competitivo comparado con los costes actuales de la electricidad. El proyecto genera un VAN de casi 11 M€, y podría dar beneficios de hasta 30 y 40 M€ si el precio de la electricidad siguiera subiendo como lo está haciendo en los últimos años. Gracias al ORC, se consigue un ahorro de 2255 toneladas de CO_2 cada año; menos de un 1 % de las emisiones anuales de la fábrica.

Con la fuente de calor a 330°C la potencia del ORC crece, estando entre los 6,3 y los 4,4 MWe. Gracias a esta fuente de energía de mayor calidad se consigue multiplicar casi por cuatro la generación de energía, aunque viene con el inconveniente de tener que hacer un cambio en el layout de la fábrica y quemar más combustible en el precalcinador. Gracias a este aumento de la potencia, la cobertura crece e incluso el peor caso de todos permite abastecer casi el 70 % de la demanda eléctrica anual de la fábrica. El escenario más interesante es el que enfría los gases a 120°C, aunque si la cementera tiene planeado utilizar parte del calor para otros fines, se podría justificar la conveniencia del ORC que enfría los gases a 150°C o a 190°C.

El ciclo 330-120 genera 6159 kWe, dando un rendimiento mejor que su equivalente con la fuente de calor a 190°C. Los elementos del ORC son más grandes en este caso, aunque el ciclo cabría en una sala de un tamaño similar al caso anterior ya que las longitudes de los elementos más grandes apenas cambian. Gracias a producir más, se puede cubrir más de un 95 % de la demanda de la fábrica. El coste normalizado de la energía depende mucho del precio del combustible extra, que actualmente se compra en la fábrica a 5 €/MWh. Con eso, el LCOECD se queda en 62,44 €/MWe, pero si se encareciera el combustible,

podría alcanzar los 100 €/MWh. El VAN en este caso es de más de 42 M€, y se podría duplicar este valor en el caso de que la electricidad se encareciera manteniendo el precio del combustible. Existe el riesgo de que el combustible suba de precio a la vez que baje el de la electricidad, donde el proyecto generaría pérdidas. Además, sólo se consigue un ahorro de emisiones en el caso de quemar combustibles 100% biomasa. En este caso se conseguiría reducir casi 9000 toneladas anuales de CO_2 , que sigue siendo muy poco en comparación con las emisiones de la fábrica. En el resto de los casos, el ORC supondría un extra a la huella de carbono de la fábrica.

Pese a una mejor producción de electricidad y unas ganancias mayores, el ORC con la fuente de 330°C tiene dos puntos débiles: la logística y el combustible.

Con la transición a combustibles alternativos, la logística y la operación de las fábricas se ha complicado mucho. Es necesario instalar un sistema entero de inyección al horno por cada tipo de combustible. En cada momento se ha de gestionar el mix que se quema para mantener la llama en condiciones. Se ha de coordinar el transporte y almacenamiento de muchos combustibles distintos así como encontrar proveedores de estos residuos en zonas cercanas. Todo esto se hace para reducir las emisiones de la combustión, y actualmente está permitiendo emitir un 15% menos de lo que se haría si sólo se usaran combustibles fósiles. Ya no solo es una dificultad tener que modificar el layout de la salida de gases para poder instalar la caldera de recuperación, sino que habría que añadir un grado de complejidad al control del precalcinador ya que ahora no sólo afectaría al funcionamiento del horno, sino también al del ORC.

Por otro lado está el combustible. Si se quema cualquier combustible alternativo en el horno, se va a conseguir una disminución de las emisiones de CO_2 en mayor o menor medida. Sin embargo, con el ORC se “obliga” a quemar biomasa, que en el caso de introducirla directamente en el horno permitiría una reducción mucho mayor en la huella de carbono que la que da el ORC. Así, el proyecto está forzando a quemar un combustible de mucho valor para la cementera en una aplicación que le es secundaria (la labor de la fábrica es hacer cemento, no electricidad). Como se ha mencionado, actualmente muchas fábricas reciben los combustibles alternativos a precios muy bajos e incluso cero. Sin embargo, en la industria cementera y cualquiera que requiera quemar combustibles, la biomasa cada vez es más valiosa y su precio está subiendo mucho. Esto llevaría a ganancias menores por el encarecimiento del combustible y que el ORC resultara menos interesante.

El ciclo con la fuente de calor a 190°C es una solución más humilde, pues genera menos energía, y no reporta tantos beneficios. Sin embargo es mucho más sencillo de instalar y no afecta a la operabilidad de la fábrica. Además, el beneficio obtenido es menos incierto ya que sólo depende del precio de la electricidad y mientras se siga en situación de crisis energética, se prevé que se mantendrá alto. Además, permite reservar la biomasa y los combustibles alternativos para el horno, donde tienen un verdadero efecto beneficioso en las emisiones, y no tanto en el uso de energía limpia, que como se ha visto apenas reduciría un 1% de la huella de carbono de la cementera. Por estos motivos, se deduce que la mejor opción para la fábrica es aprovechar los gases a 190°C, enfriándolos hasta los 120°C.

Como se comentaba al principio del proyecto, una de las motivaciones es la reducción de emisiones de efecto invernadero de la cementera. Se ha visto que en ningún caso es posible conseguir un ahorro considerable, pero el proyecto sí tiene un impacto positivo en cuanto a descarbonización por dos motivos. El primero es que la industria cementera es muy intensiva en carbono, y aunque reducir las emisiones en un 1 % parezca poco, detrás de ese 1 % hay varios miles de toneladas de CO_2 cada año. Aumentar ese porcentaje supone proyectos de descarbonización muy grandes y algunos con tecnologías que todavía están en desarrollo. El segundo motivo es que el proyecto genera un beneficio directo a la fábrica, además de una ventaja competitiva ya que puede reforzar su venta de cementos bajos en carbono. Esta inyección de dinero en la empresa permitirá hacer inversiones en proyectos más ambiciosos de descarbonización como captura de carbono o uso de hidrógeno verde para sustituir combustibles.

Como mejora a este proyecto se propone instalar el ORC mostrado con una fuente de calor extra, proveniente del enfriamiento del clínker. Cuando éste sale del horno, se enfría con unos ventiladores y el aire calentado conforma el aire secundario. Tras el enfriamiento, el clínker se impulsa con una corriente de aire por unos conductos hasta los silos donde se almacena. En este punto, la corriente se encuentra a unos $300^\circ C$, por lo que sería posible instalar en esa zona otra caldera de recuperación. Dada la lejanía entre ambos recuperadores de calor, y que se está obteniendo calor de dos fuentes distintas, lo interesante sería calentar un fluido caloportador, y que este cediera su energía al N-Butano del ORC. Con este sistema, se obtendría un ciclo similar al de $190^\circ C$, pero con una producción mucho mayor.

Bibliografía

- [1] Y. Leung, M. Guzzafame, and A. Minson, “Low carbon design can reduce cement emissions by 40 % - here’s how to deploy it at scale,” tech. rep., World Economic Forum, 2023.
- [2] R. Bocca and M. Ashraf, “Net-zero industry tracker: Cement industry,” tech. rep., World Economic Forum, 2022.
- [3] D. Hodgson and P. Hugues, “Cement,” tech. rep., International Energy Agency, 2022.
- [4] D. Hodgson and P. Hugues, “Iron and steel,” tech. rep., International Energy Agency, 2022.
- [5] OECD, “Global material resources outlook to 2060: Economic drivers and environmental consequences,” tech. rep., Organization for Economic, Cooperation and Development. <https://doi.org/10.1787/9789264307452-en>, 2019.
- [6] FAO, “Global forest sector outlook 2050: Assessing future demand and sources of timber for a sustainable economy - background paper for the state of the world’s forest 2022.,” Tech. Rep. No. 31, FAO Forestry Working Paper. <https://doi.org/10.4060/cc2265en>, 2022.
- [7] H. Thomassen and R. Courland, *The Strange and Fascinating Story of the World’s Most Common Man-Made Material*. Human Ecology, 2013.
- [8] J. Lehne and F. Preston, “Making concrete change. innovation in low-carbon cement and concrete,” tech. rep., Chatham House. Energy, Environment and Resources Department, Junio 2018.
- [9] Oficemen, “Hoja de ruta de la industria cementera española para alcanzar la neutralidad climática en 2050,” tech. rep., Agrupación de fabricantes de cemento de España, 2020.
- [10] Z. Liu, Z. Deng, S. J. Davis, C. Giron, and P. Ciais, “Monitoring global carbon emissions in 2021,” *Nature Reviews Earth Environment volumen 3*, páginas 217–219, Marzo 2022.
- [11] Comisión Europea, “Fit for 55: The EU’s plan for a green transition, <https://www.consilium.europa.eu/es/policias/green-deal/fit-for-55-the-eu-plan-for-a-green-transition/>,” 2021.
- [12] Comisión Europea, “2050 long term strategy, https://climate.ec.europa.eu/eu-action/climate-strategies-targets/2050-long-term-strategy_en,” 2021.
- [13] The Nature Conservancy, “Nature’s make or break potential for climate change, <https://www.nature.org/en-us/what-we-do/our-insights/perspectives/natures-make-or-break-potential-for-climate-change/>,” 2017.

- [14] P. Fennell, J. Driver, C. Bataille, and S. J. Davis, "Cement and steel - nine steps to net zero," *Nature* 603(7902):574-577, 2022.
- [15] Z. Omeman and M. Nehdi, "El cemento de geopolímeros en el hormigón un nuevo conglomerante para el futuro," *Cemento Hormigón*, ISSN 0008-8919, N^o. 906, págs. 4-19, 2007.
- [16] W. Martínez Molina, A. Torres-Acosta, E. Alonso-Guzman, H. García, H. Hernandez, C. Lara-Gómez, W. Martínez-Alonso, J. T. Perez-Quiroz, J. Bedolla-Arroyo, and F. González-Valdéz, "Recycled concrete: a review," *Revista ALCONPAT*, vol. 5, p. 224, 09 2015.
- [17] H. S. Joseph, T. Pachiappan, S. Avudaiappan, N. Maureire-Carsalade, Ángel Roco-Videla, P. Guindos, and P. F. Parra, "A comprehensive review on recycling of construction demolition waste in concrete," *Sustainability*, 03 2023.
- [18] OECC, "Guía para el cálculo de la huella de carbono y para la elaboración de un plan de mejora de una organización," tech. rep., Oficina Española de Cambio Climático (MITECO), 2019.
- [19] MINCOTUR, "Precio neto de la electricidad para uso doméstico e industrial," tech. rep., Ministerio de Industria, Comercio y Turismo, 2023.
- [20] "Presentación de la fábrica piloto," 2022.
- [21] IGME, "Cemento," tech. rep., Instituto Geológico y Minero de España, 1995.
- [22] Oficemen, "Memoria estadística anual año 2021," tech. rep., Agrupación de fabricantes de cemento de España, 2023.
- [23] J. L. Valverde, J. Lobato, I. Fernández, L. Marijuán, S. Pérez-Mohedano, and R. Talero Morales, "Reducción de cromo hexavalente en cementos usando sulfato ferroso mono y heptahidratado: eficacia y almacenabilidad," *CSIC*, 09 2005.
- [24] Y. E. Estrella Condezo, "Modelamiento termodinámico del proceso de clinkerización en una planta de producción de cemento a partir de un análisis basado en balances de masa y energía," *Instituto Latinoamericano de Tecnología, Infraestructura y Territorio (ILATIT)*, 2017.
- [25] D. Belmonte Rivas, "Cogeneración con ciclo de cola en industria cementera," *Universidad de Valladolid*, 2017.
- [26] MITECO, "Inventario español de los conocimientos tradicionales relativos a la biodiversidad," tech. rep., Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, 2020.
- [27] L. López Pelaz, "Registro de actuaciones de mantenimiento del refractario en una planta de fabricación de cemento," 2017.

- [28] G. A. Pérez, “Rediseño del molino de bolas mb-800 para la molienda de cemento lc,” *Universidad Central Marta Abreu de las Villas*, 2018.
- [29] J. M. Hidalgo, “Los molinos verticales en la industria de cemento,” tech. rep., CSIC, 1977.
- [30] H. López Ochoa de Chinchetru, “Planta de cogeneración en una fábrica de cemento,” *Universidad del País Vasco*, 2019.
- [31] IDAE, “Poderes caloríficos inferiores de las principales fuentes de energía,” tech. rep., Instituto para la Diversificación y Ahorro de Energía, 2020.
- [32] MINCOTUR, Oficemen, and G-Advisory, “Agenda sectorial del sector cementero español,” tech. rep., Ministerio de Industria, Comercio y Turismo, 2018.
- [33] M. Hernández, “Reciclado y valorización de residuos en la industria cementera en España,” tech. rep., Instituto Cerdá y Fundación Laboral del Cemento y del Medio Ambiente, 2007.
- [34] Sistema Español de Inventario de Emisiones, “Metodologías de estimación de emisiones: fabricación de cemento (combustión),” *MITECO*, 2015.
- [35] I. Puig, M. Jofra, and M. Calaf, “La puerta de atrás de la incineración de residuos,” tech. rep., Greenpeace, 2012.
- [36] J. Rivera and E. Abad, “Combustibles alternativos en la fabricación de cemento. informe sobre emisiones,” tech. rep., CSIC, 2004.
- [37] Investing.com, “Precio histórico emisiones de carbono,” url: <https://es.investing.com/commodities/carbon-emissions-historical-data>, 2023.
- [38] D. Lechtenberg and H. Diller, “Combustibles alternativos para hornos rotatorios en la producción de clínker,” tech. rep., Revista Técnica de Medio Ambiente (RETEMA), 2017.
- [39] M. Ramayo Ramos, “Dimensionamiento de un horno rotatorio para la producción de clínker de cemento portland,” *Universidad de Cádiz*, 2008.
- [40] C. Helmreich, “Características del quemador de elevado momento para horno rotatorio,” *Cemento Hormigón*, 2012.
- [41] J. I. Linares Hurtado, “Cogeneración, renovables y ciclos de potencia avanzados,” *Apuntes privados de Ingeniería Energética, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.
- [42] L. Jiménez Douglas, “Simulación y optimización de un ciclo Rankine orgánico de pequeña potencia,” *Universidad de Zaragoza*, 2013.
- [43] J. I. Linares Hurtado, “Centrales térmicas de vapor,” *Apuntes privados de Termodinámica y Máquinas Térmicas, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.

- [44] J. I. Linares Hurtado, “Combustión limpia en centrales térmicas,” *Apuntes privados de Termodinámica y Máquinas Térmicas, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.
- [45] M. Salazar, R. Lugo, J. M. Zamora, O. A. Ruiz, and R. González, “Análisis termodinámico de los ciclos rankine supercríticos y subcríticos,” *CIBIM 10*, 2011.
- [46] A. Javanshir and N. Sarunac, “Thermodynamic analysis of a simple organic rankine cycle,” *Energy*, vol. 118, pp. 85–96, 2017.
- [47] S. Lecompte, H. Huisseune, M. van den Broek, B. Vanslambrouck, and M. De Paepe, “Review of organic rankine cycle (orc) architectures for waste heat recovery,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 47, pp. 448–461, 2015.
- [48] N. H. Mokarram, Z. Yu, and M. Imran, “A techno-economic survey on high-to-low temperature waste heat recovery cycles for uk glass sector,” *International Journal of Green Energy*, DOI: 10.1080/15435075.2023.2197993, 2023.
- [49] J. L. Becerra García, “Otras energías renovables,” *Apuntes privados de Energías Renovables y su Integración, Universidad Pontificia de Comillas*, 2022.
- [50] M. Gómez Manso, “Integración de un ciclo orc con energía termosolar,” *Universidad Carlos III de Madrid. Departamento de Ingeniería Térmica y Fluidos*, 2019.
- [51] TURBODEN, “ORC system, <https://www.turboden.com/products/2463/orc-system/>,” 2022.
- [52] ORMAT, “Waste heat recovery. Capturing the value of waste heat, <https://www.ormat.com/en/renewables/reg/main/>,” 2022.
- [53] E. Arenas Pinilla, A. Cantizano González, “Turbomáquinas: introducción,” *Apuntes privados de Turbomáquinas, Universidad Pontificia de Comillas*, 2020.
- [54] J. D. Bustos Acitores, “Optimización del rendimiento de un ciclo de co2 supercrítico en base a la configuración de las distintas turbomáquinas,” *Universidad Pontificia de Comillas*, 2021.
- [55] Aneesh A.M., Atul Sharma, Atul Srivastava, K.N. Vyas, Paritosh Chaudhuri, “Thermal-hydraulic characteristics and performance of 3d straight channel based printed circuit heat exchanger,” *Applied Thermal Engineering*, 2016.
- [56] Renaud Le Pierres, David Southall, Stephen Osborne, “Impact of mechanical design issues on printed circuit heat exchangers,” *Proceedings of SCO2 Power Cycle Symposium 2011. University of Colorado at Boulder.*, 2011.
- [57] ORC World Map, “Overview of all orc units installed in the world, <https://orc-world-map.org/>,” 2023.
- [58] CEMBUREAU, “Our members. <https://www.cembureau.eu/about-us/our-members/>,” *The European Cement Association webpage*, 2023.

- [59] A. Ramón Martínez, “Estudio del sector cementero a nivel mundial y nacional, con particularización de una empresa cementera situada en la comunidad valenciana,” *Universidad Politécnica de Valencia*, 2014.
- [60] Oficina Económica y Comercial de la Embajada de España en Shanghai, “El mercado del cemento en china,” *Instituto Español del Comercio Exterior*, 2004.
- [61] Christian Doh Dinga, Zongguo Wen, “China’s green deal: Can china’s cement industry achieve carbon neutral emissions by 2060?,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2022.
- [62] RMI and China Cement Association, “Toward net zero: Decarbonization roadmap for china’s cement industry,” 2022.
- [63] A. A. Sánchez-Escalona, E. Góngora Leyva, L. J. Velázquez Urgelles, “Análisis exergético de intercambiadores de calor con tres fluidos,” *Conferencia Nacioanl de Energía, VII ENERMOA 2016*, 2016.
- [64] Ignacio Pablo Serrano Remón, “Análisis de sistemas de conversión de potencia en reactores nucleares de fusión con envolturas regeneradoras de doble refrigerante,” *Universidad Pontificia de Comillas*, 2014.
- [65] M. Gambini and M. Vellini, “Turbomachinery: Fundamentals, selection and preliminary design,” *Springer Tracts in Mechanical Engineering*, 2020.
- [66] O. Cordier, “Ähnlichkeitsbedingungen für strömungsmaschinen,” *BWK Bd. 6, Nr. 10*, 1953.
- [67] NORSOK STANDARD P-001. Edition 5, “Process design,” 2006.
- [68] The American Society of Mechanical Engineers (ASME), “Power piping. asme code for pressure piping (asme b31.1-2007),” 2007.
- [69] The American Society of Mechanical Engineers (ASME), “Pipe schedule (asme/ansi b36.10m),” 2018.
- [70] J. I. Linares Hurtado, “Viabilidad económica,” *Apuntes privados de Ingeniería Energética, Universidad Pontificia de Comillas*, 2019.
- [71] S. Lemmens, “Cost engineering techniques and their applicability for cost estimation of organic rankine cycle systems,” *Energies*, 2016.
- [72] I. Obernberger, P. Thonhofer, and E. Reisenhofer, “Description and evaluation of the new 1000 kwe organic rankine cycle process integrated in the biomass chp plant in lienz, austria,” *Euroheat Power, Volume 10, pp 18-25*, 2002.
- [73] Eurostat, “Precio neto de la electricidad para uso doméstico e industrial,” 2023.
- [74] C. Maxwell, “Cost indices,” *Towering skills. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>*, 2023.

- [75] L. Li, L. Tao, Q. Li, and Y. Hu, “Experimentally economic analysis of orc power plant with low-temperature waste heat recovery,” *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 16, pp 35-44, 2021.
- [76] R. Rowshanzadeh, “Performance and cost evaluation of organic rankine cycle at different technologies,” *KTH University*, 2011.
- [77] Red Eléctrica de España, “Datos del sistema eléctrico. <https://www.ree.es/es/datos/generacion/no-renovables-detalle-emisiones-C02>,” 2023.
- [78] Oficina Española de Cambio Climático y MITECO, “Factores de emisión. registro de la huella de carbono, compensación y proyecto de absorción de dióxido de carbono,” 2023.
- [79] Organización de las Naciones Unidas (ONU), “Objetivos para el desarrollo sostenible, <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/sustainable-development-goals/>,” 2015.



COMILLAS
UNIVERSIDAD PONTIFICIA

ICAI

Máster Universitario en Ingeniería Industrial

Trabajo fin de máster

Anexos

Autor

Lorenzo Serrat Albano

Dirigido por

José Ignacio Linares Hurtado

Eva María Arenas Pinilla

Madrid, julio 2023

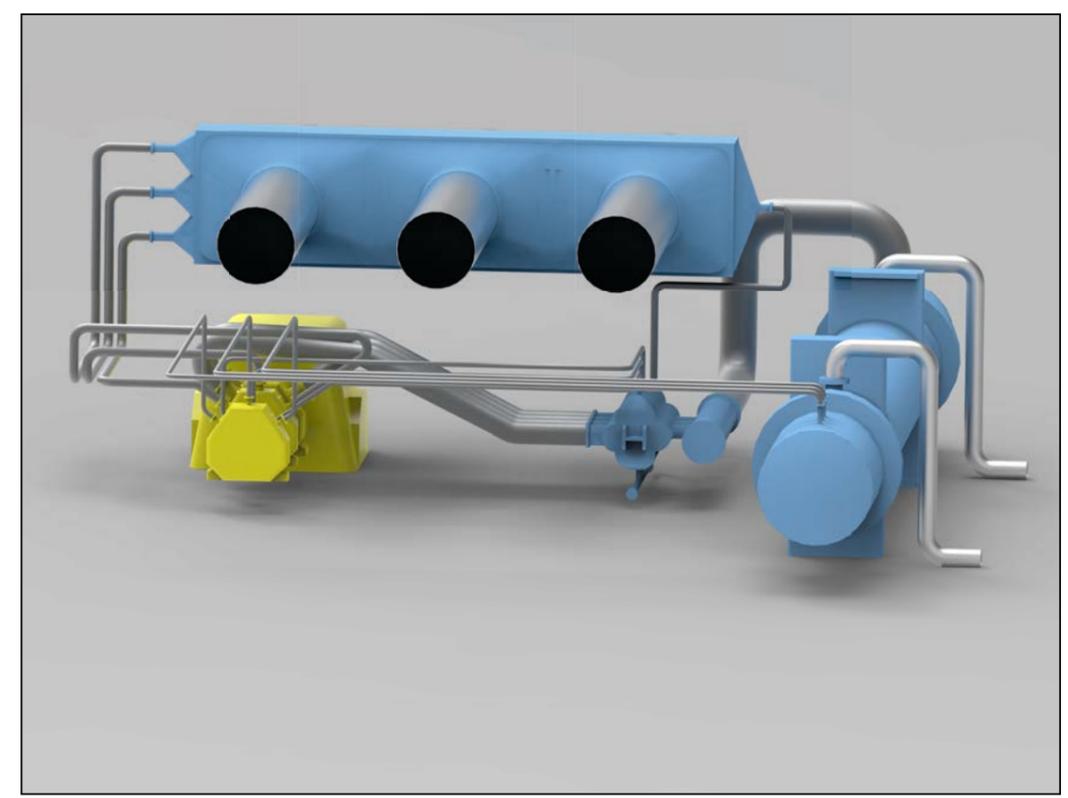
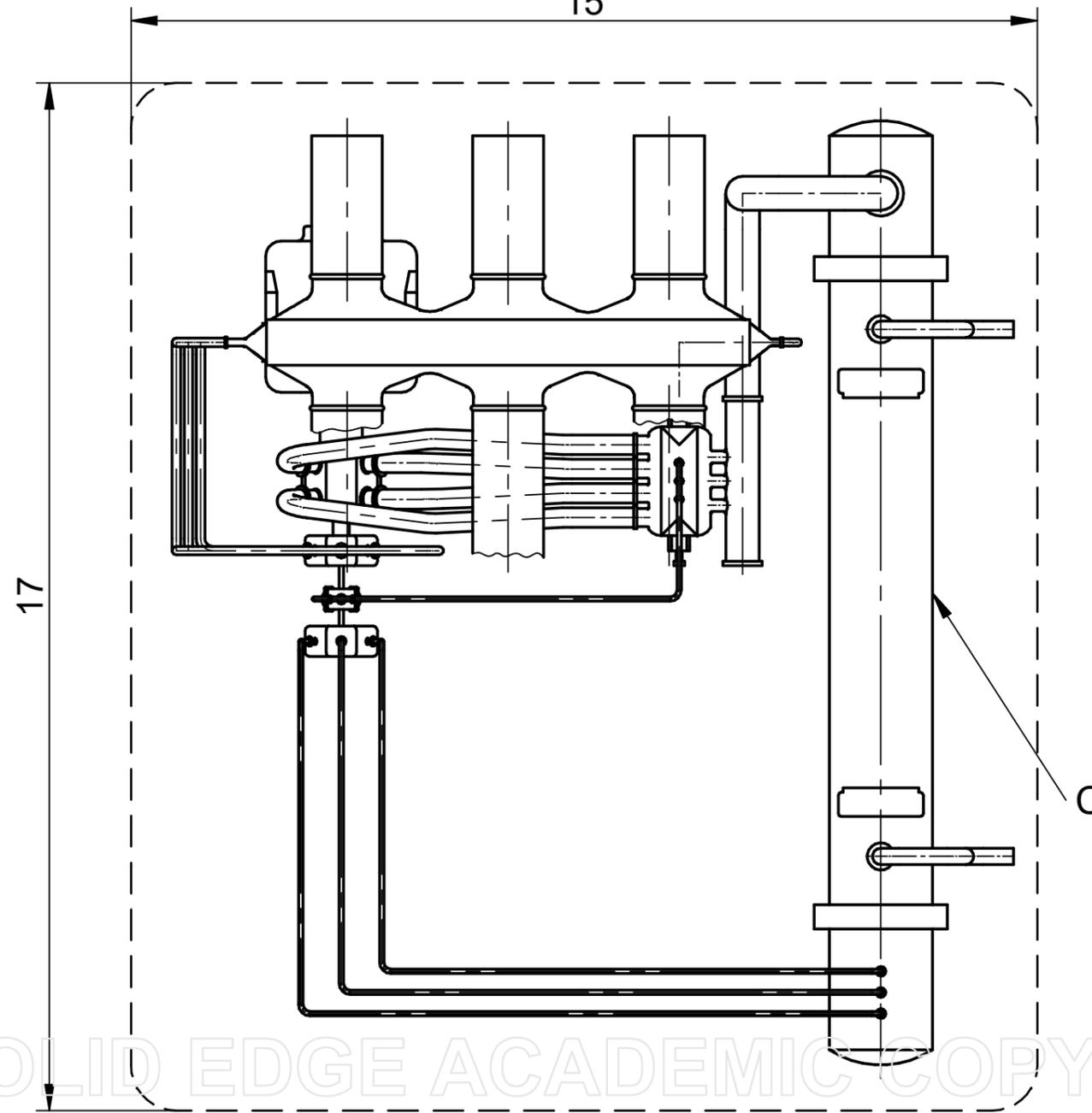
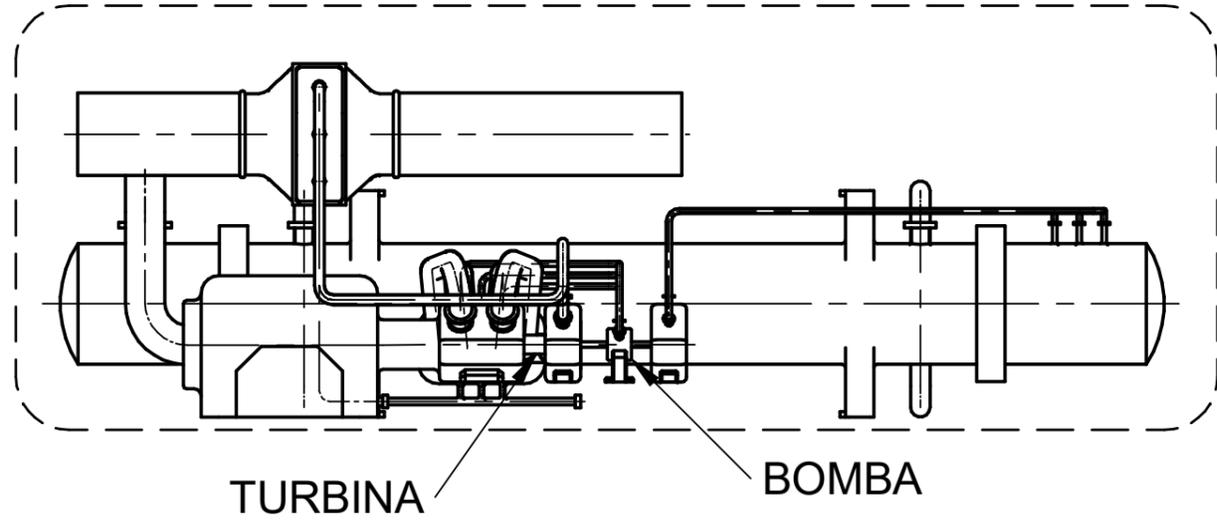
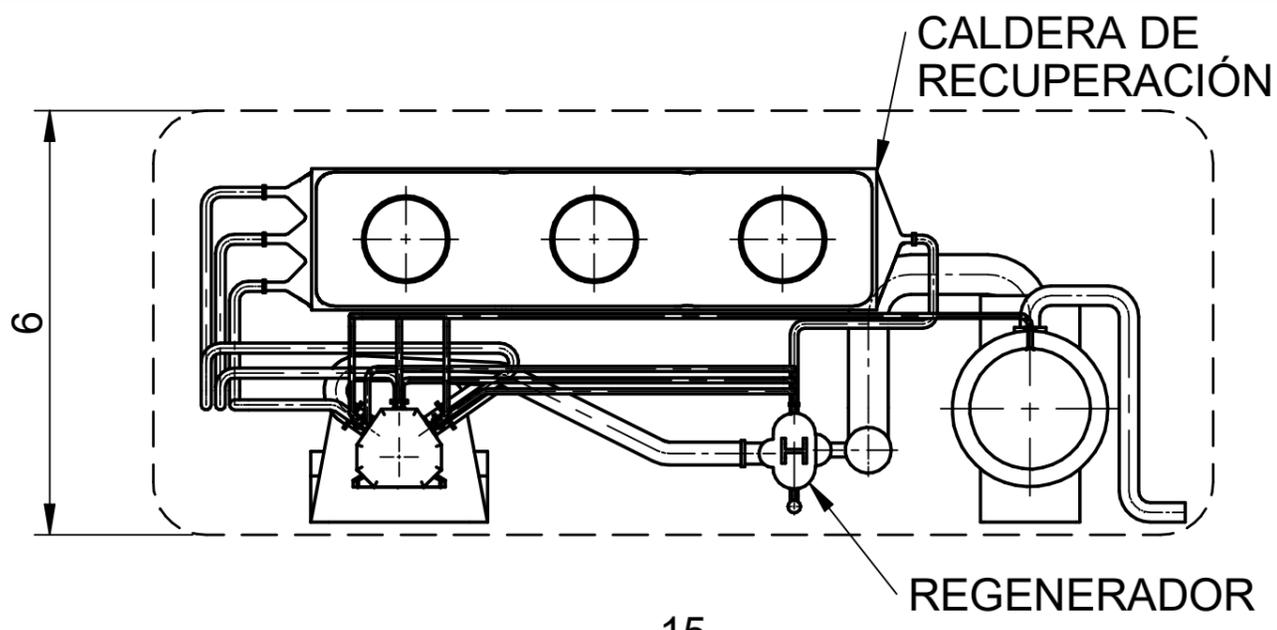
Anexo A

Planos

A.1. Planta del ciclo de Rankine Orgánico.

1 2 3 4 5 6 7 8

A
B
C
D
E
F



*Cotas en metros

MATERIAL	-	FORMATO	A3	TÍTULO SUPLEMENTARIO	Planta del ciclo de potencia
TOLERANCIA	-			TÍTULO	ORC Fábrica cementera
DIBUJADO	Lorenzo Serrat Albano	FECHA	23/06/23		
COMPROBADO	José Porras Galán	FECHA	23/06/23		
ESCALA:	1:100	FIRMA			
					CÓDIGO
					1.1

SOLID EDGE ACADEMIC COPY

1 2 3 4 5 6 7 8

Anexo B

Alineación con los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)

El presente proyecto se encuentra alineado con algunos de los objetivos y líneas de acción del desarrollo sostenible propuestos por la ONU en 2015 [79]. El objetivo primario de este proyecto es el número 9:

Objetivo 9: Construir infraestructuras resilientes, promover la industrialización sostenible y fomentar la innovación. Este proyecto está en línea con hacer más sostenible a la industria del cemento gracias a la reducción de su consumo energético y de sus emisiones. Además, esta solución protege a la fábrica de cortes en el suministro, lo que la hace más resiliente y reduce sus riesgos. Los resultados positivos y las oportunidades que brindan este tipo de proyectos de eficiencia energética fomentan a que más fábricas en España y en el mundo pueden adoptarlos y conseguir un impacto positivo a nivel global.

Junto con este objetivo principal, el proyecto tiene como objetivos secundarios los siguientes:

Objetivo 7: Garantizar el acceso a una energía asequible, segura, sostenible y moderna para todos. La electricidad generada con el ORC viene del aprovechamiento de una energía residual que iba a ser desechada, por lo que contribuye a mejorar la eficiencia energética de la fábrica y la hace más sostenible. Además, se ha demostrado que esta electricidad será más barata que la comprada de la red en el ya que en sólo será necesaria una inversión inicial para instalar el ciclo de potencia y un pequeño coste periódico en mantenimiento; convirtiéndola así en una energía asequible. Por último, al reducir el consumo eléctrico de la red, se está dejando hueco para que accedan o tengan un mejor servicio otros consumos que requieran de esa energía.

Objetivo 11: Lograr que las ciudades y los asentamientos humanos sean inclusivos, seguros, resilientes y sostenibles. Este proyecto da un paso más en la descarbonización del cemento, ingrediente principal en la construcción de la mayoría de las infraestructuras. Potenciar esta y otras medidas que reduzcan la huella de carbono del cemento permitirá que las ciudades sean más sostenibles utilizando materiales más respetuosos con el medio ambiente.

Objetivo 13: Adoptar medidas urgentes para combatir el cambio climático y sus efectos. El objetivo de este proyecto es aumentar la eficiencia energética de una fábrica de cemento aprovechando el calor de los gases emitidos. Por un lado, la electricidad generada sustituirá a parte de la que hasta ahora se consume de la red, reduciendo la demanda y contribuyendo a evitar que no se pongan en funcionamiento centrales fósiles. Por otro lado, la electricidad generada está exenta de emisiones, pues no añade ningún gas extra al que ya se genera el propio proceso de producción de cemento. En resumen,

se está consiguiendo reducir el consumo eléctrico del país y evitando emisiones de CO_2 , NO_x , PM y otros contaminantes asociados a la quema de combustibles fósiles. Un paso hacia delante en los esfuerzos hacia una sociedad neutra en carbono.

Objetivo 15: Proteger, restablecer y promover el uso sostenible de los ecosistemas terrestres, gestionar los bosques de forma sostenible, luchar contra la desertificación, detener e intervenir la degradación de las tierras y poner freno a la pérdida de la diversidad biológica. Gracias a reducir el consumo eléctrico, se está fomentando el no necesitar de plantas de generación energética de cualquier tipo. En general, las renovables como la solar o la eólica ocupan mucho terreno que es robado de los ecosistemas terrestres y suelen tener impacto en la biodiversidad de la zona. Las no renovables, pese a ser más compactas, requieren la explotación de yacimientos que también tienen impactos negativos en los ecosistemas por la contaminación que causan y el movimiento de tierras.