



APLICACIÓN DEL MÉTODO PINCH POINT PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA DE PROCESOS INDUSTRIALES

Autor: Teodoro Nogueras Romero
TUTOR: FRANCISCO BAS JIMÉNEZ

Contenido

APLICACIÓN DEL MÉTODO PINCH POINT PARA LA MEJORA DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA DE PROCESOS INDUSTRIALES.....	1
ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	4
ÍNDICE DE TABLAS	5
1. RESUMEN DEL TFM Y PALABRAS CLAVES.....	8
2. INTRODUCCIÓN Y JUSTIFICACIÓN	9
3. ESTADO DEL ARTE	10
3.1. Historia de los intercambiadores de calor	10
3.2. Contacto directo	11
3.2.1. Líquidos inmiscibles	11
3.2.2. Gas-Líquido.....	11
3.2.3. Líquido-Vapor	12
3.3. Contacto indirecto	12
3.3.1. Tubulares:	12
3.3.1.1. De doble tubo:	13
3.3.1.2. Carcasa y tubo:.....	13
3.3.1.3. De espiral:	14
3.3.2. De placas	14
3.3.2.1. Placa y marco:	14
3.3.2.2. Placa en espiral:.....	15
3.3.3. Lamella	15
3.3.4. Regenerativos	15
3.3.4.1. Matriz Fija:	16
3.3.4.2. Rotativos:	16
3.3.5. Superficie extendida	16
3.3.5.1. Refrigerados por aire:	16
3.3.5.2. Microcanales:	17
3.3.5.3. Tubo estriado de cobre	17
3.3.5.4. Tubos planos:	18
3.4. Según disposición del flujo:	18
3.4.1. Paralelo:.....	18

3.4.2.	Contracorriente:	19
3.4.3.	Cruzado:	19
3.4.3.1.	Sin mezclar – Sin Mezclar:.....	20
3.4.3.2.	Sin Mezclar – Mezclado:.....	20
3.4.3.3.	Mezclado -Mezclado:	20
4.	EL PINCH POINT.....	21
4.1.	Concepto.....	22
4.1.1.	Curvas compuestas	24
4.2.	Método de la tabla o Linnhoff	25
4.2.1.	Gran curva compuesta	26
4.3.	La temperatura de acercamiento del Pinch Point	26
4.3.1.	Efectos de la variación de la temperatura de acercamiento.	28
4.4.	Ventajas e inconvenientes de la metodología	32
5.	PLANTEAMIENTO DEL CASO	33
5.1.	Contexto.....	33
5.2.	Refino de aceite	34
5.3.	Desodorización	37
6.	RESOLUCIÓN	40
6.1.	Planteamiento.....	40
6.2.	Cálculos	44
6.2.1.	Tabla de Linnhoff.....	45
6.3.	Resultados	46
6.4.	Interpretación de resultados	50
7.	ESTUDIO ECONÓMICO.....	51
7.1.	Estudio de costes	51
7.1.1.	Costes de la energía.....	51
7.1.2.	Coste de los intercambiadores de calor.....	54
7.1.3.	Subvención	55
7.1.4.	Parámetros económicos.....	56
7.1.4.1.	TIR.....	60
7.1.4.2.	VAN	61
8.	CONCLUSIONES.....	67

8.1. Recuperación de inversión	68
8.2. Inversión inicial	69
9. ACTUACIONES FUTURAS	74
10. BIBLIOGRAFÍA	75

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1: Familia intercambiadores de calor (creación propia)	11
Ilustración 2: Intercambiador Gas-Líquido (Cofrico, 2025).....	12
Ilustración 3: intercambiador de carcasa y tubo de dos pasos (froztec)	13
Ilustración 4: intercambiador en espiral (UNGGUL PRAKARSA PRISMA)	14
Ilustración 5: intercambiador de placa y marco (M.R. Franceschini LLC,2022)	15
Ilustración 6: Intercambiador de calor regenerativo rotativo (RECUPERATOR THE HEAT EXCHANGER, 2021)	16
Ilustración 7: Intercambiador de calor de microcanales (SCHWÄMMLE GmbH, 2026).....	17
Ilustración 8: flujo paralelo (LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS I, UNIVERSIDAD DEL ZUILA, MARIANELA FERNÁNDEZ; SIN AÑO).....	18
Ilustración 9: flujo contracorriente (LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS I, UNIVERSIDAD DEL ZUILA, MARIANELA FERNÁNDEZ; SIN AÑO).....	19
Ilustración 10: flujo cruzado (INTERCAMBIADORES DE CALOR DE DOBLE TUBO, Worldpress, 2014)	19
Ilustración 11: Diagrama de capas, (Pinch Analysis and Process Integration. Oxford, Reino Unido, BH, 2007)	22
Ilustración 12: Efectos de la variación de la temperatura de acercamiento (THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS, Manchester, England, 1982)	27
Ilustración 13: Relación entre coste y temperatura de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)	28
Ilustración 14: Relación entre el coste de la energía y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986).....	29
Ilustración 15: Relación entre el coeficiente de transferencia de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)	29
Ilustración 16: Relación entre el coste del intercambiador de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)	30

Ilustración 17: Relación entre el flujo de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986).....	30
Ilustración 18: Relación entre la temperatura de acercamiento y el coste. (THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS, Manchester, England, 1982)	31
Ilustración 19: Demanda total de aceite de oliva (INFORME MENSUAL DE LA SITUACIÓN DE MERCADO DEL SECTOR DEL ACEITE DE OLIVA Y LA ACEITUNA DE MESA, España, 2026).....	33
Ilustración 20: Producción de aceite de oliva (INFORME MENSUAL DE LA SITUACIÓN DE MERCADO DEL SECTOR DEL ACEITE DE OLIVA Y LA ACEITUNA DE MESA, España, 2026).....	34
Ilustración 21: PFD, desodorización del aceite (creación propia basada en Velázquez Alonso, 2006)	37
Ilustración 22: comparación transferencia de calor de flujo a contracorriente y paralelo (Computational analysis of two-phase flow and heat transfer in parallel and counter Flow, 2016).....	41
Ilustración 23: Relación entre superficie de intercambio y tipo de flujo (Heat Exchanger Design. Nueva York, Estados Unidos, 1989)	41
Ilustración 24: Intercambiadores de calor de placa (HEAT EXCHANGERS, Sin Fecha)	42
Ilustración 25: Gráfica de los resultados de la tabla de Linnhoff (Creación propia)	46
Ilustración 26: División en zonas de la Gráfica de la tabla de Linnhoff (Creación propia).....	47
Ilustración 27: Red de intercambio HEN (Creación propia)	48
Ilustración 28: PFD de la integración de la red HEN (creación propia basada en Velázquez Alonso, 2006)	49
Ilustración 29: Leyenda PFD (creación propia)	49

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Corrientes identificadas en el proceso (creación propia).....	38
Tabla 2: Propiedades del aceite (Velázquez Alonso, 2006)	38
Tabla 3: Propiedades del gas Natural (Naturgy, 2023; SEDIGAS,2011).....	39
Tabla 4: Tabla de Linnhoff (Creación propia)	45
Tabla 5: aumento interanual del precio del Gas Natural (creación propia).....	52
Tabla 6: Estimación precios del Gas Natural próximo año (Creación propia)	52
Tabla 7: Aumento interanual del precio de la electricidad (creación propia)	53
Tabla 8: Estimación precios de la Electricidad próximo año (Creación propia)	53
Tabla 9: Calculo coste inversión del intercambiador (creación propia)	54

Tabla 10: Precios de cada escenario (creación propia)	56
Tabla 11: Calculo amortización escenario 1 (creación propia)	57
Tabla 12: Calculo amortización escenario 2 (creación propia)	57
Tabla 13: Energía del sistema antes de implementar la red HEN (creación propia)	58
Tabla 14: Necesidad energéticas del sistema tras implementar la red HEN (creación propia)	58
Tabla 15: Ahorros en Euros del escenario 1 (Creación propia)	59
Tabla 16: Ahorros en Euros del escenario 2 (Creación propia)	59
Tabla 17: Ahorros del sistema en Euros por escenarios (Creación propia).....	60
Tabla 18: TIR en porcentaje de cada intercambiador de cada escenario (Creación propia).....	60
Tabla 19: TIR del sistema en porcentaje de cada escenario (Creación propia)	61
Tabla 20: VAN del intercambiador 1 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	62
Tabla 21: VAN del intercambiador 2 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	62
Tabla 22: VAN del intercambiador 3 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	63
Tabla 23: VAN del intercambiador 4 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	63
Tabla 24: VAN del intercambiador 5 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	64
Tabla 25: VAN del intercambiador 6 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	64
Tabla 26: VAN del intercambiador 7 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	65
Tabla 27: VAN del intercambiador 8 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia).....	65
Tabla 28: VAN de la red HEN 1 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)	66
Tabla 29: Intercambiadores ordenados de menor a mayor amortización del escenario 1 (Creación propia)	68
Tabla 30: Intercambiadores ordenados de menor a mayor amortización del escenario 2 (Creación propia)	68
Tabla 31: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 1 (Creación propia)	69
Tabla 32: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 2 (Creación propia)	69
Tabla 33: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 1 (Creación propia)	70

Tabla 34: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 2 (Creación propia)	70
Tabla 35: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro de Gas Natural de cada escenario (Creación propia)	71
Tabla 36: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro de Electricidad de cada escenario (Creación propia)	71
Tabla 37: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro total de cada escenario (Creación propia)	71

1. RESUMEN DEL TFM Y PALABRAS CLAVES

El presente Trabajo de Fin de Máster tiene como objetivo el estudio y análisis de los intercambiadores de calor y de la metodología Pinch Point y en concreto el algoritmo de Linnhoff, como herramienta de optimización energética aplicada al proceso industrial de refino de aceite de oliva.

Se estudiarán las diferentes geometrías de intercambiadores disponibles en el mercado y el flujo de los fluidos. También se abordarán los fundamentos teóricos de la metodología Pinch Point y del algoritmo de Linnhoff. Asimismo, se analizan los efectos de la temperatura mínima de acercamiento sobre la recuperación energética y sobre el dimensionamiento económico de los equipos.

Como aplicación práctica, la metodología es implementada sobre el proceso de refino químico del aceite de oliva, con el objetivo de evaluar el potencial de recuperación térmica del sistema y reducir las necesidades de calentamiento y enfriamiento externos. A partir del análisis de las corrientes térmicas del proceso, se determina el Pinch Point y se diseña una red de intercambio de calor optimizada teniendo en cuenta la regla de oro.

Los resultados obtenidos demuestran que la aplicación de la metodología Pinch permite mejorar significativamente la eficiencia energética del proceso industrial, reduciendo el consumo energético, los costes operativos y las emisiones asociadas, lo que se traduce en un gran ahorro económico.

Además, el presente documento pone de manifiesto la importancia de una adecuada selección tecnológica de los intercambiadores de calor y de la optimización de la temperatura mínima de acercamiento para alcanzar un equilibrio técnico y económico adecuado.

Palabras clave:

Pinch Point, eficiencia, algoritmo de Linnhoff, intercambiador de calor, carcasa y tubo, red de intercambio de calor, red HEN, ahorro, emisiones, optimización energética, aceite de oliva, refino, transferencia de calor, temperatura mínima de acercamiento, CAE, CO₂, ODS.

2. INTRODUCCIÓN Y JUSTIFICACIÓN

La creciente competitividad y concienciación medioambiental en el sector industrial, ha impulsado el desarrollo de tecnologías orientadas a la optimización energética de los procesos industriales, con el fin de reducir los costes y la contaminación generada por el propio proceso. En este contexto, la recuperación de energía mediante intercambiadores de calor se ha consolidado como una de las estrategias indispensable para reducir el consumo de energía, con el fin de minimizar las emisiones de gases de efecto invernadero y mejorar la competitividad de las instalaciones industriales.

Por ello este Trabajo de Fin de Master (TFM), se centrará en el método Pinch Point, el cual es usado para maximizar la recuperación de energía en sistemas que necesiten calor. Para ello se abordarán las tecnologías disponibles actualmente en el mercado, los fundamentos teóricos y se realizará un estudio de un caso real analizando los resultados y haciendo una propuesta técnico-económica de mejora.

El objetivo final del presente trabajo es proporcionar una visión integral de la metodología del Pinch Point como herramienta en la ingeniería para optimizar los intercambiadores de calor, evaluando su potencial para la mejora del rendimiento energético de procesos industriales y su contribución a los objetivos de sostenibilidad y eficiencia.

3. ESTADO DEL ARTE

3.1. Historia de los intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un equipo industrial que se usa para transferir calor de una corriente de un fluido a otro a diferente temperatura. Esta transferencia se puede hacer mediante el contacto directo entre ambos fluidos miscibles o no miscibles o por contacto indirecto, es decir con una superficie entremedias.

Estos equipos se empezaron a idear durante la revolución industrial (siglo XVIII) y James Watt fue su precursor. Creó un intercambiador de calor primigenio añadiendo a la recientemente inventada máquina de vapor un condensador con el objetivo de aumentar la eficiencia y la potencia de la máquina. (1. genemc, 2024).

Sin embargo, el primer intercambiador moderno (de carcasa y tubo), se desarrolló en el siglo XX, en la década de 1920 para la industria alimentaria, diez años después, en 1930, Suecia desarrolló el primer intercambiador de espiral para su industria alimentaria y Reino Unido el de aletas de placas hecho en cobre para la refrigeración de los motores de las aeronaves. Además, durante este periodo, también se investigó sobre nuevos materiales que pudieran trabajar en ambientes corrosivos. (2. Hi-eff, 2024).

Tres décadas más tarde, en 1960, el rápido desarrollo del sector espacial demandaba intercambiadores más eficientes y compactos, unido a la mejora tecnológica del estampado, soldadura y sellado, hizo crecer fuertemente el uso de intercambiadores de placas compactos y se mejoró la eficiencia de los de carcasa y tubo cuando trabajaban a altas presiones y temperaturas. (2. Hi-eff, 2024).

Dentro de los intercambiadores existen varias familias según el contacto entre fluidos, el flujo y según su construcción geométrica.

En la siguiente imagen se expone un esquema de estas familias:

Intercambiadores de calor

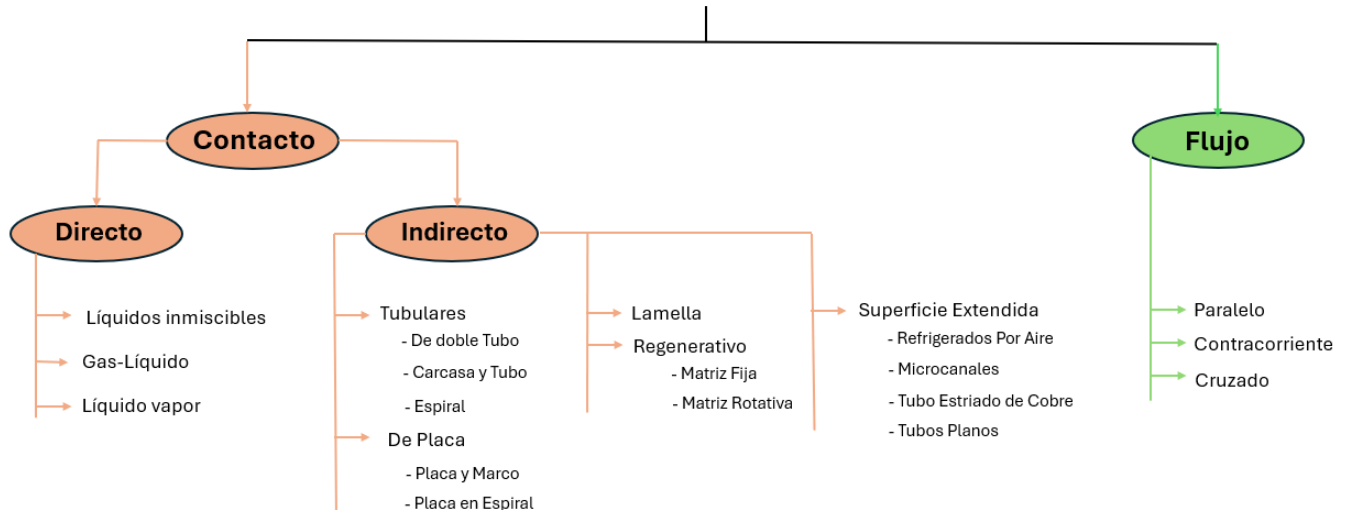


Ilustración 1: Familia intercambiadores de calor (creación propia)

3.2. Contacto directo

Este tipo de intercambiadores de calor consiste en el contacto directo entre dos fluidos uno a enfriar y otro a calentar para la transferencia de calor, pudiendo ser ambos fluidos o uno de ellos un gas. Este tipo de sistema suele llevar aparejado una transferencia de masa total o parcial, pero se consigue una muy alta transferencia de calor en comparación con los de contacto indirecto. (3. Shah, R. K., & Sekulić, D. P., 2003).

De este tipo de intercambiadores de calor hay varios subtipos:

3.2.1. Líquidos inmiscibles

Esta subcategoría consiste en el contacto directo entre dos fluidos inmiscibles monofásicos. (3. Shah, R. K., & Sekulić, D. P., 2003).

3.2.2. Gas-Líquido

En este tipo se usan dos fluidos uno, un gas, comúnmente el aire y otro un líquido, el agua. Este sistema se puede usar tanto para el enfriamiento del líquido como para la humidificación del gas usado, en ambas aplicaciones, el líquido se evapora parcialmente y se mezcla con el gas.

En este método el 90% del intercambio de calor se debe a la transferencia de masa mencionada en el párrafo anterior. (3. Shah, R. K., & Sekulić, D. P., 2003).

Un ejemplo muy común de estos tipos de intercambiadores es el de una torre de refrigeración como el que se muestra en la siguiente imagen:

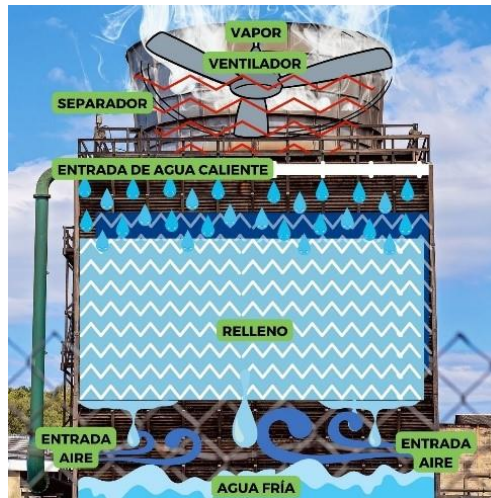


Ilustración 2: Intercambiador Gas-Líquido (Cofrico, 2025)

3.2.3. Líquido-Vapor

En este caso el líquido es el fluido a calentar, normalmente suele ser el agua, y el gas es un vapor. (3. Shah, R. K., & Sekulić, D. P., 2003).

3.3. Contacto indirecto

La base de funcionamiento de esta clase de intercambiadores de calor, es que a diferencia de los de contacto directo, en estos, los fluidos no entran en contacto, es decir las corrientes permanecen separadas en todo momento y la transferencia de calor se realiza a través de una superficie.

Este tipo de intercambiadores se pueden clasificar en los siguientes tipos según su geometría de construcción:

3.3.1. Tubulares:

Esta subcategoría se caracteriza por estar hechos de tubos con sección circular por los que circula un fluido y por su exterior otro. (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

Este tipo destaca por su gran flexibilidad de diseño, teniendo las siguientes configuraciones:

3.3.1.1. De doble tubo:

La configuración típica consiste en un tubo concéntrico dentro de otro. Esta configuración permite aumentar el número de tubos colocándolos tanto en serie como en paralelo.

Este tipo de intercambiadores se usa cuando las necesidades de superficie de intercambio son menores o iguales a 50 m^2 , además también son muy útiles cuando ambos fluidos están a altas presiones. (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

3.3.1.2. Carcasa y tubo:

Este tipo de intercambiadores consiste en numerosos tubos de sección circular dentro de una carcasa cilíndrica paralelos a la misma. En este caso un fluido circula por el interior de los tubos y el otro por el exterior de los tubos y paralelo a estos, pero por el interior de la carcasa. (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

El objetivo final de este diseño es mejorar la expansión térmica y reducir los costes de fabricación (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

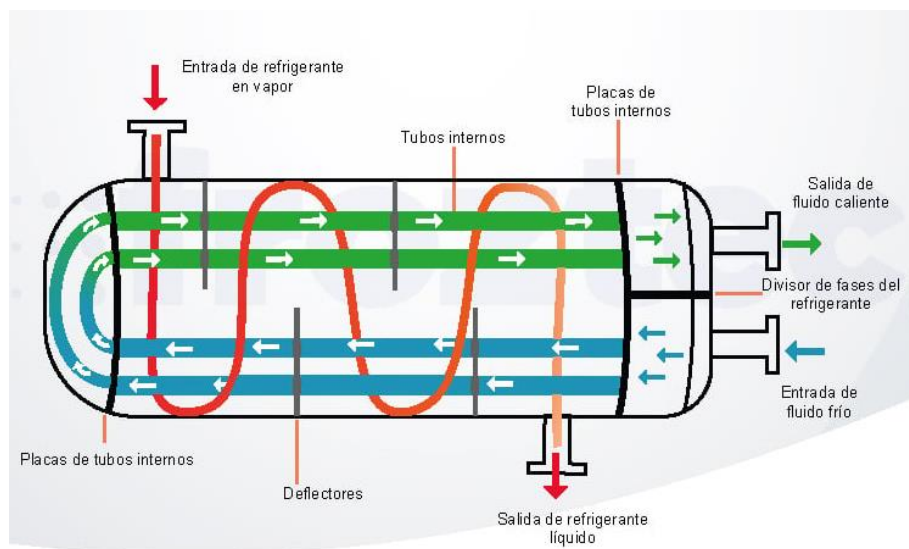


Ilustración 3: intercambiador de carcasa y tubo de dos pasos (froztec)

3.3.1.3. De espiral:

Esta subcategoría consiste en una bobina de tubos colocada dentro de una carcasa. Puede funcionar como un condensador o como un evaporador coaxial (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

La ventaja de este tipo de intercambiadores en comparación con los anteriores es que tiene un mayor coeficiente de transferencia de calor (4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. 2012).

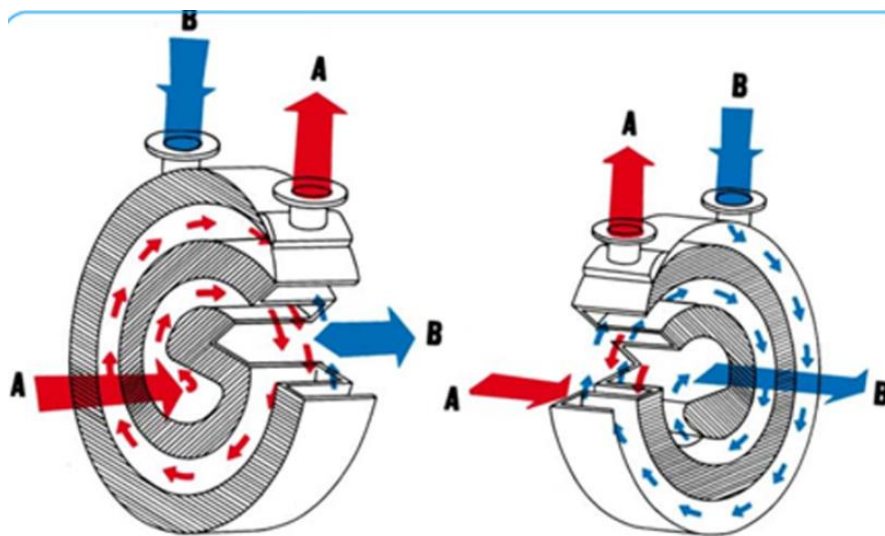


Ilustración 4: intercambiador en espiral (UNGGUL PRAKARSA PRISMA)

3.3.2. De placas

Este tipo de intercambiadores son menos utilizados que la familia anterior, pero aun así existen varias subcategorías:

3.3.2.1. Placa y marco:

Este tipo de intercambiadores consiste básicamente en un conjunto de placas de metal corrugado en contacto, las cuales tienen cuatro orificios que funcionan como entradas y salidas, y se sellan de forma que el flujo de los fluidos se alterne entre las placas tal y como se muestra en la siguiente imagen (Thulukkanam, k. 2013).

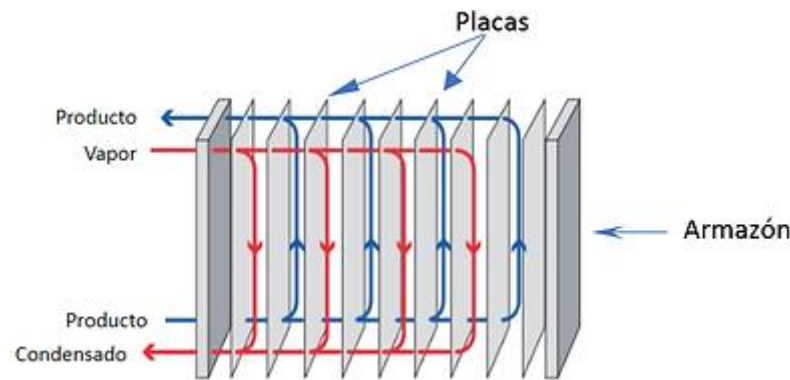


Ilustración 5: intercambiador de placa y marco (M.R. Franceschini LLC, 2022)

3.3.2.2. Placa en espiral:

Esta subcategoría consiste en placas largas enrolladas alrededor de un eje, con una separación uniforme en toda la espiral (Thulukkanam, k. 2013).

Este tipo de intercambiadores sigue la misma filosofía que el intercambiador de tubo en espiral (apartado 3.3.1.3.), solo que en vez de ser tubos son placas.

3.3.3. Lamella

Este tipo de intercambiadores son un híbrido entre el de carcasa y tubo y el de placa y marco. Ya que sigue la misma filosofía de diseño que el de carcasa y tubo, al disponer de una carcasa exterior cilíndrica. Sin embargo, en su interior los tubos circulares son sustituidos por una serie de placas finas y paralelas separadas lo justo para crear un estrecho canal entre ellas. (Thulukkanam, k. 2013).

3.3.4. Regenerativos

Este tipo de intercambiadores se usa para recuperar el calor principalmente de los gases de escape de una combustión, consiguiendo así mejorar la eficiencia de la planta.

Se suelen usar en las turbinas de gas para calentar con los gases de escape el aire que salen del compresor, lo que se traduce en un ahorro de combustible. Se clasifican en los siguientes tipos: (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.3.4.1. Matriz Fija:

En este tipo, la regeneración consiste en soplar periódicamente y alternando aire caliente y frío a una matriz fija. El objetivo de este proceso es calentar la matriz con el soplado del aire caliente para después calentar el aire frío soplando a la propia matriz fija. (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.3.4.2. Rotativos:

El principio de funcionamiento de este tipo de intercambiadores regenerativos es el mismo que el de la matriz fija, a diferencia de estos, en este caso en lugar de cambiar la corriente de soplado, lo que se hace es girar la matriz hacia la corriente deseada (6. Thulukkanam, K. 2024).

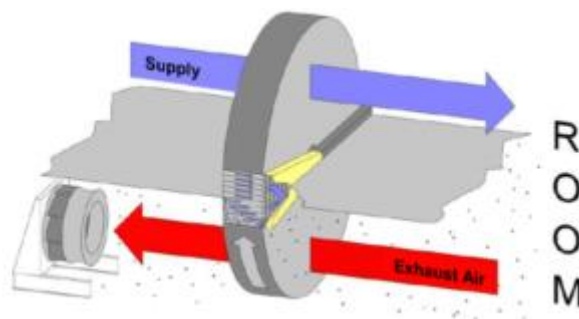


Ilustración 6: Intercambiador de calor regenerativo rotativo (RECUPERATOR THE HEAT EXCHANGER, 2021)

3.3.5. Superficie extendida

Se usan cuando los gases o líquidos que van a realizar la transferencia de calor tienen un bajo coeficiente de transferencia térmica. Por lo que se necesita una mayor superficie de transferencia, esto se consigue uniendo unas aletas a la superficie primaria de intercambio.

De esta categoría nos encontramos los siguientes tipos: (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.3.5.1. Refrigerados por aire:

Este tipo de intercambiadores pueden ser de paso único o de multipaso, cuyos tubos son de sección circular y acaban en unas cabeceras de sección rectangular. A los tubos se les encuentran unidos unas aletas para aumentar la superficie de intercambio, las cuales suelen ser de aluminio, mientras que los tubos son de acero al carbono o acero inoxidable.

El funcionamiento de este tipo de intercambiadores consiste en hacer pasar el líquido caliente a enfriar a través de los tubos, mientras que un ventilador empuja el aire ambiente axialmente hacia los tubos (6. Thulukkanam, K. 2024).

Un ejemplo para este tipo de intercambiadores son los radiadores de los coches.

3.3.5.2. Microcanales:

Esta subcategoría funciona con refrigerante o con agua a través de los tubos o de canales cerrados, mientras que el aire fluye en corriente cruzada a través de estos tubos.

Estos intercambiadores están formados por tres partes, la cabecera, el multipuerto del tubo microcanal, y las aletas de rejilla, las cuales están unidas mediante soldaduras (6. Thulukkanam, K. 2024).

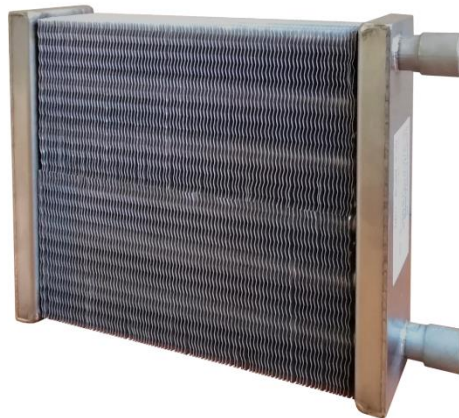


Ilustración 7: Intercambiador de calor de microcanales (SCHWÄMMLE GmbH, 2026)

3.3.5.3. Tubo estriado de cobre

Estos también se conocen como “microfin tubes”, los tubos al ser de cobre tienen una mayor eficiencia y transferencia de calor que los de materiales tradicionales como el aluminio o el acero. Al ser más eficientes necesitan menos refrigerante, aletas y bobinados, lo que a su vez permite hacer intercambiadores más pequeños y ligeros (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.3.5.4. Tubos planos:

Consisten en tubos planos con canales de superficie extendida unidos a aletas, el flujo a través de estas aletas está optimizados de forma que se mejora la eficiencia pudiendo reducir el peso.

Este tipo de intercambiadores se usan cuando se quiere un alto rendimiento cuando se tienen fluidos con una mala transferencia de calor como los aceites (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.4. Según disposición del flujo:

Hay varias maneras de hacer fluir los fluidos por el interior de los intercambiadores, paralela, a contracorriente y flujo cruzado (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.4.1. Paralelo:

En esta configuración las corrientes de fluidos entran por la misma cara del intercambiador con la misma dirección y fluyen paralelos entre ellos y salen por el mismo final.

Este tipo de configuración es la que tiene la menor efectividad en la transferencia de calor (6. Thulukkanam, K. 2024).

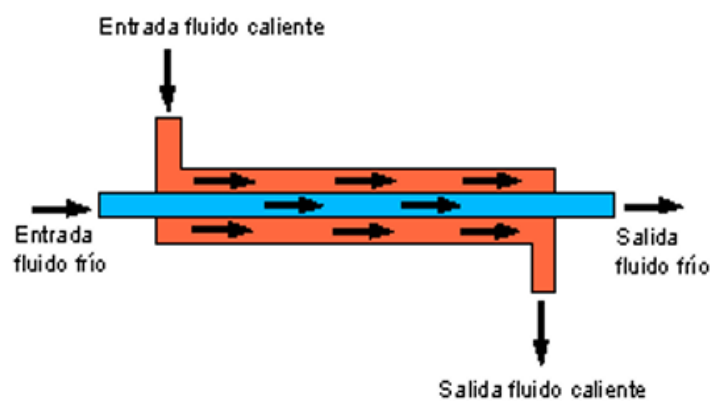


Ilustración 8: flujo paralelo (LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS I, UNIVERSIDAD DEL ZUILA, MARIANELA FERNÁNDEZ; SIN AÑO)

3.4.2. Contracorriente:

Sin embargo, a diferencia del caso anterior a contracorriente los fluidos circulan paralelos entre ellos, pero en direcciones opuestas.

Idealmente esta es la configuración más eficiente para intercambiadores de un solo paso, además es la que produce menor estrés térmico a las paredes de los tubos (6. Thulukkanam, K. 2024).

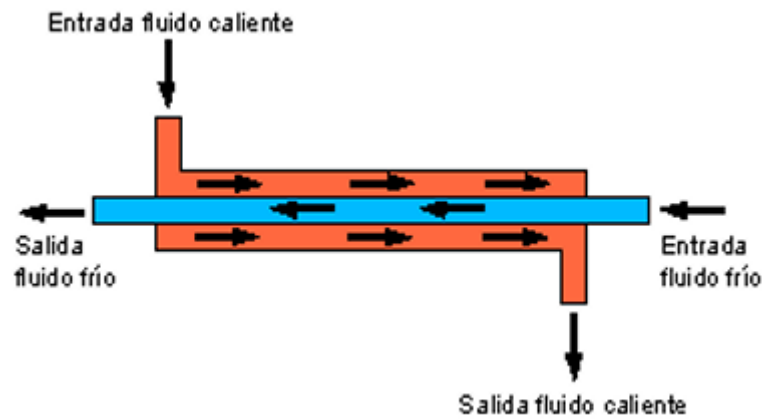


Ilustración 9: flujo contracorriente (LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS I, UNIVERSIDAD DEL ZUILA, MARIANELA FERNÁNDEZ; SIN AÑO)

3.4.3. Cruzado:

Este caso es diferente a los anteriores, con esta configuración los fluidos fluyen perpendicularmente entre ellos (6. Thulukkanam, K. 2024).

En esta configuración nos encontramos con varias subcategorías:

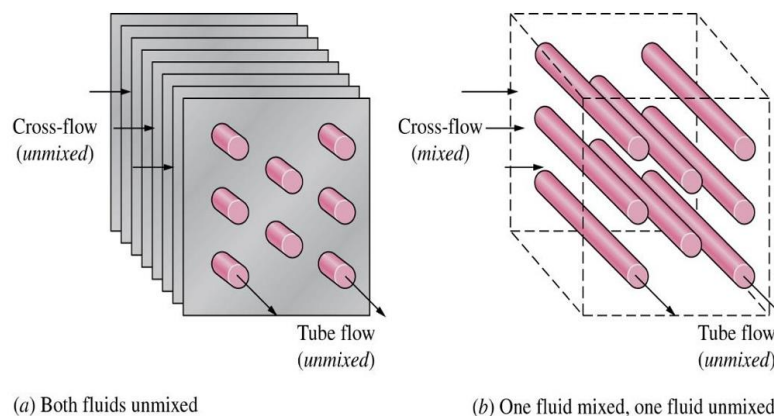


Ilustración 10: flujo cruzado (INTERCAMBIADORES DE CALOR DE DOBLE TUBO, Worldpress, 2014)

3.4.3.1. Sin mezclar – Sin Mezclar:

Esta configuración usa el flujo de corrientes sin mezclar y es el más comúnmente usada ya que simplifica el diseño de la cabecera.

La desventaja es que si se quieren eficiencias de al menos el 80%, el aumento de tamaño será excesivo comparados con el tamaño necesario de la configuración a contracorriente (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.4.3.2. Sin Mezclar – Mezclado:

Esta disposición de flujo consiste en que en el interior de un número determinado de tubos fluye confinado un fluido, mientras que por su exterior, sin estar confinado en ningún tubo, fluye el otro fluido (6. Thulukkanam, K. 2024).

3.4.3.3. Mezclado -Mezclado:

A diferencia de los casos anteriores, en este ninguno de los dos fluidos se encuentran confinados, es decir cada fluido fluye por una única canalización (6. Thulukkanam, K. 2024).

4. EL PINCH POINT

Este método fue desarrollado durante la década de 1970 por investigadores de la universidad de ETH Zürich y la universidad de Leeds, y desde entonces se ha estado evolucionando continuamente debido a su elevada capacidad para optimizar el consumo energético en procesos industriales. El primer actor de la industria que identificó el potencial de esta nueva técnica fue la empresa “Imperial Chemical Industries” (ICI. plc), la cual creó equipos de investigación y aplicación con el objetivo de profundizar en su desarrollo e implementación práctica (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Durante este periodo, ICI. plc quería aumentar en un 20% su capacidad de producción de destilación de combustible refinado, lo que suponía un aumento de la energía requerida por el proceso. Teniendo como única solución, la alternativa convencional de aumentar la generación de calor aportada al sistema, una solución que implicaba elevados costes económicos y que, además, presentaba limitaciones debido a la ausencia de espacio físico disponible para ampliar las instalaciones existentes (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Ante esta situación, ICI decidió aplicar el recientemente creado equipo de investigación especializado en el Pinch Point para esta tarea. El estudio realizado permitió determinar que, para alcanzar el incremento de producción previsto, no solo no era necesario aumentar el aporte energético, sino que incluso era posible reducir significativamente el consumo de energía respecto al utilizado hasta ese momento. Para llevar a cabo esta reducción de consumo se diseñó una red de intercambiadores que les supuso un ahorro de más de un millón de libras por año en energía y evitó la inversión en nuevos calentadores. Tras los resultados obtenidos, el método Pinch Point comenzó a adoptarse por una gran diversidad empresas aplicándose en numerosos proyectos y a una gran variedad de procesos de producción a gran escala, especialmente en la industria química. Su aplicación permitió alcanzar ahorros energéticos del 30%.

Estos buenos resultados impulsaron la continuidad de la investigación y el desarrollo de soluciones para hacer frente a los nuevos desafíos de la industria relacionados con la eficiencia energética, el consumo de combustible y con la emisión de gases contaminantes. Además, se consiguieron curvas de desarrollo reales mejores que las estimaciones originales, lo que permitió alcanzar los objetivos de eficiencia muy rápidamente (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Sin embargo, la implementación de todos estos cambios sobre unas instalaciones ya construida es muy costoso. Por lo que generalmente se solían dejar estas mejoras para futuros proyectos cuando hubiera tecnologías más modernas y eficientes (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

4.1. Concepto

El método del Pinch Point es un proceso termodinámico que consiste en ordenar las corrientes de tal modo que interactúen entre ellas e intercambien calor lo más eficientemente posible, con la menor intervención energética externa al proceso. Con este método no solo se consigue una mejora de la eficiencia sino también la simplificación y la reducción de la superficie y del tamaño de los equipos industriales usados (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Por todo lo explicado en el apartado anterior este método se ha convertido en un indispensable para las estrategias de desarrollo, optimización y diseño.

Para crear un procedimiento estándar y simple, se sistematizó este método con la creación del “diagrama de capas”, el cual hay que realizar de dentro hacia afuera, se representa en la siguiente ilustración (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

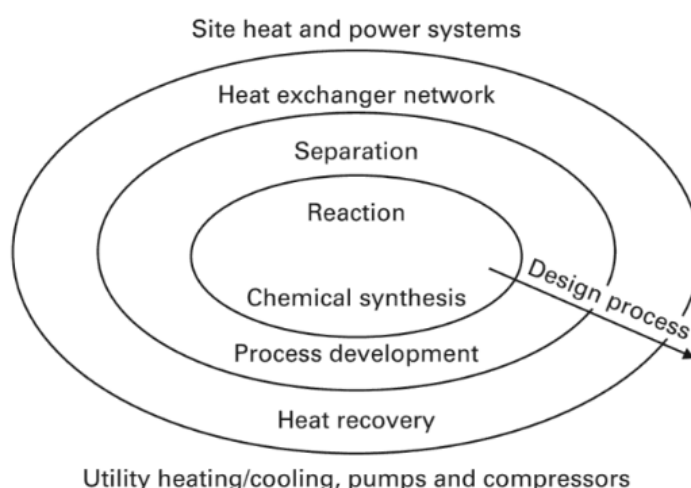


Ilustración 11: Diagrama de capas, (Pinch Analysis and Process Integration. Oxford, Reino Unido, BH, 2007)

Tal y como se puede ver en el “diagrama de capas”, en el centro se encuentra el proceso químico, esto quiere decir que todo el desarrollo del método se centra en la optimización y en la eficiencia energética del mismo, estudiando las corrientes

de salida y entrada de este. Una vez realizado este paso base, hay que realizar los siguientes:

1. Separación.
2. Red de intercambio de calor.
3. Calentamiento/ enfriamiento externo.

1. Separación: El objetivo de esta etapa es reconocer las necesidades energéticas del proceso. Para ello será necesario conocer las condiciones de operación del proceso identificando tanto las corrientes calientes como frías, lo que nos permitirá saber la energía con la que cuenta el proceso y la que le hace falta.
2. Red de intercambio de calor: en este paso se debe de diseñar el sistema o red de intercambiadores de calor más optimizado.
3. Calentamiento / enfriamiento externo: tras realizar el estudio de las necesidades energéticas del sistema, se suministrará calor o se sacará del sistema en caso de que fuera necesario.

El método Pinch Point se basa en la termodinámica clásica de manera práctica con un modelo matemático simple, al que le afecta principalmente dos parámetros, la diferencia de temperatura y la cantidad de calor transmitida. Si se estudian procesos con muy poca diferencia de temperatura, la cantidad de energía transferible es limitada, el área necesaria y el coste del equipo aumenta, ya que es más difícil intercambiar la energía. Por lo que hay que llegar a un equilibrio entre la energía a intercambiar y el coste de la red de intercambiadores (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Para desarrollar correctamente la metodología del Pinch Point es necesario representar corrientes del sistema de estudio y su energía, en una tabla de datos. Esta representación permite visualizar de forma más clara y fácil las corrientes que puedan dar y las que necesiten recibir energía. Además, este método permite determinar el punto de Pinch Point y la temperatura de acercamiento de Pinch Point, es decir, el punto en el que la diferencia de temperatura entre las corrientes frías y calientes es menor. Esta temperatura de acercamiento de Pinch Point es un parámetro fundamental, ya que permite dividir tanto la tabla como la gráfica en dos regiones, la que queda por encima del Pinch Point, la zona caliente, y la que queda por debajo, la zona fría.

4.1.1. Curvas compuestas

Para poder trabajar con numerosas corrientes al mismo tiempo se desarrolló el método de las curvas compuestas, el cual consiste en representar todas las corrientes de estudio tanto las calientes como las frías en una sola gráfica de Temperatura- Energía, para poder tratar el problema como uno de dos corrientes (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

En esta gráfica se representan las corrientes como si fueran vectores, dados por la temperatura de entrada y objetivo, una vez representadas todas las curvas (corrientes) calientes se combinará en una sola, la cual se llama “curva compuesta caliente” y se hará lo propio con las frías creando la “curva compuesta fría. De esta forma un caso complejo con numerosas corrientes se reduce a uno con solo dos corrientes, lo que resulta en una gran ventaja en simplicidad y ahorro de tiempo a la hora de realizar los cálculos (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Tras crear ambas curvas compuestas, se combinarán y se plasmarán en el mismo gráfico. El espacio entre ambas curvas representa el máximo calor extraíble o el mínimo enfriamiento externo necesario de la curva compuesta caliente y el máximo calor externo necesario para calentar la curva compuesta fría (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Con este método, la diferencia mínima de temperatura (menor separación entre corrientes) entre corrientes puede estar en cualquier parte de la misma, no necesariamente en el principio o el final. Esta mínima diferencia de temperatura es la conocida como “temperatura de acercamiento de Pinch Point” (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Esta temperatura de acercamiento puede ser dada tanto por las características técnicas de los intercambiadores de calor usados como por las propiedades del sistema estudiado.

4.2. Método de la tabla o Linnhoff

Este método a diferencia del anterior no es gráfico, es un balance entálpico representado en una tabla.

Este método no requiere del uso de gráficas y se realiza en los siguientes 3 pasos:

1. Calcular las diferencias de temperaturas entre las corrientes frías y calientes.
2. Realizar el balance de energía de las corrientes implicadas en el proceso.
3. Proporcionar el calor necesario.

Siguiendo estos pasos, se puede identificar el punto en el que no se transfiere energía, es decir, en el paso “2”, la temperatura con un valor asignado de transferencia de calor de cero. A este punto se le llama punto de pliegue, ya que es el momento en el que se invierte el flujo de calor entre las corrientes del proceso (8. Bacha Álvarez, Fortes-Rivas, Aguilar-Escalante, Rodolfo, Universidad La Salle México, 2007).

Esta tabla, se rellena colocando en la izquierda los intervalos de las temperaturas a estudiar, las cuales corresponden con las de las corrientes de estudio y los objetivos deseados. De esta forma se puede determinar si por cada intervalo de temperatura hay un superávit o un déficit de temperatura, asumiendo que al principio no se suministra calor y en una última columna se hace un balance de energía acumulado (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Como en las transferencias de energía nunca se va a poder transferir la totalidad de la energía disponible, a las temperaturas de las corrientes calientes se le restará la mitad de la temperatura de “Pinch Point” y a las frías se les sumará. Los intervalos de temperaturas de estudio se colocarán entre la temperatura real de la corriente y la modificada (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Con estas temperaturas modificadas también se pueden hacer curvas compuestas de igual modo a las explicadas en el apartado anterior. Estas curvas de temperatura modificada representan la cantidad máxima de calor que se puede transferir a la temperatura representada (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

4.2.1. Gran curva compuesta

Este tipo de gráfica representa el flujo de calor (eje X) y la temperatura modificada (eje Y). Estas curvas representan la diferencia entre el calor disponible en las corrientes calientes y el que necesitan las frías (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Este tipo de gráficas se interpretan sabiendo que el punto más superior de la curva es la energía necesaria a suministrar para alcanzar la temperatura objetivo y el punto más inferior es la a extraer. Además, también nos da información de que temperatura se necesita para llevar a cabo esos intercambios (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

En estas gráficas también se puede identificar el Pinch Point fácilmente, ya que es el punto en el que la energía es igual a cero y la curva toca el eje Y. El punto del Pinch Point, además también sirve para dividir la gráfica en dos regiones, la caliente (A) que queda por encima del Pinch Point y la fría (B) la que queda por debajo (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007).

Si en los cálculos de transferencia solo se tiene en cuenta la región A, se estima que solo se podrá hacer un ahorro del 10% y usando solo la B un 5%, sin embargo, si se tienen en cuenta ambas regiones se consiguen ahorros de hasta el 30% (7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, 2007)

4.3. La temperatura de acercamiento del Pinch Point

Se podría pensar que la temperatura de acercamiento de Pinch Point es un único valor numérico, sin embargo, en la práctica este parámetro es un rango de temperaturas, con un umbral superior e inferior. Mientras la diferencia de temperatura entre las corrientes se mantenga dentro de dicho intervalo, será posible realizar la integración energética mediante intercambio térmico interno sin necesidad de aporte energético externo. Por el contrario, cuando esta diferencia supere el límite establecido, será necesario recurrir a servicios auxiliares externos de calentamiento o enfriamiento. Esto significa que si la temperatura de acercamiento es mayor al umbral superior, no se alcanzará la temperatura de Pinch Point calculada, dando lugar a la necesidad de un calentamiento o enfriamiento exterior, tal y como se muestra en la siguiente ilustración con un ejemplo de intercambio entre una corriente a enfriar de 150 a 100°C (1) y otra a calentar de 25 a 60°C (2) (9. Linnhoff, Hindmarsh, 1982).

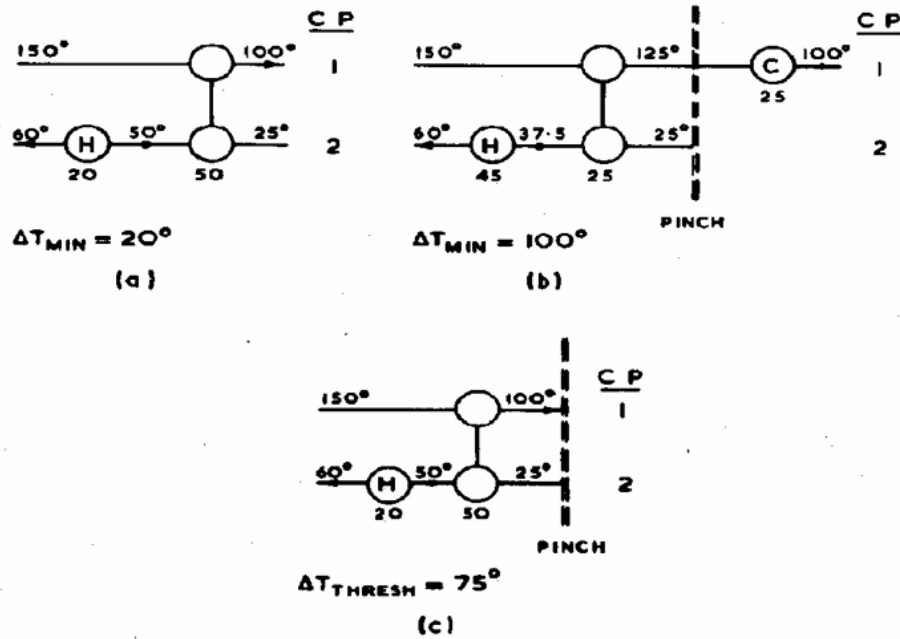


Fig. 4. (a) A threshold problem. (b) A pinched problem. (c) The threshold ΔT_{min} .

Ilustración 12: Efectos de la variación de la temperatura de acercamiento (THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS, Manchester, England, 1982)

Analizando el caso presentado en la ilustración anterior, se observa que en la figura 4 (a), se establece una temperatura de Pinch Point de 20°C. Sin embargo, si la analizamos, se observa que la diferencia mínima de temperatura es superior a estos 20°C, por lo que cumpliría con la restricción. Por otro lado, en la figura 4 (c), se establece una temperatura de Pinch Point de 75°C, valor que coincide con la diferencia mínima de temperaturas entre las corrientes, por lo que este caso también cumple. Pero si se establece como en la figura 4 (b) una temperatura de Pinch Point de 100°C, se supera la diferencia mínima de temperaturas (75°C), lo que obliga a aumentar la temperatura final de la corriente 1 de 100°C a 125°C para cumplir con la restricción impuesta del Pinch Point de una mínima diferencia de 100°C, obligando así a aplicar un enfriamiento externo para conseguir los deseados 100°C finales (9. Linnhoff, Hindmarsh, 1982).

4.3.1. Efectos de la variación de la temperatura de acercamiento.

Los profesores Yourun Li y R. L. Motard del departamento de ingeniería química de la universidad de Washington en San Luis, en 1986 investigaron los efectos de la variación de la temperatura de acercamiento, llegando a las siguientes conclusiones:

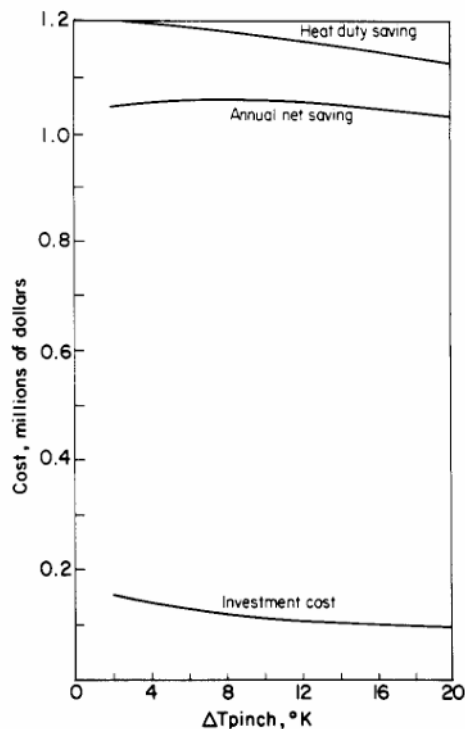


Figure 3. Relations between the costs and the ΔT_{pinch} .

Ilustración 13: Relación entre coste y temperatura de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)

La ilustración anterior muestra la relación entre la variación de la temperatura de acercamiento y el coste de inversión. Como se puede ver a medida que se va aumentando la temperatura, el coste de inversión disminuye. Lo que se podía intuir, ya que a medida que se aumenta la diferencia de las temperaturas de salida de las corrientes del intercambiador de calor, la transferencia de calor es menor, por lo que se necesitará una menor área y por tanto el coste de los equipos disminuye.

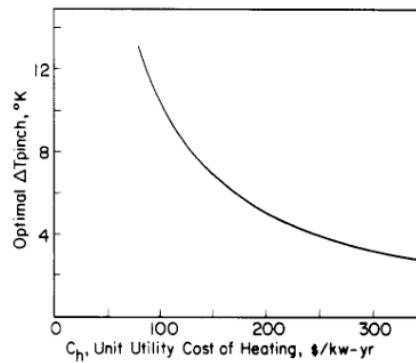


Figure 4. Relationship between the utility price and the optimal pinch approach temperature.

Ilustración 14: Relación entre el coste de la energía y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)

Esta ilustración relaciona el coste de cada kilovatio de calor intercambiado por año suministro con la temperatura de acercamiento. Se puede observar que a medida que se reduce la temperatura de acercamiento el coste de la energía aumenta. Esto se debe a que a medida que las temperaturas de salida de los intercambiadores se acercan, estos tienen que ser más avanzados tecnológicamente y tener una mayor superficie de intercambio.

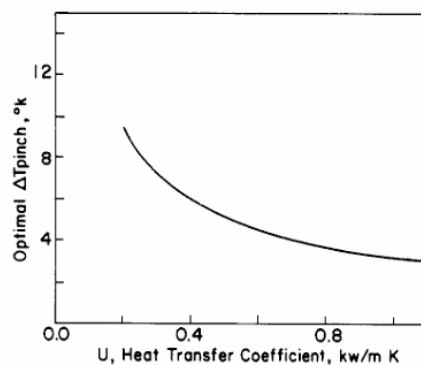


Figure 5. Relationship between the heat-transfer coefficient and the optimal pinch approach temperature.

Ilustración 15: Relación entre el coeficiente de transferencia de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)

En esta ilustración se representa la figura 5, en la que se observa que la temperatura óptima de acercamiento se reduce a medida que aumenta el coeficiente de transferencia de calor. Esto se debe a que a medida que el intercambiador es más eficiente, este es capaz de transferir energía con menores diferencias de temperaturas entre las corrientes.

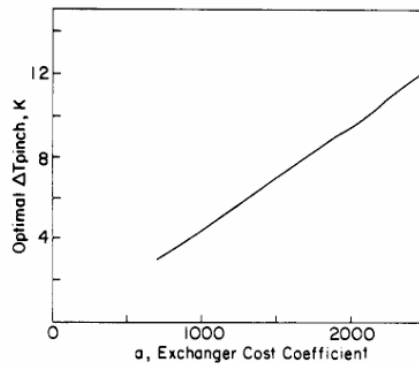


Figure 6. Relationship between the exchanger price and the optimal pinch approach temperature.

Ilustración 16: Relación entre el coste del intercambiador de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)

A diferencia de la ilustración de la figura 3, en esta se observa la relación entre el coste del intercambiador y la temperatura óptima de acercamiento. Con intercambiadores caros, el óptimo sería una temperatura de acercamiento alta, sin embargo, con intercambiadores baratos será una temperatura baja.

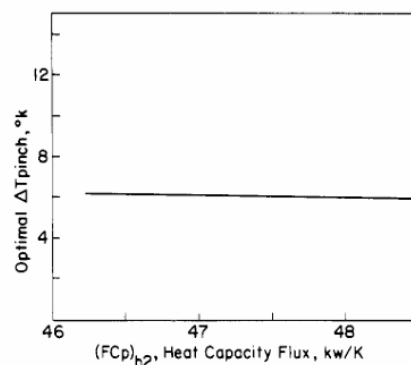


Figure 7. Relationship between the heat capacity flow rate and the optimal pinch approach temperature.

Ilustración 17: Relación entre el flujo de calor y la temperatura óptima de acercamiento (Optimal Pinch Approach Temperature in Heat-Exchanger Networks, San Luis, Estados Unidos, 1986)

En esta última figura se observa que la temperatura óptima de acercamiento es casi independiente del flujo de calor, ya que se mantiene estable, aunque este varíe. Aunque si se puede apreciar una leve disminución de la temperatura a medida que aumenta el flujo.

Como conclusión final se llega a la siguiente gráfica:

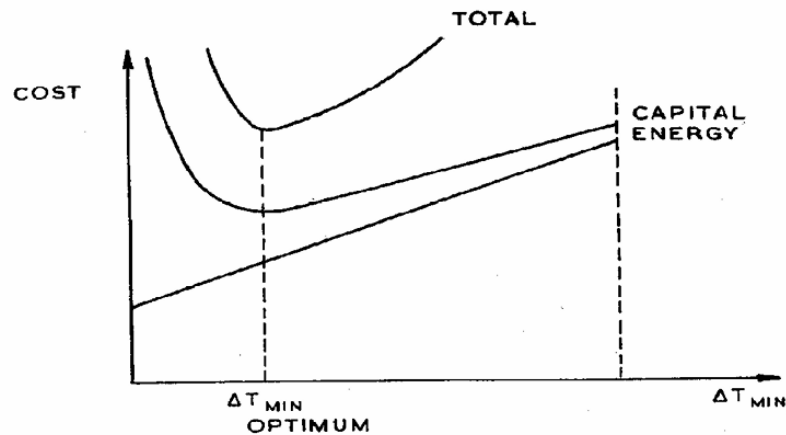


Fig. 21. Network cost as a function of ΔT_{min} .

Ilustración 18: Relación entre la temperatura de acercamiento y el coste. (THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS, Manchester, England, 1982)

Esta gráfica representa la relación entre el coste y la temperatura de acercamiento óptima. Si analizamos la gráfica nos encontramos con tres curvas.

1. La curva superior: representa el coste total de la instalación, incluyendo coste de inversión y energía.
2. La curva intermedia: representa únicamente el coste de inversión.
3. La curva inferior: representa únicamente el coste de la energía.

Si analizamos la gráfica dividiéndola en tres zonas:

1. Zona 1 (parte izquierda del óptimo): en esta zona se ve claramente que el coste total y de inversión tiende a infinito a medida que la temperatura de acercamiento se acerca a cero. Esto se debe a que a medida que se reduce la diferencia entre las corrientes frías y calientes, la superficie de intercambio requerida va aumentando, lo que conlleva que se necesiten equipos de mayor tamaño y por tanto más caros.

Sin embargo, el coste de la energía se reduce, ya que la energía recuperada aumenta y por tanto se necesita una menor intervención energética externa.

2. Zona 2 (punto óptimo): este es el punto óptimo de todo el sistema, es decir, es el punto donde se optimiza la relación entre la energía recuperada y el coste del equipo. Aunque la recuperación de energía no sea máxima, el coste de los equipos si será el mínimo, lo que hace que el coste total sea también el mínimo.

3. Zona 3 (parte derecha del óptimo): al seguir aumentando la temperatura de acercamiento se transfiere una menor energía, ya que se aprovecha menos la energía disponible, lo que hace que aumente el coste de la intervención energética externa. Además, el coste de los equipos también se ve aumentado.

4.4. Ventajas e inconvenientes de la metodología

Las ventajas de usar el método del Pinch Point son numerosas, entre ellas destacan las siguientes:

1. Conocimiento y entendimiento profundo de la red de intercambiadores de calor.
2. Entendimiento de las necesidades de calor del sistema.
3. Optimización energética del sistema.
4. Optimización económica del sistema.

El objetivo final de este método es la optimización y el ahorro económico y energético de la red de intercambiadores, pero para conseguirlo, antes se han de entender y conocer bien (1) el sistema con el que se está trabajando. Se han de identificar todas las corrientes presentes y sus temperaturas de entrada y objetivo, para posteriormente poder proceder con la construcción de la tabla de Linnhoff.

Una vez entendido el sistema se resolverá la tabla de Linnhoff y se creará la red de intercambio de calor (HEN) (2), para así conocer las necesidades reales de calor del sistema una vez optimizado energéticamente (3). En estos pasos es donde se consigue el ahorro energético, pasando de un sistema que desperdiciaba la energía sobrante de un proceso a uno en el que se aprovecha para el calentamiento y el enfriamiento de las corrientes.

Finalmente, una vez conocidas las necesidades energéticas, la red HEN y las necesidades energéticas externas, se deberá de hacer un estudio económico para la compra de los equipos necesarios de intercambio de calor y el ahorro económico que se conseguiría con la nueva red de intercambio energético.

5. PLANTEAMIENTO DEL CASO

5.1. Contexto

En este Trabajo de Fin de Master se estudiará la red de intercambio energético de un proceso de refino de aceite de oliva.

Este proyecto es de gran interés porque según el Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación tanto la demanda interna como externa del aceite de oliva español lleva aumentando en su cómputo global desde la campaña de los años 2022/23, cuya temporada destaca por una fuerte disminución de la producción respecto a la anterior, debido a una de las mayores sequías registradas en el país.

En la siguiente ilustración se presentan los datos de la demanda total.

MERCADO TOTAL					
	2021/22	2022/23	2023/24	2024/25	2025/26
OCTUBRE	123,1	130,7	81,1	98,1	115,6
NOVIEMBRE	131,1	107,2	99,6	100,8	117,1
DICIEMBRE	133,2	87,1	96,8	119,5	121,4
ENERO	127,8	70,3	108,2	128,6	125,6
FEBRERO	132,6	78,3	96,1	129,4	
MARZO	149,0	94,7	90,1	144,5	
ABRIL	163,5	73,3	108,2	146,3	
MAYO	158,7	92,6	105,9	135,7	
JUNIO	156,9	91,3	93,4	131,9	
JULIO	124,0	92,3	94,3	148,5	
AGOSTO	137,0	77,1	85,9	111,7	
SEPTIEMBRE	137,9	92,7	100,4	125,9	
	1.674,8	1.087,5	1.160,2	1.520,9	479,6

Ilustración 19: Demanda total de aceite de oliva (INFORME MENSUAL DE LA SITUACIÓN DE MERCADO DEL SECTOR DEL ACEITE DE OLIVA Y LA ACEITUNA DE MESA, España, 2026)

En cuanto a la producción ocurre el mismo fenómeno que con la demanda, en la campaña del 2022/23, se produjo una fuerte reducción debido a la sequía, pero a partir de la temporada siguiente, la producción empieza a aumentar sostenidamente.

PRODUCCIÓN					
	2021/22	2022/23	2023/24	2024/25	2025/26
OCTUBRE	51,3	30,7	38,7	36,7	42,9
NOVIEMBRE	288,2	169,0	230,0	267,4	258,7
DICIEMBRE	542,7	238,9	328,5	595,1	422,5
ENERO	471,2	182,4	188,2	351,5	327,3
FEBRERO	108,8	36,1	53,1	153,1	
MARZO	20,8	8,0	14,1	12,1	
ABRIL	7,1	1,0	2,8	3,1	
MAYO	2,9	0,0	0,2	0,2	
JUNIO					
JULIO					
AGOSTO					
SEPTIEMBRE					
	1.493,0	666,0	855,6	1.419,3	1.051,4

Ilustración 20: Producción de aceite de oliva (INFORME MENSUAL DE LA SITUACIÓN DE MERCADO DEL SECTOR DEL ACEITE DE OLIVA Y LA ACEITUNA DE MESA, España, 2026)

Cabe destacar que en la ilustración anterior, se observa una correlación entre la producción y la demanda. Esto se puede deber a que al ver una menor producción el precio de venta final aumenta, desincentivando la compra.

5.2. Refino de aceite

El proceso del refino es la última etapa de la producción del aceite vegetal para consumo humano, cuyo objetivo es eliminar toda aquella sustancia que de un color y olor indeseable para que el aceite sea apto para el consumo humano, entre ellas, materias sólidas en suspensión, ácidos grasos, sustancias colorantes, agentes odoríferos, etc (12. Velázquez Alonso, 2006).

Este proceso puede ser tanto químico como físico.

El refino químico consiste en el uso de hidróxido sódico para la eliminación de los ácidos grasos libres y una posterior centrifugación para la eliminación de las pastas jabonosas generadas (12. Velázquez Alonso, 2006).

Mientras que el refino físico consiste al igual que en el refino químico, eliminar los ácidos grasos, solo que en este caso se realiza mediante una destilación con vapor directo y con temperaturas entre 240 y 250°C (12. Velázquez Alonso, 2006).

En este TFM nos centraremos en el refino químico teniendo en cuenta las corrientes principales del proceso. A continuación, se explicarán brevemente las etapas del refino químico, las cuales son las siguientes:

1. Desfangado.
2. Desgomado.
3. Desadificación.
4. Decoloración.
5. Desodorización.
6. Winterización.
7. Almacenamiento.

1. Desfangado: esta es la primera etapa del proceso del refino químico, la cual es común con el refino físico y su objetivo es la eliminación mediante centrifugación de materias sólidas en suspensión (12. Velázquez Alonso, 2006).
2. Desgomado: esta etapa tiene por objetivo eliminar las sustancias gomosas, fosfolípidos y metales mediante su insolubilización por hidratación, normalmente en ambientes ácidos (12. Velázquez Alonso, 2006).

Existen dos formas de llevar a cabo esta fase, de forma continua o discontinua, ambos métodos se pueden realizar con agua o con una mezcla de agua y ácido.

a. Continua:

- i. Agua: consiste en calentar el agua hasta 80°C y añadirla al reactor hasta lograr una concentración del 3% y remover durante 20 minutos (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).
- ii. Mezcla de agua y ácido: se calienta la mezcla hasta unos 60-80°C y se añade al reactor hasta lograr una concentración de entre el 1 y el 3% y se remueve durante 20 minutos (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).

b. Discontinua:

- i. Agua: se calienta hasta 50°C y se añade al reactor hasta obtener una concentración de entre el 2 y el 4% y se agita durante 20 minutos. Posteriormente se hará una separación de los mucílagos por decantación o centrifugación (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004)
- ii. Mezcla de agua y ácido: se añade al reactor ácido fosfórico en una concentración entre el 1 y el 3% con agitación, al mismo tiempo se inyecta vapor vivo a 80°C y la separación se hace

mediante la centrifugación de las gomas (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).

3. Desadificación: hay dos formas de llevar a cabo esta fase, la alcalina o neutralización y la física.
 - a. Neutralización: el objetivo de esta etapa es reducir la acidez orgánica de los ácidos grasos libres mediante el uso de sosa como neutralizante y una aportación de calor de entre 80 y 90°C mediante vapor indirecto, para una posterior separación mediante centrifugación de las pastas jabonosas generadas y el aceite neutro. Sin embargo, con la centrifugación no se es capaz de eliminar la totalidad de las pastas jabonosas, por lo que se le añade entre un 10 y un 15% en peso de agua a 90°C para que los jabones se disuelvan en ella y puedan ser retirados (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).
 - i. Secado: esta es una etapa intermedia en la que se seca el aceite obtenido de la neutralización para eliminar cualquier resto de agua que pueda quedar. Consiste en el calentamiento del aceite y su posterior pulverización en el interior de un tanque a vacío (12. Velázquez Alonso, 2006).
 - b. Desadificación física: se busca el mismo objetivo que la neutralización, pero en este caso se realiza mediante una destilación a 235-250°C y en vacío (1-3mmHg). Con este método, no es necesario un secado (18. Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).
4. Decoloración: esta fase consiste en la eliminación del color del aceite. Para ello el aceite se mezcla con tierras decolorantes (una mezcla de arcillas de tipo montmorillonita activada con ácido sulfúrico, clorhídrico y carbón activo). Esta mezcla se introduce en el decolorador, se agita y se calienta hasta 90-110°C bajo condiciones de casi vacío (50-70 mmHg). Una vez que sale de este reactor, se hace pasar la mezcla por un filtro para separar el aceite de las arcillas (12. Velázquez Alonso, 2006).
5. Desodorización: esta etapa consiste en la eliminación de aldehídos, ácidos grasos y componentes volátiles de azufre, los cuales dan un sabor y olor desagradable al aceite. Esto se lleva a cabo por destilación en vacío (4-6 mmg) entre 220 y 240°C (12. Velázquez Alonso, 2006) (18 Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., 2004).

6. Winterización: consiste en la separación de glicéridos del aceite con una reducción rápida de la temperatura hasta los 5°C y manteniéndola durante 24 horas y su posterior filtrado (12. Velázquez Alonso, 2006).
7. Almacenamiento: se almacena para su posterior venta directa o envasado (12. Velázquez Alonso, 2006).

5.3. Desodorización

Esta etapa (5) consiste en calentar la corriente de aceite recibida de la etapa de aceite decolorado (etapa 4) desde los 103°C hasta los 240°C necesarios y su posterior enfriamiento hasta 5°C para preparar la siguiente etapa, la winterización. Esto se muestra en el siguiente Process Flow Diagram (PFD) (12. Velázquez Alonso, 2006).

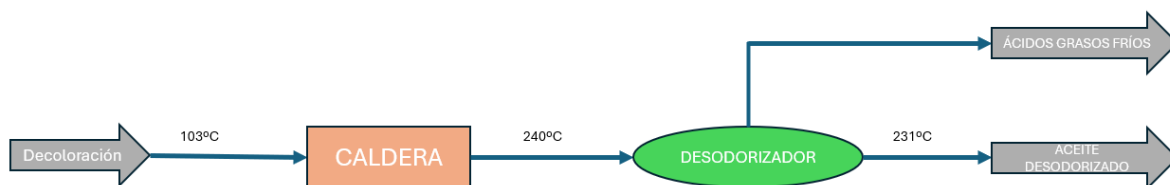


Ilustración 21: PFD, desodorización del aceite (creación propia basada en Velázquez Alonso, 2006)

Como se puede ver en la ilustración anterior, en este proceso no hay ningún intercambiador de calor, por lo que se puede optimizar con el método del Pinch Point, incluyendo varios intercambiadores, ya no solo en esta parte de la refinería, sino también en cualquier otro proceso de la misma.

Para llevar a cabo esta optimización siguiendo el método Pinch Point, lo primero que debemos de identificar son las corrientes principales de toda la instalación, representadas en la siguiente tabla:

Nombre Corriente	Número	Desde	Hasta	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Presión (bar)	Caudal (Kg/h)
N1	1,0	Entrada aceite crudo	Entrada Adición Ácidos	65,0	90,0	3,3	17.000,0
N2	2,0	Salida Centrifugadora 418-A	Entrada Equipo 1002	87,0	17,0	4,2	17.000,0
N3	3,0	Salida Equipo 1002	Entrada Equipo 412-B	18,0	63,0	2,3	17.000,0
N4	4,0	Salida Equipo 412-B	Entrada Centrifugadora 418-B	67,0	92,0	4,1	17.000,0
DC1	5,0	Entrada Decoloración	Entrada tanque 635	92,0	105,0	4,6	11.904,0
DE1	6,0	Entrada Desodorizado	Entrada Desgasificador	104,0	149,0	2,6	17.428,0
DE2	7,0	Salida Desgasificador	Entrada Caldera	143,0	190,0	1,4-5,5	17.428,0
DE3	8,0	Entrada Caldera	Salida Caldera	190,0	240,0	0,8	17.428,0
W1	9,0	Entrada Winterizado	Salida Winterizado	240,0	5,0	1,8-2,3	16.424,0

Tabla 1: Corrientes identificadas en el proceso (creación propia)

Las corrientes de la tabla anterior se han codificado de forma que la letra indica la etapa del refinado y el número, el número de la corriente dentro de la etapa.

Además de estos datos cabe destacar que el aceite tiene las siguientes características (12. Velázquez Alonso, 2006):

Temperatura (°C)	Cp (Kcal/(Kg*K))	Densidad (Kg/m3)
90,0	0,5	846,0
100,0	0,5	824,5
150,0	0,6	803,0
200,0	0,6	764,6

Tabla 2: Propiedades del aceite (Velázquez Alonso, 2006)

Además, se usará como combustible de las calderas el gas natural, el cual tiene las siguientes propiedades:

Gas Natural (CH ₄)	Valores
Peso molecular	18,2
Temp. Ebullición a 1 atm (°C)	-161,0
Poder calorífico inferior (MJ/m ³ (n))	35,9
Poder calorífico superior (MJ/m ³ (n))	39,9
Temperatura de autoinflamación (°C)	600,0

Tabla 3: Propiedades del gas Natural (Naturgy, 2023; SEDIGAS,2011)

Esta información ha sido obtenida de la Ficha de Seguridad (FDS) del gas natural de la empresa Naturgy y de las especificaciones técnicas de SEDIGAS.

6. RESOLUCIÓN

6.1. Planteamiento

Una vez conocidos los datos y condiciones de partida expuestas en el anterior apartado, el siguiente paso es seleccionar la tecnología del intercambiador de calor, es decir, que tipo de flujo, cruzado o paralelo y que geometría constructiva se usará.

Finalmente se ha seleccionado un flujo a contracorriente, ya que esta configuración permite una mayor transferencia de calor que un flujo paralelo y cruzado. Esto se debe a que a la entrada de la corriente caliente en el intercambiador (salida de la corriente fría), la diferencia de temperaturas entre las corrientes frías y calientes no es tan grande como la observada en el flujo en paralelo (15. Abishek, J.C. King, Narayanaswamy, 2016).

Sin embargo, cuando se trabaja con flujos paralelos la entrada de la corriente caliente y fría están en la misma cara del intercambiador, localizando así en este punto la mayor diferencia de temperatura y por consiguiente el punto de mayor transferencia de calor, la cual va disminuyendo a media que avanza el flujo. Esto puede provocar que, si en la entrada del intercambiador la diferencia de temperaturas es muy grande, se produzca una evaporación del líquido a calentar (15. Abishek, J.C. King, Narayanaswamy, 2016).

En conclusión, el flujo a contracorriente tiene una mayor transferencia de calor a lo largo de todo el recorrido del intercambiador que el flujo paralelo y además se evita la posibilidad de evaporar el líquido a calentar (15. Abishek, J.C. King, Narayanaswamy, 2016).

Todo esto se puede observar en la siguiente ilustración:

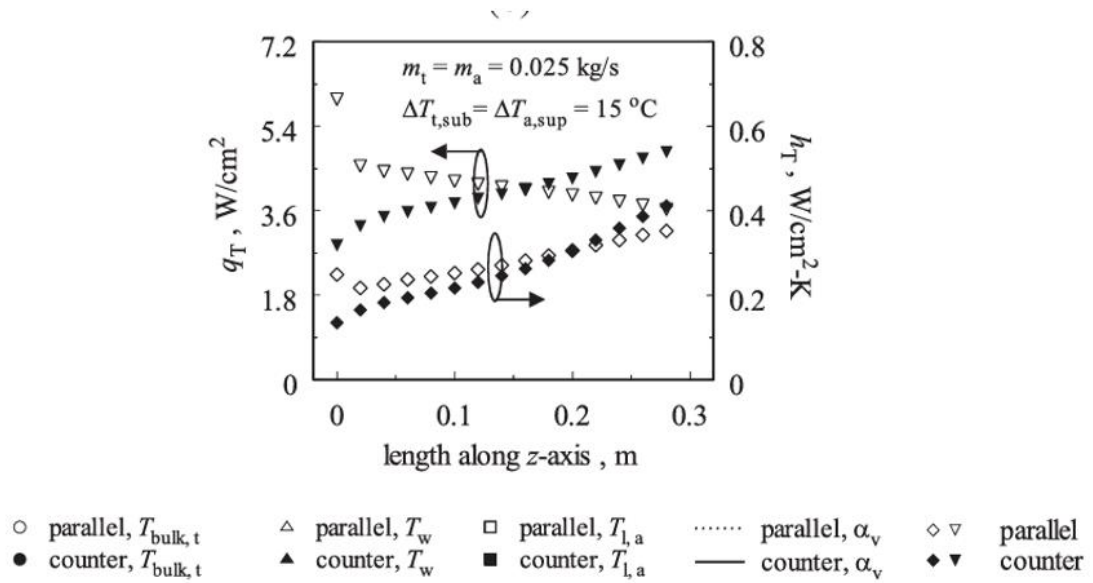


Ilustración 22: comparación transferencia de calor de flujo a contracorriente y paralelo (Computational analysis of two-phase flow and heat transfer in parallel and counter Flow, 2016)

Se observa que el calor intercambiado es mayor para el flujo a contracorriente a partir de intercambiadores de más de 20 centímetros de largo, sin embargo, para longitudes menores, el flujo paralelo tiene una mayor transferencia de calor (15. Abishek, J.C. King, Narayanaswamy, 2016).

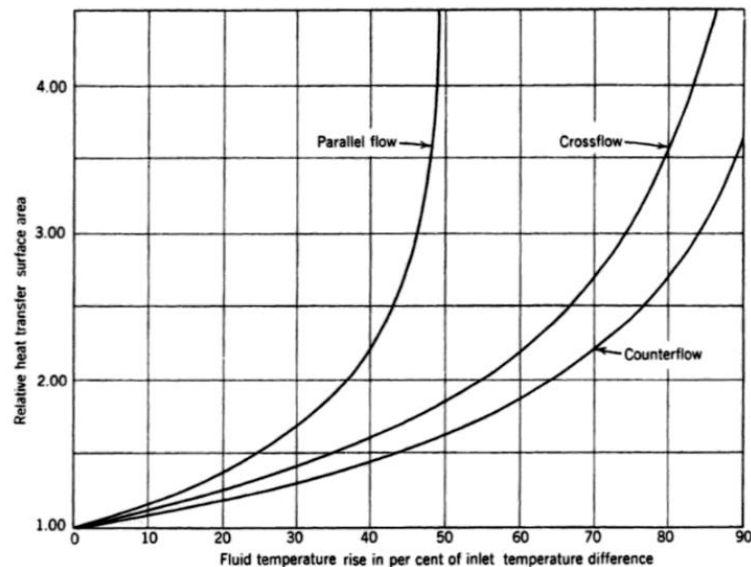


Figure 1.2 The relative heat transfer surface area required as a function of the ratio of the temperature rise (or drop) in the fluid stream having the greater change in temperature to the difference in temperature between the inlet streams.

Ilustración 23: Relación entre superficie de intercambio y tipo de flujo (Heat Exchanger Design. Nueva York, Estados Unidos, 1989)

Además, en la ilustración anterior se ve claramente que para la misma área de intercambio, el flujo a contracorriente es capaz de intercambiar más energía que el flujo paralelo y cruzado. Por lo que el uso del flujo a contracorriente permite maximizar el intercambio de calor minimizando la superficie de intercambio, lo que proporciona una gran ventaja al minimizar el tamaño del intercambiador y el espacio necesario para el mismo (16. Fraas, 1989).

Para seleccionar la mejor geometría del intercambiador de calor para nuestro caso, debemos de estudiar y comparar las propiedades de las geometrías de interés, las cuales son la de carcasa y tubo y la de placas.

1. Carcasa y tubos: como se explicó en el apartado del estado del arte, la geometría constructiva de este tipo de intercambiadores consiste en una serie de tubos de sección circular contenidos en el interior de un recipiente cilíndrico.

Este tipo de intercambiadores se caracterizan por tener una resistencia a altas temperaturas y presiones, pueden llegar a soportar hasta 850°C y 200 bares y una superficie de intercambio de hasta 6.000m² (17. Shah, Sekulib, Sin Fecha).

2. Placas (PHE): la geometría constructiva de este tipo de intercambiadores consiste en una serie de planchas metálicas corrugadas rectangulares con orificios en cada una de sus esquinas, los cuales son las entradas y salida de las corrientes frías y calientes. Mientras que en su interior se van intercalando los fluidos fríos y calientes entre los espacios entre las placas (17. Shah, Sekulib, Sin Fecha).

En este tipo de intercambiadores dependiendo de como estén unidas las placas entre ellas, el equipo será capaz de trabajar bajo unas condiciones u otras, las cuales se presentan en la siguiente ilustración (17. Shah, Sekulib, Sin Fecha):

	Std. PHE	Flow-Flex PHE	Wide-Gap PHE	Double Wall PHE	Semi-welded PHE	Diabon F graphite PHE	Brazed PHE	Fully welded PHE
Performance data								
Pressure range, full vacuum to MPa (psi)	2.5 (355)	2.0 (285)	0.9 (130)	2.5 (355)	2.5 (355)	0.6 (85)	3.0 (427)	4.0 (570)
Temperature range								
°C (Min)	-30	-30	-30	-30	-30	0	-195	-50
(Max)	+180	+180	+180	+180	+180	+140	+225	+350

Ilustración 24: Intercambiadores de calor de placa (HEAT EXCHANGERS, Sin Fecha)

Como se puede ver a medida que se avanza hacia la derecha en la tabla las condiciones de trabajo en las que puede trabajar el intercambiador de placa van siendo más extremas.

En nuestro caso, tenemos una temperatura máxima de 240,0°C y una presión máxima de 5,9 bares (0,6 MPa), por lo que para que soporte la temperatura se debería de escoger el último modelo, “Fully Welded PHE”, sin embargo, el modelo “Wide Gap PHE” sería suficiente para soportar la presión máxima del sistema, por lo que para nuestro caso se seleccionará el más restrictivo, el cual es el “Fully Welded PHE” (17. Shah, Sekulib, Sin Fecha).

Además de estas características de estas subfamilias, hay otras a tener en cuenta, las cuales son:

- a. Superficie máxima: 2.500 m².
- b. Número de placas: entre 3 y 700.
- c. Tamaño de los orificios: hasta 400mm.
- d. Espesor de las placas: entre 0,5 y 1,2mm.
- e. Superficie de las placas: entre 0,03 y 3,6m².
- f. Espaciado entre placas: entre 1,5 y 5mm.
- g. Ancho del intercambiador: entre 70 y 1.200mm.
- h. Longitud del intercambiador. entre 0,6 y 5m.
- i. Rendimiento: 93%.
- j. U (w/m²K): entre 3.000 y 7.000.

Cabe destacar de esta familia de intercambiadores cuando trabajan con flujo a contracorriente, son capaces de trabajar con temperaturas de acercamiento de hasta 1°C. (17. Shah, Sekulib, Sin Fecha).

Sin embargo, este tipo de intercambiadores no son capaces de trabajar con grandes caudales, por lo que no son aptos para el caso propuesto en este TFM, de modo que se seleccionará el intercambiador de tipo carcasa y tubo.

En cuanto al coste también se ha de estudiar para poder hacer un adecuado balance entre capacidad de transferencia de calor del intercambiador y el coste del mismo.

Un parámetro clave en la elección del intercambiador es el valor de coeficiente de transferencia del propio intercambiador, valor el cual indica la capacidad del equipo de transferir calor. Los valores típicos para los intercambiadores de placas y carcasa y tubo cuando se trabaja solo con líquidos son los siguientes:

- Placas: entre 1.500 y 4.000 W/m²K
- Carcasa y tubo: entre 300 y 1.000 W/m²K

Esta información ha sido obtenida de la Inteligencia Artificial (IA) Chat GPT, la cual ha buscado en los siguientes papers:

- Fundamentals of Heat Exchanger Design, Shah, R. K., & Sekulić, D. P. (2003).
- The Plate Heat Exchanger: Construction and Design, Kumar, H. (2013).
- Fundamentals of Heat Exchanger Design, Shah, R. K., & Sekulić, D. P. (2003).
- Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design, Kakaç, S., Liu, H., & Pramuanjaroenkij, A. (2012)

Para nuestro caso se seleccionará un coeficiente de transferencia (U) de 1.000 w/m²K.

6.2. Cálculos

Para resolver este caso propuesto, se hará por el método de la tabla del algoritmo de Linnhoff explicado anteriormente. Para ello se ha desarrollado un Excel propio, el cual se adjuntará a este documento, y cuenta con dos pestañas, en la primera se desarrolla el algoritmo de Linnhoff y en la segunda se hará un estudio económico sobre la viabilidad y la configuración técnico-económica más rentable de intercambiadores de calor.

Cabe destacar que se ha elegido como temperatura de acercamiento, el valor típico para los intercambiadores de carcasa y tubo, el cual es de 10°C.

6.2.1. Tabla de Linnhoff

Tras a ver creado el fichero Excel para modelar la tabla de Linnhoff, se introducen los datos de las corrientes presentadas anteriormente y se obtiene la siguiente tabla:

Temperatura	Tn-T(n+1)	$\Sigma \text{Cp} \cdot \Delta T$	ΔH (kW)	Superávit o déficit?	STAGE 1 ΔH (kW)	STAGE 2 ΔH (kW)	PINCH POINT
245,0					0,0	13.89697,8	
	10,0	12.809,9	12.8098,6	Déficit			
235,0					-128.098,6	1.261.599,2	
	40,0	738,0	29.518,2	Déficit			
195,0					-157.616,8	1.232.080,9	
	41,0	12.899,2	528.867,8	Déficit			
154,0					-686.484,6	703.213,1	
	6,0	11.439,9	68.639,2	Déficit			
148,0					-755.123,8	634.574,0	
	38,0	11.439,9	434.714,8	Déficit			
110,0					-1.189.838,6	199.859,2	
	1,0	6.477,7	6.477,7	Déficit			
109,0					-1.196.316,3	193.381,5	
	12,0	6.477,7	77.732,0	Déficit			
97,0					-1.274.048,3	115.649,5	
	2,0	5.210,4	10.420,7	Déficit			
95,0					-1.284.469,0	105.228,7	
	13,0	8.094,5	105.228,7	Déficit			
82,0					-1.389.697,8	0,0	
	10,0	-1.988,67	-19.886,9	Superávit			
72,0					-1.369.810,8	19.886,9	
	2,0	-1988,7	-3977,4	Superávit			
70,0					-1.365.833,5	23.864,3	
	47,0	-12071,9	-567379,4	Superávit			
68,0					-798.454,02	591.243,7	
	45,0	-12.467,3	-561.029,5	Superávit			
23,0					-237.425,0	1.152.273,3	
	11,0	-12.467,3	-137.140,6	Superávit			
12,0					-100.284,0	1.289.413,8	
	12,0	-22.155,1	-265.861,4	Superávit			
0,0					165.577,4	1.555.275,2	

Tabla 4: Tabla de Linnhoff (Creación propia)

Siguiendo este método, el Pinch Point del sistema se da cuando la columna de “STAGE 2 ΔH ” de la tabla anterior se hace “0,0”. En nuestro caso, esto se da cuando la temperatura es de 82,0°C.

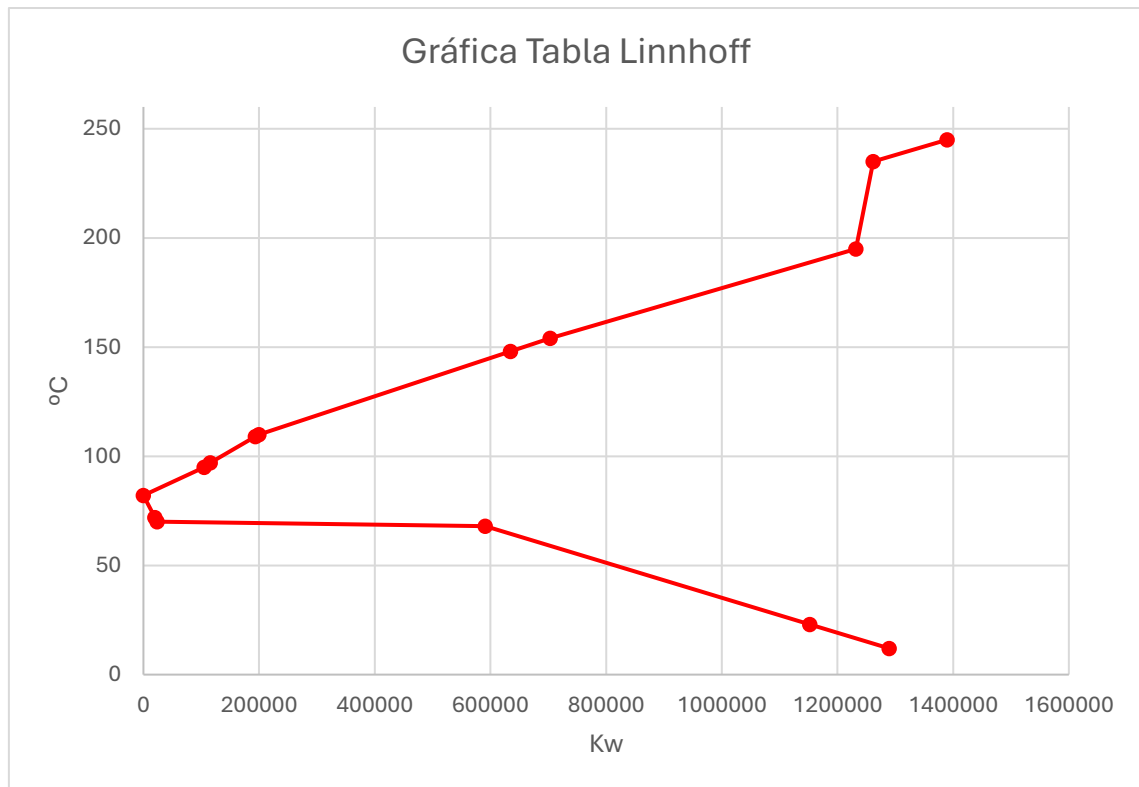


Ilustración 25: Gráfica de los resultados de la tabla de Linnhoff (Creación propia)

La ilustración 25 es una representación gráfica de los resultados obtenidos con el algoritmo de Linnhoff, en la que se puede ver que el Pinch Point se encuentra en 82,0°C, ya que ese punto representa el momento en el que el sistema no tiene energía disponible para intercambiar.

6.3. Resultados

Con los resultados obtenidos del estudio del sistema y sabiendo que el Pinch Point se encuentra a 82,0°C, se puede desarrollar la red de intercambiadores siguiendo la “regla de oro” para su diseño. Esta regla consiste en que no se puede intercambiar calor entre corrientes que se encuentren por encima del Pinch Point con las que estén por debajo del mismo. En nuestro caso si lo aplicamos a la Gráfica de la Tabla de Linhoff quedaría de la siguiente manera.

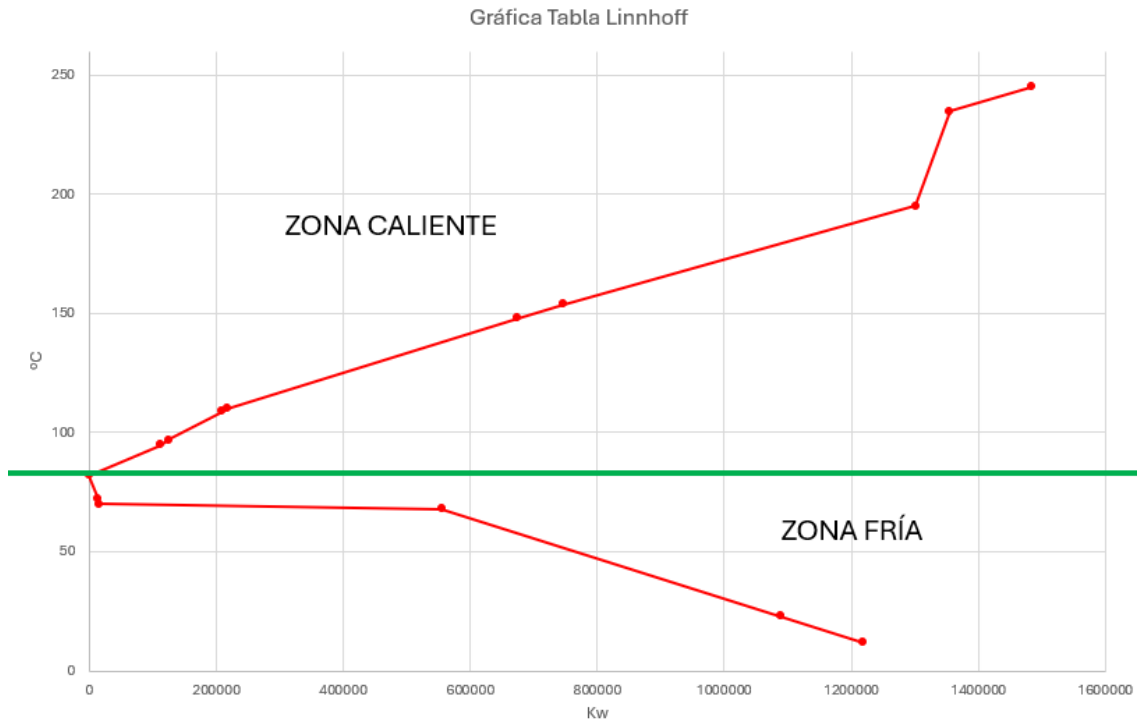


Ilustración 26: División en zonas de la Gráfica de la tabla de Linnhoff (Creación propia)

Como se ve en la figura anterior, la Gráfica de Linnhoff queda dividida en dos zonas, la superior, zona caliente y la inferior, zona fría.

Esta división es de especial importancia tenerla en cuenta, ya que a pesar de que la corriente caliente de la zona caliente es capaz de transferir calor a la corriente fría de la zona inferior. La corriente caliente de la zona fría no es capaz de transferir energía a la corriente fría de la zona caliente porque la caliente tiene menos energía que la fría.

Además de lo anterior hay que tener en cuenta que hay un número mínimo de intercambiadores que debe de tener la red, el cual viene dado por la siguiente ecuación:

$$N = C + B - s$$

Donde:

N= Número mínimo de intercambiadores de la red.

C= Número de corrientes.

B=Número de bucles independientes.

s= Componentes o sistemas independientes.

En nuestro caso estos parámetros tendrán los siguientes valores:

$$N = 9$$

$$B = 0$$

$$s = 1$$

Como no se cuenta con ningún bucle independiente $B=0$. Sin embargo, el valor típico de “s” es 1.

De tal forma obtenemos el siguiente número mínimo de intercambiadores:

$$N = 9 - 1 = 8$$

Sabiendo esto y conociendo la siguiente ecuación de transferencia de calor

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T$$

y realizando balances de energía donde se quieren colocar los intercambiadores, se obtendrá la red de intercambio y se podrá conocer las temperaturas de entrada y salida de los fluidos que pasan por los mismos. Así se obtiene la siguiente red de intercambio de calor:

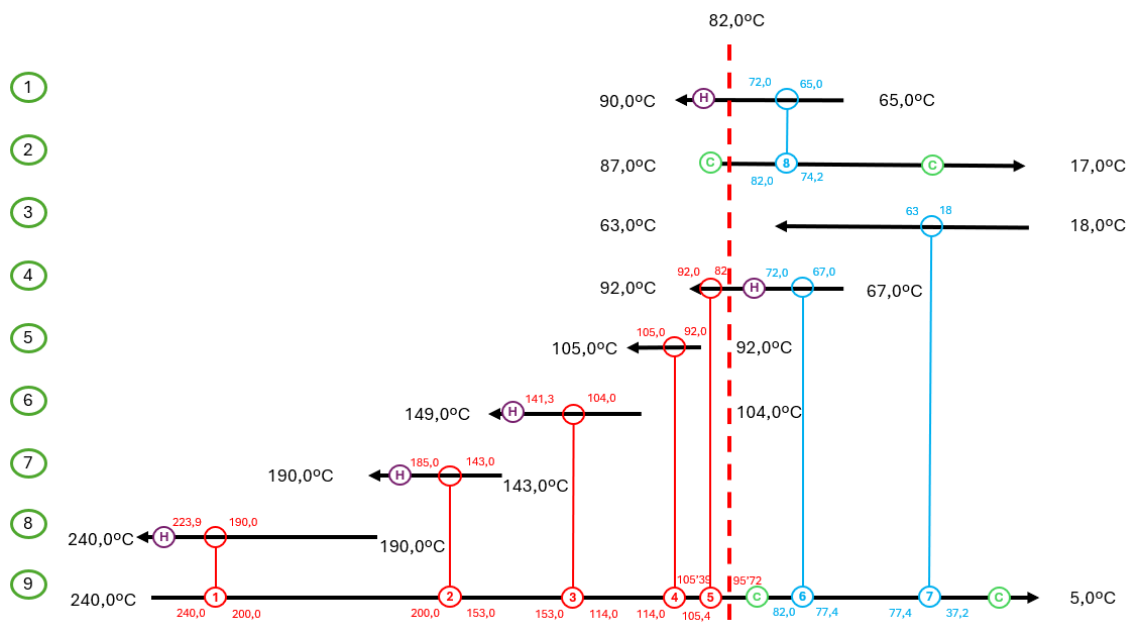


Ilustración 27: Red de intercambio HEN (Creación propia)

Donde el punto de Pinch Point (82,0°C) se representa con la línea vertical punteada roja, los aportes de calor necesarios con el círculo morado y los enfriadores con el círculo verde.

Con esta información se ha obtenido el siguiente Process Flow Diagram (PFD):

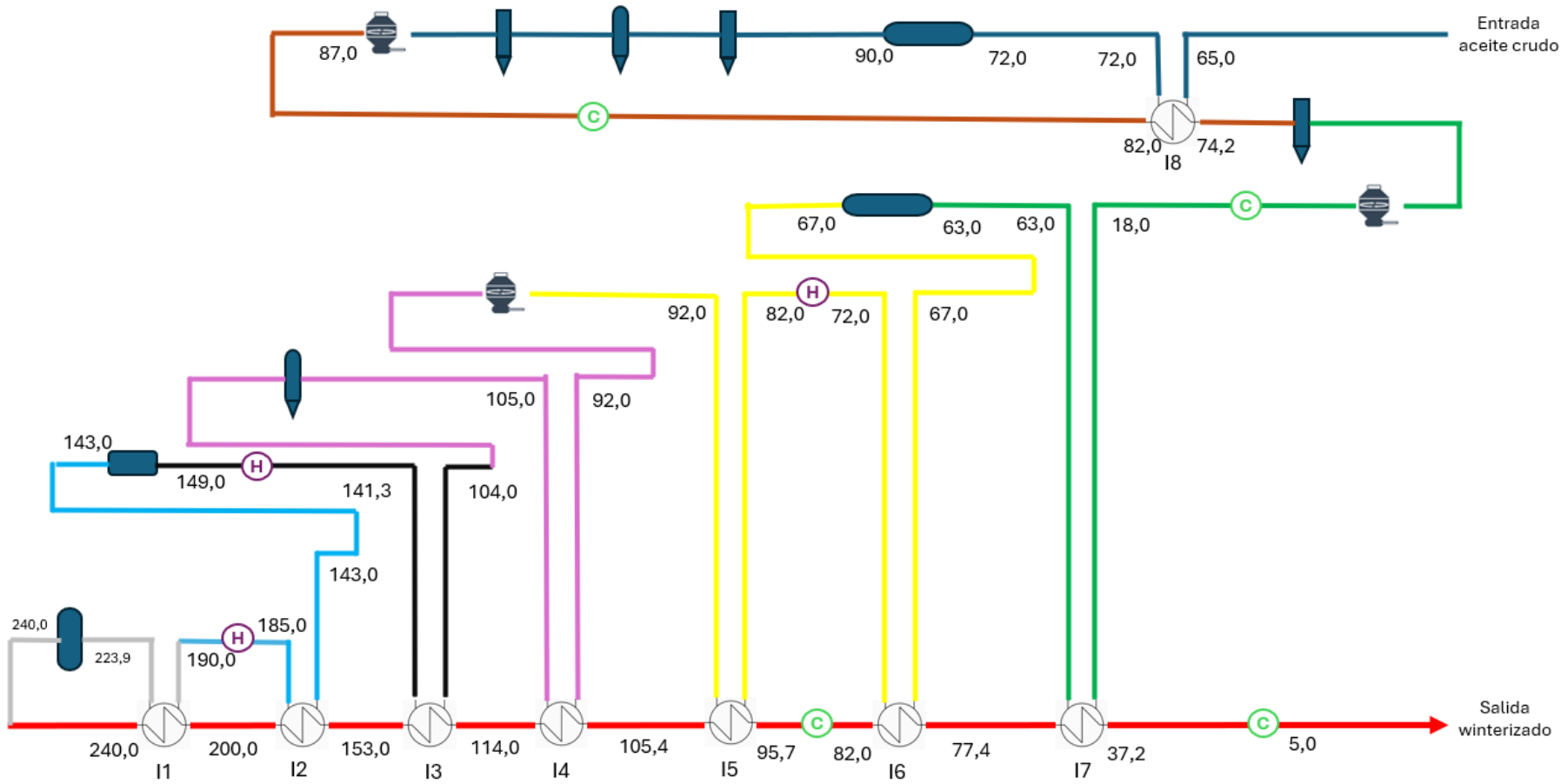


Ilustración 28:PFD de la integración de la red HEN (creación propia basada en Velázquez Alonso, 2006)



Ilustración 29: Leyenda PFD (creación propia)

La codificación de las corrientes se presenta en la tabla 1 en el apartado 5.3. Desodorización.

Los intercambiadores de calor añadidos tras la aplicación del método Pinch Point son codificados con el primer término siendo la letra “I” y el segundo un número el cual se ha establecido según se va leyendo vayan apareciendo los intercambiadores de izquierda a derecha en el PFD anterior. Además, en los laterales de la etiqueta del nombre del intercambiador se indican las temperaturas de entrada y salida del intercambiador según el sentido del flujo. De igual modo se representan las temperaturas de entrada y salida del resto de equipos presentes en el PFD.

6.4. Interpretación de resultados

Tal y como se puede ver en la ilustración 27, se ha aprovechado todo el calor disponible de las corrientes calientes para cubrir las necesidades de calor de las corrientes frías, respetando siempre la regla de oro y la temperatura de acercamiento de 10,0°C. Aun así como se indica sigue siendo necesario aplicar a algunas corrientes calor y a otras retirárselo externamente para cumplir con las necesidades térmicas de todo el sistema.

Por lo que se puede decir, que a pesar de que se haya optimizado y reducido las necesidades de calor y enfriamiento externas de la red de corrientes, no es posible eliminar en su totalidad la intervención térmica externa.

Cabe destacar que esta intervención energética externa también se puede dar alrededor de la temperatura de Pinch Point, ya que la zona de la derecha no puede intercambiar calor con la de la izquierda.

7. ESTUDIO ECONÓMICO

Tras realizar el estudio técnico del sistema y determinar los intercambiadores necesarios, calcularemos el coste total de la red de intercambiadores y distintos parámetros económicos, el ahorro, económico, amortización, VAN y TIR. Para ello primero será necesario determinar los costes directos.

Los costes directos asociados al estudio económico de cualquier mejora en la eficiencia energética en el sector industrial es el coste de la energía. Para ello se hará un estudio del histórico de costes de estos factores.

Para ello se harán dos escenarios de precios, uno más conservador con precios más competitivos que corresponderían a tiempos de paz mundial y otro más desfavorable con precios más elevados correspondientes a tiempos de conflictos.

Además, se tendrá en cuenta la subvención dada por el ministerio español de Transición Ecológica y reto demográfico, del Certificado de Ahorro Energético (CAE).

Cabe anotar que se hará un análisis previo a la aplicación de las subvenciones para que estas no enmascaren los resultados económicos reales.

7.1. Estudio de costes

7.1.1. Costes de la energía

Para calentar las corrientes, se usa típicamente el gas natural, para calcular el precio conservador y desfavorable, se ha usado la Inteligencia Artificial, la cual ha buscado en las siguientes fuentes de información:

- MIBGAS
- European gas market analysis ACER
- Eurostat industrial gas prices
- IEA Gas Market Report

De tal forma se obtiene un precio de 35,0€/MWh para el escenario conservador y 100,0€/MWh para el escenario desfavorable.

Además de estos valores estadísticos, también debemos de tener en cuenta la variación interanual de los costes, siendo los siguientes expresados en tanto por uno.

Estadística Aumento de Precios del Gas Natural	
Aumento interanual 2019:	0,5
Aumento interanual 2020:	2,0
Aumento interanual 2021:	1,1
Aumento interanual 2022:	1,3
Aumento interanual 2023:	1,6
Aumento interanual 2024:	1,6
Aumento interanual 2025:	0,6
Aumento interanual 2026:	1,6
Media:	1,3

Tabla 5: aumento interanual del precio del Gas Natural (creación propia)

Por lo que para estimar el coste del gas natural durante el próximo año (2027), se harán dos casos de estudio con precios diferentes, a los cuales se les aplicará un aumento del precio anual del 27,4%.

Quedando los siguientes precios estimados para el próximo año:

Precios estimados Gas Natural	
Conservador (€/MWh):	44,5
Desfavorable (€/MWh):	127,0

Tabla 6: Estimación precios del Gas Natural próximo año (Creación propia)

Además de este coste para aportar la energía que no se pudo transferir durante el intercambio, hay que tener en cuenta la energía que se ahorra al tener que enfriar menos las corrientes calientes.

Las enfriadoras por aire de las marcas Trane, Carrier, Daikin y York, las cuales dominan el mercado, tienen una eficiencia (EER) a plena carga de entre 9,4 y 20,0 y a media carga entre 13,7 y 25,7. Sin embargo, en el futuro se quiere conseguir un EER de 10,7 y una eficiencia a potencia media de 20,1. (19. Wynne, S., Waltner, M., O'Neil, N., 2025). Sabiendo que el índice EER es un índice que se usa en EE.UU., el cual tiene las siguientes unidades (BTU/h)/W, para convertirlo al índice COP usado en Europa hay que realizar la siguiente transformación:

$$COP = EER * 0,293$$

El objetivo de esta operación, es transformar las unidades imperiales (BTU/h) del EER a los vatios del COP hay que multiplicar por un factor de 0,293.

$$\frac{1BTU}{h} = 0,293W$$

(27. Chillerone INTERNATIONAL, 2026).

De igual modo que para el caso del Gas Natural, se ha recurrido a la IA para buscar este precio, la cual ha estimado un precio de 55,0€/MWh para tiempos de estabilidad mundial y uno de 180,0€/MWh para tiempos de conflictos globales. Para llegar a esta conclusión, la IA ha buscado en las siguientes fuentes de información:

- OMIE – Mercado eléctrico ibérico
- MIBGAS
- Trading Economics – Electricity Spain
- Energy News – Precio medio electricidad 2022
- Informe mercado eléctrico 2022

Además de estos costes de la electricidad, debemos de tener en cuenta el aumento medio interanual del precio en tanto por uno, para poder estimar el precio de años futuros.

Estadística del Aumento de Precios de la Electricidad	
Aumento interanual 2019:	0,8
Aumento interanual 2020:	1,5
Aumento interanual 2021:	3,4
Aumento interanual 2022:	0,3
Aumento interanual 2023:	1,1
Aumento interanual 2024:	1,3
Aumento interanual 2025:	0,7
Media	1,3

Tabla 7: Aumento interanual del precio de la electricidad (creación propia)

Con estos resultados se llega a la conclusión de que anualmente el precio debe de aumentarse una media de un 30,0%.

De tal forma que se obtienen los siguientes precios finales:

Precios estimados Electricidad	
Conservador (€/MWh):	71,5
Desfavorable (€/MWh):	234,0

Tabla 8: Estimación precios de la Electricidad próximo año (Creación propia)

7.1.2. Coste de los intercambiadores de calor

Una vez conocidos los costes directos, debemos de calcular el coste de inversión de los equipos. Esto se calculará con la siguiente fórmula:

$$C = 5.000 * A^{0,75} = 5.000 * \left(\frac{P(W)}{U * \Delta T} \right)^{0,75}$$

Como se puede ver, la formula depende del área del intercambiador (A), pero en nuestro caso pondremos este parámetro del área en función de la potencia de transferencia (P) en el numerador y del coeficiente de transferencia de calor (U) y de la temperatura de acercamiento (ΔT) en el denominador, quedando de la siguiente manera:

$$C = 5.000 * \left(\frac{P(W)}{U * \Delta T} \right)^{0,75}$$

Siendo:

$U = 1.000 \text{ W/m}^2\text{K}$

$\Delta T = 10\text{K}$

De tal forma que esta fórmula quedaría de la siguiente manera:

$$C = 5.000 * \frac{P(W)^{0,75}}{1.000}$$

Obteniendo los siguientes costes de inversión para cada intercambiador:

Intercambiador	En corriente	T entrada (°C)	T salida (°C)	CP (W/Kg°C)	Potencia (kW)	Inversión (€)	€/kW
1,0	9-8	190,0	223,9	12.809,9	434,6	84.638,2	194,7
2,0	9-7	143,0	185,0	12.161,3	510,8	95.530,2	187,0
3,0	9-6	104,0	141,3	11.350,5	423,7	83.037,6	196,0
4,0	9-5	92,0	105,0	7.199,1	93,6	26.753,7	285,9
5,0	9-4	82,0	92,0	10.083,2	100,8	28.292,4	280,6
6,0	9-4	67,0	72,0	10.083,2	50,42	16.822,7	333,7
7,0	9-3	18,0	63,0	9.687,8	435,9	84.829,7	194,6
8,0	2-1	65,0	72,0	10.083,2	70,6	21.651,7	306,8
	Σ				2.120,5	441.556,3	

Tabla 9: Calculo coste inversión del intercambiador (creación propia)

7.1.3. Subvención

Como se mencionó anteriormente se estudiarán los efectos económicos producidos por los ingresos provenientes de los CAE.

Esta subvención se empezó a poder solicitar a partir del año 2023, habiendo fomentado hasta el momento (año 2026) un ahorro energético de 8.780,0 GWh, lo que supone 6.598 solicitudes.

El objetivo de esta ayuda económica impulsada por la Unión Europea es conseguir un ahorro energético en España de 53.593,0 ktep en el periodo 2021 – 2030, con ese fin, el Sistema Nacional de Obligaciones de Eficiencia Energética ha establecido una meta de 801,8 ktep o 9.325,2 GWh para este año 2026. Para ello y fomentar este ahorro, se establecerá una compensación económica máxima de 198,6 €/MWh (Orden TED/133/2026, de 25 de febrero, por la que se establecen las obligaciones de ahorro energético, el cumplimiento mediante certificados de ahorro energético y la aportación mínima al Fondo Nacional de Eficiencia Energética para el año 2026, BOE, 2026).

Este tipo de subvención se da a proyectos que consigan un ahorro energético respecto a la instalación original, siendo 1,0kWh ahorrado equivalente a 1,0 CAE. De forma que el Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico da la contraprestación mencionada anteriormente al usuario final que venda los ahorros energéticos conseguidos a las empresas energéticas, los cuales a su vez deben de cumplir con los ahorros energéticos indicados en la orden TED/133/2026 de 25 febrero del 2026. A día de hoy (año 2026). El precio del CAE a pesar del indicado anteriormente tiene una contribución histórica media de entre 115,0 – 140,0 €/MWh, por lo que se cogerá un precio intermedio de 127,5 €/MWh.

En esta subvención entran en juego los siguientes agentes:

- Sujeto obligado: son las empresas energéticas que están obligadas a conseguir un cierto ahorro energético anual.
- Sujetos delegados: son empresas que ayudan a los sujetos obligados a conseguir su CAE.
- Propietario del ahorro: persona que ha llevado a cabo la inversión.
- Usuario final: es la persona que obtiene el efecto de la actuación. Suele coincidir con el propietario del ahorro.
- Verificador de ahorro energético: entidad acreditada por el ENAC que comprueba que la documentación es correcta y que se hayan conseguido los ahorros declarados.

(28. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, 2026)

(29. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico, 2026)

7.1.4. Parámetros económicos

Una vez calculado todos costes de inversión de los distintos intercambiadores, se procede al cálculo de los parámetros económicos mencionados anteriormente. Para ello se han estudiado los dos casos mencionados anteriormente, según la estabilidad mundial del momento:

1. Conservador: este escenario hace referencia a una época de paz y estabilidad global, como la que se vivió entre los años 2000 y 2020.
2. Desfavorable: este escenario se referenciará a épocas convulsas de conflictos en el mundo como los vividos recientemente como la guerra de Ucrania (2022) o la de Irán (2026).

Estos dos escenarios se aplicarán al coste del Gas Natural (GN), de la electricidad (Elec) y las retribuciones por los CAE, en la siguiente tabla se recogen dichos precios:

	Conservador (€)	Desfavorable (€)
Gas Natural	44,5	127,0
Electricidad	71,5	234,0
CAE	127,5	127,5

Tabla 10: Precios de cada escenario (creación propia)

Además, se aplicará un EER de 10,72, lo que se traduce en un COP de 3,14 para el cálculo de la energía necesaria para la refrigeración.

Para realizar todos estos cálculos se ha supuesto que la refinera trabaja durante 5.000,0 horas al año y un rendimiento para la caldera del 90%.

Empezaremos calculando la amortización y el ahorro económico de cada intercambiador. Para calcular el ahorro económico se ha hecho calculando primeramente el ahorro energético y multiplicándolo por el coste de la energía, y posteriormente se ha tenido en cuenta los ingresos de los CAEs.

Posteriormente la amortización se ha calculado dividiendo la inversión de cada intercambiador entre el ahorro total, lo que representa en cuanto tiempo se recupera el dinero invertido (payback). Obteniendo los siguientes resultados:

Escenario Conservador								
Equipo	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro (ton CO ₂)	Aportación CAE (€)	Inversión Final CAE (€)	Inversión Final sin CAE (€)	Amortización CAE (año)	Amortización sin CAE (año)
1,0	107.331,6	49.485,1	434,6	277.082,1	-192.443,90	84.638,1	0,0	0,5
2,0	126.132,5	58.153,3	510,8	325.617,7	-230.087,45	95.530,2	0,0	0,5
3,0	104.633,9	48.241,4	423,7	270.118,0	-187.080,34	83.037,6	0,0	0,5
4,0	23.111,0	10.655,3	93,6	59.662,2	-32.908,49	26.753,7	0,0	0,8
5,0	24.899,9	11.480,1	100,8	64.280,5	-35.988,11	28.292,4	0,0	0,8
6,0	12.450,0	5.740,0	50,4	32.140,2	-15.317,50	16.822,7	0,0	0,9
7,0	107.655,6	49.634,5	436,0	277.918,5	-193.088,78	84.829,7	0,0	0,5
8,0	17.429,9	8.036,1	70,6	44.996,3	-23.344,59	21.651,7	0,0	0,9
Σ	523.644,4	241.425,8	2.120,5	1.351.815,4	-910.259,16	441.556,3	0,0	0,6

Tabla 11: Calculo amortización escenario 1 (creación propia)

Escenario desfavorable								
Equipo	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro (ton CO ₂)	Aportación CAE (€)	Inversión Final (€)	Inversión Final (€)	Amortización CAE (año)	Amortización sin CAE (año)
1,0	306.661,6	161.951,3	434,6	277.082,1	-192.443,9	84.638,1	0,0	0,2
2,0	360.378,6	190.319,8	510,8	325.617,7	-230.087,4	95.530,2	0,0	0,2
3,0	298.954,1	157.880,9	423,7	270.118,0	-187.080,3	83.037,6	0,0	0,2
4,0	66.031,4	34.871,9	93,6	59.662,2	-32.908,5	26.753,7	0,0	0,3
5,0	71.142,6	37.571,2	100,8	64.280,5	-35.988,1	28.292,4	0,0	0,3
6,0	35.571,3	18.785,6	50,4	32.140,2	-15.317,5	16.822,7	0,0	0,3
7,0	307.587,3	162.440,2	436,0	277.918,5	-193.088,8	84.829,7	0,0	0,2
8,0	49.799,9	26.299,8	70,6	44.996,3	-23.344,6	21.651,7	0,0	0,3
Σ	1.496.126,9	790.120,7	2.120,5	1.351.815,4	-910.259,2	441.556,3	0,0	0,2

Tabla 12: Calculo amortización escenario 2 (creación propia)

La contraprestación recibida por los CAE se ha interpretado como si fuera un descuento a la inversión realizada, dándose el caso de conseguir una mayor contraprestación que la inversión realizada (valor negativo), por lo que la amortización de todos los intercambiadores y del sistema entero en ambos escenarios es instantánea tras aplicar el CAE. Sin embargo, como se puede ver en la tabla anterior la amortización si no se aplicaran los CAEs no sería inmediata.

En la tabla anterior un valor negativo, representa que la retribución por los CAEs, es mayor que la propia inversión del equipo o de la instalación.

Además de estos parámetros que se acaban de exponer por cada intercambiador, también se pueden calcular por corriente de proceso. Antes de comenzar con estos cálculos debemos de conocer la energía que necesita ceder o adquirir cada corriente, siendo las siguientes:

Corriente	T inicial (°C)	T final (°C)	CP (W/°C)	P (kW)	Q (kWh)	Q (MWh)	Necesidad
1,0	65,0	90,0	10.083,2	280,09	1.400.445,83	1.400,4	C
2,0	87,0	17,0	10.083,2	-224,78	-1.123.924,68	-1.123,9	E
3,0	18,0	63,0	9.687,8	484,39	2.421.947,50	2.421,9	C
4,0	67,0	92,	10.083,2	280,09	1.400.445,83	1.400,4	C
5,0	92,0	105,0	7.199,1	103,99	519.932,33	519,9	C
6,0	104,0	149,0	11.350,5	567,53	2.837.627,50	2.837,6	C
7,0	143,0	190,0	12.161,3	635,09	3.175.440,11	3.175,4	C
8,0	190,0	240,0	12.809,9	711,66	3.558.294,44	3.558,3	C
9,0	240,0	5,0	11.460,7	-857,73	-4.288.626,51	-4.288,6	E

Tabla 13: Energía del sistema antes de implementar la red HEN (creación propia)

Como se puede observar en la tabla anterior hay valores de potencias y energías negativos, esto indica que requieren de refrigeración, la cual se hará con energía eléctrica. Además, esto se indica en tabla anterior en la última columna con una letra “**C**” si se requiere de calor y “**E**” si se necesita refrigeración.

Si tenemos en cuenta la tabla anterior y le sumamos la energía ahorrada por cada intercambiador obtenemos las necesidades de calentamiento y enfriamiento finales por corriente y CO₂ ahorrado de cada corriente, las cuales son las siguientes:

Corriente	Q Necesidad térmica FINAL (MWh)	Ahorro Q (kWh)	Ahorro Q (MWh)	Ahorro (ton CO ₂)
1,0	1.008,3	392.124,8	392,1	70,6
2,0	-1.011,5	-112.392,5	-112,4	0,0
3,0	0,0	2.421.947,5	2.421,9	436,0
4,0	560,2	840.267,5	840,3	151,2
5,0	0,0	519.932,3	519,9	93,6
6,0	483,7	2.353.969,2	2.354,0	423,7
7,0	337,8	2.837.626,9	2.837,6	510,8
8,0	1.143,6	2.414.658,4	2.414,7	434,6
9,0	-1.024,4	-3.264.191,6	-3.264,2	0,0
Σ	5.569,6	15.157.110,8	15.157,1	2.120,5

Tabla 14: Necesidad energéticas del sistema tras implementar la red HEN (creación propia)

En la tabla anterior, en los casos en los que se da las necesidades de refrigeración, no se produce un ahorro en emisiones de CO₂, ya que se entiende que la electricidad usada procede de fuentes renovables.

Si dividimos la energía total ahorrada de esta tabla entre la energía total del sistema obtenemos que usando el método del Pinch Point se ha conseguido ahorrar un 73,1% de la energía necesaria inicial del sistema.

Si seguimos calculando los ahorros económicos de Gas Natural, electricidad y las retribuciones por los CAE, de los dos escenarios presentados, obtenemos los siguientes ahorros:

Escenario Conservador			
Corriente	Ahorro GN (€)	Ahorro Elec (€)	Ahorro CAE (€)
1,0	17.429,9	0,0	49.995,9
2,0	0,0	8.036,1	14.330,0
3,0	107.655,6	0,0	308.798,3
4,0	37.349,9	0,0	107.134,1
5,0	23.111,0	0,0	66.291,4
6,0	104.633,9	0,0	300.131,1
7,0	126.132,5	0,0	361.797,4
8,0	107.331,6	0,0	307.868,9
9,0	0,0	233.389,7	416.184,4
Σ	523.644,4	241.425,8	1.932.531,6

Tabla 15: Ahorros en Euros del escenario 1 (Creación propia)

Escenario Desfavorable			
Corriente	Ahorro GN (€)	Ahorro Elec (€)	Ahorro CAE (€)
1,0	49.799,9	0,0	49.995,9
2,0	0,0	26.299,8	14.330,0
3,0	307.587,3	0,0	308.798,3
4,0	106.714,0	0,0	107.134,1
5,0	66.031,4	0,0	66.291,4
6,0	298.954,1	0,0	300.131,1
7,0	360.378,6	0,0	361.797,4
8,0	306.661,6	0,0	307.868,9
9,0	0,0	763.820,8	416.184,4
Σ	1.496.126,9	790.120,7	1.932.531,6

Tabla 16: Ahorros en Euros del escenario 2 (Creación propia)

Como se puede ver en estas tablas, se consigue el siguiente ahorro total por escenario:

Ahorros totales anuales		
	Conservador	Desfavorable
Σ (€)	765.070,2	2.286.247,6

Tabla 17: Ahorros del sistema en Euros por escenarios (Creación propia)

Como se observa, aplicar esta mejora íntegra en la refinería de aceite tiene grandes beneficios económico incluso en el caso de menor precio de la energía.

A continuación, se estudiarán dos ratios económicos el TIR y el VAN, los cuales indican:

- TIR: mide la rentabilidad de una inversión de un porcentaje. Un proyecto será rentable si el TIR es mayor al coste del capital (Wacc).
- VAN: este ratio mide el valor actual que tendrán los flujos futuros (ahorros en nuestro caso) generados por el proyecto. Si tiene un valor positivo el proyecto es rentable.

7.1.4.1. TIR

El TIR se calculará para cada uno de los dos escenarios y para cada intercambiador, teniendo en cuenta el coste del Gas Natural y las retribuciones por los Certificados Energéticos, obteniendo los siguientes resultados:

TIR (% anual)				
Intercambiador	Conservador CAE	Conservador	Desfavorable CAE	Desfavorable
1,0	∞	185,3	∞	553,7
2,0	∞	192,9	∞	576,5
3,0	∞	184,1	∞	550,2
4,0	∞	126,2	∞	377,2
5,0	∞	128,6	∞	384,3
6,0	∞	108,1	∞	323,1
7,0	∞	185,4	∞	554,1
8,0	∞	117,6	∞	351,5

Tabla 18: TIR en porcentaje de cada intercambiador de cada escenario (Creación propia)

Como se puede ver en la tabla anterior, el TIR de todos los intercambiadores de todos los escenarios al aplicar los CAEs es infinito, esto va en concordancia con la amortización, ya que, si la amortización es instantánea, la rentabilidad es infinita. Sin embargo, si no se aplicaran los CAEs, el TIR no sería infinito porque la amortización no sería instantánea, aún así se obtiene una rentabilidad anual superior al 100% en la mitad de los intercambiadores del escenario conservador y en todos los casos del desfavorable.

También se ha calculado el TIR de la toda la red de intercambio, en este caso se han tenido en cuenta todos los costes, el gas natural y la electricidad, obteniendo el siguiente TIR:

TIR (% anual)				
	Conservador CAE	Conservador	Desfavorable CAE	Desfavorable
Sistema (GN+Elec + CAE)	∞	173,3	∞	517,8

Tabla 19: TIR del sistema en porcentaje de cada escenario (Creación propia)

Como se podría intuir, al ser el TIR de todos los intercambiadores tras aplicar los CAEs infinito, el TIR de toda la red HEN también lo será. De igual modo ocurre en el caso de que no se apliquen los CAEs, los resultados guardan relación con los casos individuales.

7.1.4.2. VAN

Para el cálculo del VAN se ha estimado una vida útil de 20 años y se ha buscado en la página oficial del INE la inflación anual, la cual es de un 2,96%, pero se redondeará al 3%. Se estudiará el VAN para cada escenario, intercambiador y el global de la red HEN, obteniendo las siguientes tablas:

Como se puede ver todos los intercambiadores y el sistema tiene un VAN positivo al final de su vida útil, lo que quiere decir que cuando se renueven los equipos se habrá conseguido generar los ingresos suficientes como para generar un beneficio tras la inversión. Sin embargo, cabe destacar que el VAN parcial del primer año en algunos intercambiadoras es negativo, lo que no es representativo, ya que esto representa que los flujos de caja positivos todavía no se han materializado y por tanto se necesita un mayor periodo de tiempo de estudio.

Cabe destacar que en el caso de aplicar los CAEs, el VAN final es mayor a que si no se aplicaran, esto se debe a que la inversión inicial no sería negativa, sino positiva.

A continuación, se presentan las tablas de los resultados del cálculo del VAN.

VAN intercambiador 1												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	72.178,5	349.260,6	156.816,7	156.816,7	84.638,1	-192.443,9	383.974,8	661.056,8	468.612,9	468.612,9	84.638,1	-192.443,9
1,0	224.427,7	501.509,8	152.249,2	152.249,2	67.611,1	344.693,1	838.938,8	1.116.020,8	454.964,0	454.964,0	370.325,8	647.407,9
2,0	372.242,5	649.324,6	147.814,8	147.814,8	215.425,8	492.507,9	1.280.651,4	1.557.733,4	441.712,6	441.712,6	812.038,5	1.089.120,5
3,0	515.752,0	792.834,0	143.509,5	143.509,5	358.935,3	636.017,4	1.709.498,6	1.986.580,6	428.847,2	428.847,2	1.240.885,7	1.517.967,7
4,0	655.081,6	932.163,6	139.329,6	139.329,6	498.264,9	775.347,0	2.125.855,1	2.402.937,1	416.356,5	416.356,5	1.657.242,2	1.934.324,2
5,0	790.353,0	1.067.435,1	135.271,4	135.271,4	633.536,3	910.618,4	2.530.084,7	2.807.166,7	404.229,6	404.229,6	2.061.471,8	2.338.553,8
6,0	921.684,5	1.198.766,6	131.331,5	131.331,5	764.867,9	1.041.949,9	2.922.540,6	3.199.622,7	392.455,9	392.455,9	2.453.927,7	2.731.009,8
7,0	1.049.190,9	1.326.272,9	127.506,3	127.506,3	892.374,2	1.169.456,2	3.303.565,8	3.580.647,9	381.025,2	381.025,2	2.834.952,9	3.112.035,0
8,0	1.172.983,4	1.450.065,4	123.792,5	123.792,5	1.016.166,7	1.293.248,8	3.673.493,2	3.950.575,2	369.927,4	369.927,4	3.204.880,3	3.481.962,3
9,0	1.293.170,3	1.570.252,4	120.186,9	120.186,9	1.136.353,6	1.413.435,7	4.032.646,0	4.309.728,0	359.152,8	359.152,8	3.564.033,0	3.841.115,1
10,0	1.409.856,7	1.686.938,7	116.686,3	116.686,3	1.253.040,0	1.530.122,0	4.381.338,0	4.658.420,0	348.692,0	348.692,0	3.912.725,1	4.189.807,1
11,0	1.523.144,4	1.800.226,4	113.287,7	113.287,7	1.366.327,7	1.643.409,7	4.719.873,9	4.996.956,0	338.535,9	338.535,9	4.251.261,0	4.528.343,0
12,0	1.633.132,4	1.910.214,5	109.988,1	109.988,1	1.476.315,8	1.753.397,8	5.048.549,6	5.325.631,6	328.675,7	328.675,7	4.579.936,7	4.857.018,7
13,0	1.739.917,0	2.016.999,0	106.784,5	106.784,5	1.583.100,3	1.860.182,3	5.367.652,2	5.644.734,2	319.102,6	319.102,6	4.899.039,3	5.176.121,3
14,0	1.843.591,3	2.120.673,3	103.674,3	103.674,3	1.686.774,6	1.963.856,6	5.677.460,5	5.954.542,6	309.808,3	309.808,3	5.208.847,6	5.485.929,7
15,0	1.944.245,9	2.221.328,0	100.654,7	100.654,7	1.787.429,3	2.064.511,3	5.978.245,3	6.255.327,4	300.784,8	300.784,8	5.509.632,4	5.786.714,4
16,0	2.041.968,9	2.319.051,0	97.723,0	97.723,0	1.885.152,2	2.162.234,3	6.270.269,4	6.547.351,4	292.024,1	292.024,1	5.801.656,5	6.078.738,5
17,0	2.136.845,6	2.413.927,6	94.876,7	94.876,7	1.980.028,9	2.257.111,0	6.553.787,9	6.830.870,0	283.518,5	283.518,5	6.085.175,0	6.362.257,0
18,0	2.228.958,9	2.506.040,9	92.113,3	92.113,3	2.072.142,2	2.349.224,2	6.829.048,6	7.106.130,7	275.260,7	275.260,7	6.360.435,7	6.637.517,7
19,0	2.318.389,2	2.595.471,3	89.430,4	89.430,4	2.161.572,5	2.438.654,6	7.096.292,0	7.373.374,1	267.243,4	267.243,4	6.627.679,1	6.904.761,1
20,0	2.405.214,8	2.682.296,9	86.825,6	86.825,6	2.248.398,1	2.525.480,2	7.355.751,6	7.632.833,7	259.459,6	259.459,6	6.887.138,7	7.164.220,7

Tabla 20: VAN del intercambiador 1 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 2												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	88.755,6	414.373,2	184.285,8	184.285,8	95.530,2	-230.087,4	455.168,2	780.785,9	550.698,4	550.698,4	95.530,2	-230.087,4
1,0	267.673,8	593.291,5	122.458,8	178.918,2	26.928,5	409.005,7	989.826,9	1.315.444,5	534.658,7	534.658,7	439.128,4	764.746,1
2,0	441.380,8	766.998,5	118.892,0	173.707,0	145.820,5	582.712,7	1.508.912,9	1.834.530,6	519.086,1	519.086,1	958.214,5	1.283.832,2
3,0	610.028,4	935.646,1	115.429,1	168.647,6	261.249,6	751.360,3	2.012.880,0	2.338.497,7	503.967,1	503.967,1	1.462.181,6	1.787.799,3
4,0	773.764,0	1.099.381,7	112.067,1	163.735,5	373.316,7	915.095,9	2.502.168,4	2.827.786,1	489.288,4	489.288,4	1.951.470,0	2.277.087,7
5,0	932.730,5	1.258.348,2	108.803,0	158.966,5	482.119,7	1.074.062,4	2.977.205,7	3.302.823,4	475.037,3	475.037,3	2.426.507,3	2.752.125,0
6,0	1.087.067,0	1.412.684,6	105.634,0	154.336,4	587.753,7	1.228.398,9	3.438.407,0	3.764.024,7	461.201,3	461.201,3	2.887.708,6	3.213.326,3
7,0	1.236.908,2	1.562.525,9	102.557,3	149.841,2	690.311,0	1.378.240,1	3.886.175,2	4.211.792,9	447.768,2	447.768,2	3.335.476,8	3.661.094,5
8,0	1.382.385,1	1.708.002,8	99.570,2	145.476,9	789.881,2	1.523.717,0	4.320.901,6	4.646.519,3	434.726,4	434.726,4	3.770.203,2	4.095.820,9
9,0	1.523.624,8	1.849.242,5	96.670,1	141.239,7	886.551,3	1.664.956,7	4.742.966,1	5.068.583,8	422.064,5	422.064,5	4.192.267,7	4.517.885,4
10,0	1.660.750,7	1.986.368,4	93.854,4	137.125,9	980.405,7	1.802.082,6	5.152.737,5	5.478.355,2	409.771,3	409.771,3	4.602.039,0	4.927.656,7
11,0	1.793.882,7	2.119.500,4	91.120,8	133.132,0	1.071.526,5	1.935.214,6	5.550.573,7	5.876.191,4	397.836,3	397.836,3	4.999.875,3	5.325.493,0
12,0	1.923.137,1	2.248.754,7	88.466,8	129.254,3	1.159.993,3	2.064.468,9	5.936.822,5	6.262.440,2	386.248,8	386.248,8	5.386.124,1	5.711.741,8
13,0	2.048.626,7	2.374.244,4	85.890,1	125.489,7	1.245.883,4	2.189.958,6	6.311.821,4	6.637.439,0	374.998,8	374.998,8	5.761.122,9	6.086.740,6
14,0	2.170.461,3	2.496.079,0	83.388,5	121.834,6	1.329.271,9	2.311.793,2	6.675.897,9	7.001.515,6	364.076,5	364.076,5	6.125.199,5	6.450.817,2
15,0	2.288.747,4	2.614.365,0	80.959,7	118.286,0	1.410.231,5	2.430.079,3	7.029.370,3	7.354.987,9	353.472,4	353.472,4	6.478.671,8	6.804.289,5
16,0	2.403.588,2	2.729.205,9	78.601,6	114.840,8	1.488.833,1	2.544.920,1	7.372.547,3	7.698.165,0	343.177,1	343.177,1	6.821.848,9	7.147.466,6
17,0	2.515.084,1	2.840.701,8	76.312,2	111.495,9	1.565.145,4	2.656.416,0	7.705.728,9	8.031.346,6	333.181,6	333.181,6	7.155.030,5	7.480.648,2
18,0	2.623.332,6	2.948.950,3	74.089,6	108.248,5	1.639.234,9	2.764.664,5	8.029.206,2	8.354.823,9	323.477,3	323.477,3	7.478.507,8	7.804.125,5
19,0	2.728.428,2	3.054.045,9	71.931,6	105.095,6	1.711.166,6	2.869.760,1	8.343.261,8	8.668.879,5	314.055,6	314.055,6	7.792.563,4	8.118.181,1
20,0	2.830.462,8	3.156.080,5	69.836,5	102.034,6	1.781.003,1	2.971.794,7	8.648.170,2	8.973.787,9	304.908,4	304.908,4	8.097.471,8	8.423.089,4

Tabla 21: VAN del intercambiador 2 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 3												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	69.837,7	339.955,6	152.875,3	152.875,3	83.037,6	-187.080,3	373.797,3	643.915,3	456.835,0	456.835,0	83.037,6	-187.080,3
1,0	218.260,3	488.378,3	148.422,6	148.422,6	65.385,0	335.503,0	817.326,4	1.087.444,4	443.529,1	443.529,1	360.491,5	630.609,4
2,0	362.359,9	632.477,9	144.099,6	144.099,6	209.484,6	479.602,6	1.247.937,2	1.369.237,3	430.610,8	430.610,8	791.102,2	1.061.220,2
3,0	502.262,5	772.380,5	139.902,6	139.902,6	349.387,2	619.505,2	1.666.005,9	1.642.822,6	418.068,7	418.068,7	1.209.170,9	1.479.288,9
4,0	638.090,2	908.208,2	135.827,7	135.827,7	485.214,9	755.332,9	2.071.897,8	1.908.439,5	405.891,9	405.891,9	1.615.062,9	1.885.180,8
5,0	769.961,8	1.040.079,8	131.871,6	131.871,6	617.086,5	887.204,5	2.465.967,7	2.166.319,9	394.069,9	394.069,9	2.009.132,7	2.279.250,7
6,0	897.992,5	1.168.110,5	128.030,7	128.030,7	745.117,2	1.015.235,2	2.848.559,8	2.416.689,3	382.592,1	382.592,1	2.391.724,8	2.661.842,8
7,0	1.022.294,1	1.292.412,1	124.301,6	124.301,6	869.418,8	1.139.536,8	3.220.008,4	2.659.766,3	371.448,6	371.448,6	2.763.173,4	3.033.291,4
8,0	1.142.975,3	1.413.093,3	120.681,2	120.681,2	990.100,0	1.260.217,9	3.580.638,1	2.895.763,4	360.629,7	360.629,7	3.123.803,2	3.393.921,1
9,0	1.260.141,5	1.530.259,5	117.166,2	117.166,2	1.107.266,2	1.377.384,1	3.930.764,1	3.124.886,8	350.126,0	350.126,0	3.473.929,1	3.744.047,1
10,0	1.373.895,1	1.644.013,0	113.753,6	113.753,6	1.221.019,8	1.491.137,7	4.270.692,2	3.347.336,8	339.928,1	339.928,1	3.813.857,2	4.083.975,2
11,0	1.484.335,4	1.754.453,4	110.440,4	110.440,4	1.331.460,1	1.601.578,1	4.600.719,5	3.563.307,5	330.027,3	330.027,3	4.143.884,5	4.414.002,5
12,0	1.591.559,1	1.861.677,1	107.223,7	107.223,7	1.438.683,8	1.708.801,8	4.921.134,4	3.772.987,9	320.414,9	320.414,9	4.464.299,4	4.734.417,4
13,0	1.695.659,8	1.965.777,7	104.100,6	104.100,6	1.542.784,4	1.812.902,4	5.232.216,7	3.976.561,1	311.082,4	311.082,4	4.775.381,8	5.045.499,7
14,0	1.796.728,3	2.066.846,3	101.068,6	101.068,6	1.643.853,0	1.913.971,0	5.534.238,5	4.174.205,0	302.021,7	302.021,7	5.077.403,5	5.347.521,5
15,0	1.894.853,2	2.164.971,2	98.124,8	98.124,8	1.741.977,9	2.012.095,8	5.827.463,4	4.366.092,3	293.225,0	293.225,0	5.370.628,5	5.640.746,4
16,0	1.990.120,0	2.260.238,0	95.266,8	95.266,8	1.837.244,7	2.107.362,7	6.112.147,9	4.552.390,6	284.684,4	284.684,4	5.655.312,9	5.925.430,9
17,0	2.082.612,1	2.352.730,1	92.492,1	92.492,1	1.929.736,8	2.199.854,8	6.388.540,5	4.733.262,7	276.392,7	276.392,7	5.931.705,6	6.201.823,6
18,0	2.172.410,2	2.442.528,2	89.798,1	89.798,1	2.019.534,9	2.289.652,9	6.656.882,9	4.908.866,7	268.342,4	268.342,4	6.200.048,0	6.470.165,9
19,0	2.259.592,9	2.529.710,9	87.182,7	87.182,7	2.106.717,6	2.376.835,5	6.917.409,5	5.079.356,1	260.526,6	260.526,6	6.460.574,6	6.730.692,5
20,0	2.344.236,2	2.614.354,2	84.643,4	84.643,4	2.191.360,9	2.461.478,9	7.170.348,0	5.244.879,7	252.938,4	252.938,4	6.713.513,0	6.983.631,0

Tabla 22: VAN del intercambiador 3 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 4												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	7.012,6	66.674,8	33.766,3	33.766,3	26.753,7	-32.908,5	74.149,6	133.811,8	100.903,3	100.903,3	26.753,7	-32.908,5
1,0	39.795,4	99.457,6	32.782,8	32.782,8	6.029,1	65.691,3	172.113,9	231.776,2	97.964,4	97.964,4	71.210,6	130.872,9
2,0	71.623,3	131.285,6	31.828,0	31.828,0	37.857,0	97.519,3	267.225,0	326.887,2	95.111,0	95.111,0	166.321,7	225.983,9
3,0	102.524,3	162.186,5	30.900,9	30.900,9	68.758,0	128.420,2	359.565,8	419.228,0	92.340,8	92.340,8	258.662,5	318.324,7
4,0	132.525,2	192.187,4	30.000,9	30.000,9	98.758,9	158.421,1	449.217,1	508.879,3	89.651,3	89.651,3	348.313,8	407.976,0
5,0	161.652,3	221.314,5	29.127,1	29.127,1	127.886,0	187.548,2	536.257,1	595.919,4	87.040,1	87.040,1	435.353,8	495.016,1
6,0	189.931,0	249.593,3	28.278,7	28.278,7	156.164,7	215.827,0	620.762,1	680.424,3	84.504,9	84.504,9	519.858,8	579.521,0
7,0	217.386,1	277.048,3	27.455,1	27.455,1	183.619,8	243.282,1	702.805,7	762.467,9	82.043,6	82.043,6	601.902,4	661.564,6
8,0	244.041,5	303.703,8	26.655,4	26.655,4	210.275,2	269.937,5	782.459,7	842.121,9	79.654,0	79.654,0	681.556,4	741.218,6
9,0	269.920,6	329.582,8	25.879,1	25.879,1	236.154,3	295.816,5	859.793,6	919.455,9	77.334,0	77.334,0	758.890,3	818.552,6
10,0	295.045,9	354.708,1	25.125,3	25.125,3	261.279,6	320.941,8	934.875,2	994.537,4	75.081,5	75.081,5	833.971,9	893.634,1
11,0	319.439,4	379.101,6	24.393,5	24.393,5	285.673,1	345.335,3	1.007.769,9	1.067.432,1	72.894,7	72.894,7	906.866,6	966.528,8
12,0	343.122,4	402.784,6	23.683,0	23.683,0	309.356,1	369.018,3	1.078.541,4	1.138.203,6	70.771,5	70.771,5	977.638,1	1.037.300,3
13,0	366.115,6	425.777,8	22.993,2	22.993,2	332.349,3	392.011,5	1.147.251,6	1.206.913,9	68.710,2	68.710,2	1.046.348,3	1.106.010,6
14,0	388.439,1	448.101,3	22.323,5	22.323,5	354.672,8	414.335,0	1.213.960,6	1.273.622,9	66.709,0	66.709,0	1.113.057,3	1.172.719,6
15,0	410.112,4	469.774,6	21.673,3	21.673,3	376.346,1	436.008,3	1.278.726,6	1.338.388,8	64.766,0	64.766,0	1.177.823,3	1.237.485,5
16,0	431.154,4	490.816,6	21.042,0	21.042,0	397.388,1	457.050,3	1.341.606,2	1.401.268,4	62.879,6	62.879,6	1.240.702,9	1.300.365,1
17,0	451.583,6	511.245,8	20.429,2	20.429,2	417.817,3	477.479,5	1.402.654,4	1.462.316,6	61.048,2	61.048,2	1.301.751,1	1.361.413,3
18,0	471.417,7	531.079,9	19.834,1	19.834,1	437.651,4	497.313,6	1.461.924,4	1.521.586,7	59.270,1	59.270,1	1.361.021,1	1.420.683,4
19,0	490.674,2	550.336,4	19.256,4	19.256,4	456.907,9	516.570,1	1.519.468,2	1.579.130,4	57.543,7	57.543,7	1.418.564,9	1.478.227,1
20,0	509.369,7	569.032,0	18.695,6	18.695,6	475.603,4	535.265,7	1.575.335,9	1.634.998,1	55.867,7	55.867,7	1.474.432,6	1.534.094,8

Tabla 23: VAN del intercambiador 4 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 5												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	8.087,66	72.368,1	36.380,01	36.380,0	28.292,36	-35.988,1	80.421,49	144.702,0	108.713,84	108.713,8	28.292,36	-35.988,1
1,0	43.408,06	107.688,5	35.320,40	35.320,4	7.028,05	71.308,5	185.968,91	250.249,4	105.547,42	105.547,4	77.255,07	141.535,5
2,0	77.699,71	141.980,2	34.291,65	34.291,7	41.319,70	105.600,2	288.442,14	317.308,1	102.473,23	102.473,2	179.728,29	244.008,8
3,0	110.992,58	175.273,0	33.292,87	33.292,9	74.612,57	138.893,0	387.930,70	382.413,7	99.488,57	99.488,6	279.216,86	343.497,3
4,0	143.315,75	207.596,2	32.323,17	32.323,2	106.935,74	171.216,2	484.521,55	445.623,1	96.590,84	96.590,8	375.807,70	440.088,2
5,0	174.697,47	238.977,9	31.381,72	31.381,7	138.317,46	202.597,9	578.299,07	506.991,3	93.777,52	93.777,5	469.585,22	533.865,7
6,0	205.165,16	269.445,6	30.467,69	30.467,7	168.785,15	233.065,6	669.345,20	566.572,2	91.046,13	91.046,1	560.631,35	624.911,8
7,0	234.745,44	299.025,9	29.580,28	29.580,3	198.365,43	262.645,9	757.739,50	624.417,7	88.394,30	88.394,3	649.025,66	713.306,1
8,0	263.464,16	327.744,6	28.718,72	28.718,7	227.084,15	291.364,6	843.559,22	680.578,3	85.819,71	85.819,7	734.845,37	799.125,8
9,0	291.346,42	355.626,9	27.882,25	27.882,3	254.966,40	319.246,9	926.879,33	735.103,3	83.320,11	83.320,1	818.165,48	882.445,9
10,0	318.416,56	382.697,0	27.070,15	27.070,1	282.036,55	346.317,0	1.007.772,64	788.040,1	80.893,31	80.893,3	899.058,79	963.339,3
11,0	344.698,26	408.978,7	26.281,70	26.281,7	308.318,25	372.598,7	1.086.309,83	839.435,0	78.537,19	78.537,2	977.595,99	1.041.876,4
12,0	370.214,47	434.494,9	25.516,21	25.516,2	333.834,46	398.114,9	1.162.559,53	889.333,0	76.249,70	76.249,7	1.053.845,69	1.118.126,2
13,0	394.987,49	459.268,0	24.773,02	24.773,0	358.607,48	422.887,9	1.236.588,37	937.777,7	74.028,84	74.028,8	1.127.874,53	1.192.155,0
14,0	419.038,97	483.319,4	24.051,48	24.051,5	382.658,95	446.939,4	1.308.461,03	984.811,4	71.872,66	71.872,7	1.199.747,19	1.264.027,7
15,0	442.389,91	506.670,4	23.350,95	23.350,9	406.009,90	470.290,4	1.378.240,31	1.030.475,2	69.779,28	69.779,3	1.269.526,47	1.333.806,9
16,0	465.060,74	529.341,2	22.670,82	22.670,8	428.680,72	492.961,2	1.445.987,19	1.074.808,9	67.746,87	67.746,9	1.337.273,34	1.401.553,8
17,0	487.071,24	551.351,7	22.010,51	22.010,5	450.691,23	514.971,7	1.511.760,85	1.117.851,4	65.773,66	65.773,7	1.403.047,00	1.467.327,5
18,0	508.440,67	572.721,1	21.369,42	21.369,4	472.060,65	536.341,1	1.575.618,78	1.159.640,2	63.857,93	63.857,9	1.466.904,93	1.531.185,4
19,0	529.187,68	593.468,1	20.747,01	20.747,0	492.807,67	557.088,1	1.637.616,76	1.200.211,8	61.997,99	61.998,0	1.528.902,92	1.593.183,4
20,0	549.330,41	613.610,9	20.142,73	20.142,7	512.950,40	577.230,9	1.697.808,98	1.239.601,8	60.192,22	60.192,2	1.589.095,14	1.653.375,6

Tabla 24: VAN del intercambiador 5 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 6												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	1.367,3	33.507,5	18.190,0	18.190,0	16.822,7	-15.317,5	37.534,2	69.674,4	54.356,9	54.356,9	16.822,7	-15.317,5
1,0	19.027,5	51.167,7	17.660,2	17.660,2	837,5	32.977,7	90.307,9	122.448,1	52.773,7	52.773,7	35.951,0	68.091,2
2,0	36.173,3	68.313,5	17.145,8	17.145,8	17.983,3	50.123,5	141.544,5	173.684,7	51.236,6	51.236,6	87.187,6	119.327,8
3,0	52.819,7	84.960,0	16.646,4	16.646,4	34.629,7	66.770,0	191.288,8	223.429,0	49.744,3	49.744,3	136.931,9	169.072,1
4,0	68.981,3	101.121,6	16.161,6	16.161,6	50.791,3	82.931,5	239.584,2	271.724,4	48.295,4	48.295,4	185.227,3	217.367,5
5,0	84.672,2	116.812,4	15.690,9	15.690,9	66.482,2	98.622,4	286.473,0	318.613,2	46.888,8	46.888,8	232.116,1	264.256,3
6,0	99.906,0	132.046,3	15.233,8	15.233,8	81.716,0	113.856,2	331.996,0	364.136,3	45.523,1	45.523,1	277.639,1	309.779,4
7,0	114.696,2	146.836,4	14.790,1	14.790,1	96.506,2	128.646,4	376.193,2	408.333,4	44.197,2	44.197,2	321.836,3	353.976,5
8,0	129.055,5	161.195,8	14.359,4	14.359,4	110.865,5	143.005,7	419.103,1	451.243,3	42.909,9	42.909,9	364.746,1	396.886,4
9,0	142.996,7	175.136,9	13.941,1	13.941,1	124.806,6	156.946,9	460.763,1	492.903,3	41.660,1	41.660,1	406.406,2	438.546,4
10,0	156.531,7	188.672,0	13.535,1	13.535,1	138.341,7	170.481,9	501.209,8	533.350,0	40.446,7	40.446,7	446.852,8	478.993,1
11,0	169.672,6	201.812,8	13.140,8	13.140,8	151.482,6	183.622,8	540.478,4	572.618,6	39.268,6	39.268,6	486.121,4	518.261,7
12,0	182.430,7	214.570,9	12.758,1	12.758,1	164.240,7	196.380,9	578.603,2	610.743,4	38.124,9	38.124,9	524.246,3	556.386,5
13,0	194.817,2	226.957,4	12.386,5	12.386,5	176.627,2	208.767,4	615.617,6	647.757,9	37.014,4	37.014,4	561.260,7	593.400,9
14,0	206.842,9	238.983,2	12.025,7	12.025,7	188.652,9	220.793,2	651.554,0	683.694,2	35.936,3	35.936,3	597.197,0	629.337,3
15,0	218.518,4	250.658,6	11.675,5	11.675,5	200.328,4	232.468,6	686.443,6	718.583,8	34.889,6	34.889,6	632.086,7	664.226,9
16,0	229.853,8	261.994,0	11.335,4	11.335,4	211.663,8	243.804,0	720.317,0	752.457,3	33.873,4	33.873,4	665.960,1	698.100,3
17,0	240.859,1	272.999,3	11.005,3	11.005,3	222.669,1	254.809,3	753.203,9	785.344,1	32.886,8	32.886,8	698.846,9	730.987,2
18,0	251.543,8	283.684,0	10.684,7	10.684,7	233.353,8	265.494,0	785.132,8	817.273,1	31.929,0	31.929,0	730.775,9	762.916,1
19,0	261.917,3	294.057,5	10.373,5	10.373,5	243.727,3	275.867,5	816.131,8	848.272,1	30.999,0	30.999,0	761.774,9	793.915,1
20,0	271.988,6	304.128,9	10.071,4	10.071,4	253.798,6	285.938,9	846.227,9	878.368,2	30.096,1	30.096,1	791.871,0	824.011,2

Tabla 25: VAN del intercambiador 6 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 7												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	72.460,4	350.378,8	157.290,1	157.290,1	84.829,7	-193.088,8	385.197,8	663.116,3	470.027,5	470.027,5	84.829,7	-193.088,8
1,0	222.260,4	500.178,9	149.800,1	149.800,1	64.970,4	342.888,8	832.843,0	1.110.761,5	447.645,2	447.645,2	362.815,5	640.734,0
2,0	364.927,1	642.845,6	142.666,7	142.666,7	207.637,1	485.555,6	1.259.171,9	1.389.752,3	426.328,8	426.328,8	789.144,3	1.067.062,8
3,0	500.800,2	778.718,7	135.873,1	135.873,1	343.510,2	621.428,6	1.665.199,3	1.655.457,8	406.027,4	406.027,4	1.195.171,8	1.473.090,3
4,0	630.203,1	908.121,6	129.402,9	129.402,9	472.913,1	750.831,6	2.051.892,1	1.908.510,7	386.692,8	386.692,8	1.581.864,6	1.859.783,0
5,0	753.444,0	1.031.362,5	123.240,9	123.240,9	596.154,0	874.072,4	2.420.170,9	2.149.513,4	368.278,8	368.278,8	1.950.143,4	2.228.061,9
6,0	870.816,3	1.148.734,8	117.372,3	117.372,3	713.526,2	991.444,7	2.770.912,7	2.379.039,8	350.741,8	350.741,8	2.300.885,2	2.578.803,7
7,0	982.599,4	1.260.517,9	111.783,1	111.783,1	825.309,3	1.103.227,8	3.104.952,5	2.597.636,4	334.039,8	334.039,8	2.634.925,0	2.912.843,4
8,0	1.089.059,5	1.366.978,0	106.460,1	106.460,1	931.769,4	1.209.687,9	3.423.085,6	2.805.823,6	318.133,1	318.133,1	2.953.058,1	3.230.976,5
9,0	1.190.450,1	1.468.368,6	101.390,6	101.390,6	1.033.160,0	1.311.078,5	3.726.069,5	3.004.097,1	302.983,9	302.983,9	3.256.042,0	3.533.960,5
10,0	1.287.012,5	1.564.931,0	96.562,5	96.562,5	1.129.722,5	1.407.641,0	4.014.625,6	3.192.929,1	288.556,1	288.556,1	3.544.598,1	3.822.516,6
11,0	1.378.976,8	1.656.895,3	91.964,2	91.964,2	1.221.686,7	1.499.605,2	4.289.441,0	3.372.769,0	274.815,3	274.815,3	3.819.413,5	4.097.331,9
12,0	1.466.561,8	1.744.480,3	87.585,0	87.585,0	1.309.271,7	1.587.190,2	4.551.169,9	3.544.045,1	261.728,9	261.728,9	4.081.142,4	4.359.060,8
13,0	1.549.976,1	1.827.894,5	83.414,3	83.414,3	1.392.686,0	1.670.604,5	4.800.435,5	3.707.165,3	249.265,6	249.265,6	4.330.408,0	4.608.326,5
14,0	1.629.418,2	1.907.336,7	79.442,2	79.442,2	1.472.128,2	1.750.046,6	5.037.831,3	3.862.517,8	237.395,8	237.395,8	4.567.803,8	4.845.722,3
15,0	1.705.077,4	1.982.995,9	75.659,2	75.659,2	1.547.787,4	1.825.705,9	5.263.922,6	4.010.472,5	226.091,3	226.091,3	4.793.895,1	5.071.813,6
16,0	1.777.133,8	2.055.052,3	72.056,4	72.056,4	1.619.843,8	1.897.762,2	5.479.247,6	4.151.381,8	215.325,0	215.325,0	5.009.220,1	5.287.138,6
17,0	1.845.759,0	2.123.677,4	68.625,1	68.625,1	1.688.468,9	1.966.387,4	5.684.319,0	4.285.581,2	205.071,4	205.071,4	5.214.291,5	5.492.210,0
18,0	1.911.116,2	2.189.034,7	65.357,3	65.357,3	1.753.826,2	2.031.744,6	5.879.625,2	4.413.390,1	195.306,1	195.306,1	5.409.597,7	5.687.516,1
19,0	1.973.361,3	2.251.279,7	62.245,0	62.245,0	1.816.071,2	2.093.989,7	6.065.631,0	4.535.112,8	186.005,8	186.005,8	5.595.603,5	5.873.522,0
20,0	2.032.642,2	2.310.560,7	59.281,0	59.281,0	1.875.352,2	2.153.270,6	6.242.779,4	4.651.039,2	177.148,4	177.148,4	5.772.751,9	6.050.670,4

Tabla 26: VAN del intercambiador 7 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN intercambiador 8												
Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	3.814,3	48.810,6	25.466,0	25.466,0	21.651,7	-23.344,6	54.448,0	99.444,3	76.099,7	76.099,7	21.651,7	-23.344,6
1,0	28.538,6	73.534,9	16.922,3	24.724,3	-4.729,5	48.068,9	128.331,2	173.327,5	73.883,2	73.883,2	52.231,5	97.227,8
2,0	52.542,7	97.539,0	16.429,4	24.004,2	11.699,9	72.073,0	200.062,4	245.058,7	71.731,3	71.731,3	123.962,7	168.959,0
3,0	75.847,7	120.844,0	15.950,9	23.305,0	27.650,8	95.378,0	269.704,4	314.700,7	69.642,0	69.642,0	193.604,7	238.601,0
4,0	98.473,9	143.470,3	15.486,3	22.626,2	43.137,1	118.004,3	337.318,0	382.314,3	67.613,6	67.613,6	261.218,3	306.214,6
5,0	120.441,1	165.437,5	15.035,2	21.967,2	58.172,3	139.971,5	402.962,3	447.958,6	65.644,3	65.644,3	326.862,6	371.858,9
6,0	141.768,5	186.764,9	14.597,3	21.327,4	72.769,6	161.298,8	466.694,6	511.690,9	63.732,3	63.732,3	390.594,9	435.591,2
7,0	162.474,7	207.471,1	14.172,1	20.706,2	86.941,8	182.005,0	528.570,6	573.566,9	61.876,0	61.876,0	452.470,9	497.467,2
8,0	182.577,8	227.574,2	13.759,4	20.103,1	100.701,1	202.108,1	588.644,4	633.640,7	60.073,8	60.073,8	512.544,7	557.541,0
9,0	202.095,4	247.091,7	13.358,6	19.517,6	114.059,7	221.625,7	646.968,4	691.964,8	58.324,1	58.324,1	570.868,8	615.865,1
10,0	221.044,5	266.040,8	12.969,5	18.949,1	127.029,3	240.574,8	703.593,8	748.590,1	56.625,3	56.625,3	627.494,1	672.490,4
11,0	239.441,7	284.438,0	12.591,8	18.397,2	139.621,0	258.972,0	758.569,8	803.566,1	54.976,0	54.976,0	682.470,1	727.466,4
12,0	257.303,0	302.299,4	12.225,0	17.861,3	151.846,0	276.833,4	811.944,6	856.940,9	53.374,8	53.374,8	735.844,9	780.841,2
13,0	274.644,2	319.640,5	11.868,9	17.341,1	163.715,0	294.174,5	863.764,8	908.761,1	51.820,2	51.820,2	787.665,1	832.661,4
14,0	291.480,2	336.476,5	11.523,2	16.836,0	175.238,2	311.010,5	914.075,6	959.072,0	50.310,9	50.310,9	837.975,9	882.972,3
15,0	307.825,9	352.822,2	11.187,6	16.345,7	186.425,9	327.356,2	962.921,1	1.007.917,5	48.845,5	48.845,5	886.821,4	931.817,8
16,0	323.695,4	368.691,8	10.861,8	15.869,6	197.287,6	343.225,7	1.010.343,9	1.055.340,3	47.422,8	47.422,8	934.244,3	979.240,6
17,0	339.102,8	384.099,1	10.545,4	15.407,4	207.833,0	358.633,1	1.056.385,5	1.101.381,8	46.041,6	46.041,6	980.285,8	1.025.282,1
18,0	354.061,4	399.057,7	10.238,3	14.958,6	218.071,3	373.591,7	1.101.086,1	1.146.082,4	44.700,5	44.700,5	1.024.986,4	1.069.982,7
19,0	368.584,3	413.580,6	9.940,1	14.522,9	228.011,4	388.114,6	1.144.484,7	1.189.481,0	43.398,6	43.398,6	1.068.385,0	1.113.381,3
20,0	382.684,2	427.680,5	9.650,5	14.099,9	237.661,9	402.214,5	1.186.619,2	1.231.615,5	42.134,6	42.134,6	1.110.519,5	1.155.515,8

Tabla 27: VAN del intercambiador 8 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

VAN Red completa de intercambio

Año	Conservador	Conservador CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE	Desfavorable	Desfavorable CAE	Flujo descontado	Flujo descontado CAE	Flujo descontado acumulado	Flujo descontado acumulado CAE
0,0	323.513,9	1.675.329,3	765.070,2	765.070,2	441.556,3	-910.259,2	1.844.691,3	3.196.506,7	2.286.247,6	2.286.247,6	441.556,3	-910.259,2
1,0	1.066.300,5	2.418.115,9	742.786,6	742.786,6	301.230,3	1.653.045,7	4.064.349,1	5.416.164,6	2.219.657,8	2.219.657,8	1.778.101,5	3.129.917,0
2,0	1.787.452,5	3.139.267,9	721.152,0	721.152,0	1.022.382,3	2.374.197,7	6.219.356,7	7.571.172,2	2.155.007,6	2.155.007,6	3.933.109,2	5.284.924,6
3,0	2.487.600,1	3.839.415,5	700.147,6	700.147,6	1.722.529,9	3.074.345,3	8.311.597,1	9.663.412,5	2.092.240,4	2.092.240,4	6.025.349,5	7.377.165,0
4,0	3.167.355,0	4.519.170,4	679.754,9	679.754,9	2.402.284,8	3.754.100,3	10.342.898,5	11.694.713,9	2.031.301,4	2.031.301,4	8.056.650,9	9.408.466,3
5,0	3.827.311,3	5.179.126,7	659.956,3	659.956,3	3.062.241,1	4.414.056,5	12.315.035,7	13.666.851,1	1.972.137,2	1.972.137,2	10.028.788,1	11.380.603,6
6,0	4.468.045,5	5.819.860,9	640.734,2	640.734,2	3.702.975,3	5.054.790,8	14.229.732,0	15.581.547,5	1.914.696,3	1.914.696,3	11.943.484,5	13.295.299,9
7,0	5.090.117,6	6.441.933,0	622.072,1	622.072,1	4.325.047,4	5.676.862,8	16.088.660,5	17.440.476,0	1.858.928,5	1.858.928,5	13.802.413,0	15.154.228,4
8,0	5.694.071,0	7.045.886,4	603.953,5	603.953,5	4.929.000,8	6.280.816,3	17.893.445,5	19.245.260,9	1.804.784,9	1.804.784,9	15.607.197,9	16.959.013,3
9,0	6.280.433,6	7.632.249,0	586.362,6	586.362,6	5.515.363,4	6.867.178,9	19.645.663,8	20.997.479,3	1.752.218,4	1.752.218,4	17.359.416,3	18.711.231,7
10,0	6.849.717,7	8.201.533,1	569.284,1	569.284,1	6.084.647,5	7.436.462,9	21.346.846,8	22.698.662,2	1.701.182,9	1.701.182,9	19.060.599,2	20.412.414,6
11,0	7.402.420,6	8.754.236,1	552.703,0	552.703,0	6.637.350,5	7.989.165,9	22.998.480,6	24.350.296,1	1.651.633,9	1.651.633,9	20.712.233,1	22.064.048,5
12,0	7.939.025,5	9.290.840,9	536.604,8	536.604,8	7.173.955,3	8.525.770,7	24.602.008,7	25.953.824,1	1.603.528,0	1.603.528,0	22.315.761,1	23.667.576,6
13,0	8.460.001,0	9.811.816,4	520.975,6	520.975,6	7.694.930,8	9.046.746,3	26.158.832,0	27.510.647,5	1.556.823,3	1.556.823,3	23.872.584,5	25.224.399,9
14,0	8.965.802,5	10.317.618,0	505.801,5	505.801,5	8.200.732,4	9.552.547,8	27.670.311,0	29.022.126,4	1.511.479,0	1.511.479,0	25.384.063,4	26.735.878,9
15,0	9.456.872,0	10.808.687,4	491.069,4	491.069,4	8.691.801,8	10.043.617,2	29.137.766,3	30.489.581,7	1.467.455,3	1.467.455,3	26.851.518,7	28.203.334,2
16,0	9.933.638,4	11.285.453,8	476.766,4	476.766,4	9.168.568,2	10.520.383,7	30.562.480,2	31.914.295,6	1.424.713,9	1.424.713,9	28.276.232,6	29.628.048,1
17,0	10.396.518,4	11.748.333,9	462.880,0	462.880,0	9.631.448,3	10.983.263,7	31.945.697,6	33.297.513,0	1.383.217,4	1.383.217,4	29.659.450,0	31.011.265,5
18,0	10.845.916,5	12.197.732,0	449.398,1	449.398,1	10.080.846,4	11.432.661,8	33.288.627,1	34.640.442,5	1.342.929,5	1.342.929,5	31.002.379,5	32.354.194,9
19,0	11.282.225,4	12.634.040,8	436.308,8	436.308,8	10.517.155,2	11.868.970,6	34.592.442,1	35.944.257,6	1.303.815,0	1.303.815,0	32.306.194,6	33.658.010,0
20,0	11.705.826,2	13.057.641,6	423.600,8	423.600,8	10.940.756,0	12.292.571,4	35.858.282,0	37.210.097,4	1.265.839,8	1.265.839,8	33.572.034,4	34.923.849,8

Tabla 28: VAN de la red HEN 1 de cada escenario con y sin CAE (Creación propia)

8. CONCLUSIONES

La aplicación práctica desarrollada sobre el caso real del proceso de refino del aceite ha permitido verificar la efectividad real de esta metodología. Mediante el análisis de las corrientes del sistema y la construcción de la tabla de Linnhoff, se determinó que el Pinch Point del proceso se sitúa en 82,0 °C para una temperatura mínima de acercamiento de 10,0 °C. A partir de este resultado, fue posible dividir el sistema en las regiones caliente y fría y desarrollar una red de intercambio de calor, de ocho intercambiadores, optimizada respetando las reglas fundamentales del diseño Pinch, de este modo se ha conseguido un ahorro energético del 73,1%.

Los resultados obtenidos demuestran que existe un elevado potencial de recuperación térmica dentro del proceso estudiado, permitiendo reutilizar gran parte de la energía contenida en las corrientes calientes para cubrir las necesidades térmicas de las corrientes frías y calientes. Gracias a ello, se consigue una reducción significativa de la demanda energética de calentamiento y enfriamiento externos, lo que implica una disminución directa del consumo de combustible, electricidad y de las emisiones asociadas al proceso industrial y por consiguiente un ahorro económico inmediato.

En cuanto a la selección tecnológica, se concluyó que, pese a que los intercambiadores de placas presentan coeficientes de transferencia de calor superiores, las condiciones de operación del proceso estudiado, especialmente los elevados caudales, presiones y temperaturas, hacen más adecuada la utilización de intercambiadores de carcasa y tubo para este caso de estudio, debido a su mayor robustez y capacidad operativa.

Finalmente, puede concluirse que la metodología Pinch Point constituye una herramienta de gran valor para el diseño y optimización de redes de intercambio térmico en la industria alimentaria y, en particular, en procesos de refino de aceite vegetal. Su aplicación permite no solo mejorar la eficiencia energética y reducir costes de operación, sino también avanzar hacia modelos industriales más sostenibles y competitivos, alineados con los objetivos actuales de reducción del consumo energético y de las emisiones contaminantes reflejados en la agenda 2030.

8.1. Recuperación de inversión

A continuación, en caso de que el inversor le de mayor importancia a la recuperación del dinero invertido y al ahorro económico que al valor de la inversión, se ordenan los intercambiadores de mayor a menor velocidad de recuperación de la inversión en función del escenario.

Escenario Conservador							
Equipo	Inversión (€)	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización (año)	Amortización CAE (año)
2,0	95.530,2	325.617,7	126.132,5	58.153,3	3.651,0	0,5	0,0
7,0	84.829,7	277.918,5	107.655,6	49.634,5	3.116,1	0,5	0,0
1,0	84.638,1	277.082,1	107.331,6	49.485,1	3.106,8	0,5	0,0
3,0	83.037,6	270.118,0	104.633,9	48.241,4	3.028,7	0,5	0,0
5,0	28.292,4	64.280,5	24.899,9	11.480,1	720,7	0,8	0,0
4,0	26.753,7	59.662,2	23.111,0	10.655,3	669,0	0,8	0,0
8,0	21.651,7	44.996,3	17.429,9	8.036,1	504,5	0,9	0,0
6,0	16.822,7	32.140,2	12.450,0	5.740,0	360,4	0,9	0,0
Σ	441.556,3	1.351.815,4	523.644,4	241.425,8	15.157,1		

Tabla 29: Intercambiadores ordenados de menor a mayor amortización del escenario 1 (Creación propia)

Escenario Desfavorable							
Equipo	Inversión (€)	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización (año)	Amortización CAE (año)
2,0	95.530,2	325.617,7	360.378,6	190.319,8	3.651,0	0,2	0,0
7,0	84.829,7	277.918,5	307.587,3	162.440,2	3.116,1	0,2	0,0
1,0	84.638,1	277.082,1	306.661,6	161.951,3	3.106,8	0,2	0,0
3,0	83.037,6	270.118,0	298.954,1	157.880,9	3.028,7	0,2	0,0
5,0	28.292,4	64.280,5	71.142,6	37.571,2	720,7	0,3	0,0
4,0	26.753,7	59.662,2	66.031,4	34.871,9	669,0	0,3	0,0
8,0	21.651,7	44.996,3	49.799,9	26.299,8	504,5	0,3	0,0
6,0	16.822,7	32.140,2	35.571,3	18.785,6	360,4	0,3	0,0
Σ	441.556,3	1.351.815,4	1.496.126,9	790.120,7	15.157,1		

Tabla 30: Intercambiadores ordenados de menor a mayor amortización del escenario 2 (Creación propia)

Como se vio anteriormente, tanto los intercambiadores como el sistema se rentabiliza al instante si se aplican los CAEs, es decir se rentabiliza en 0 años. De tal forma que no hay ninguna prioridad de inversión según este parámetro.

Sin embargo, si no se aplican los CAEs, los intercambiadores que mejor rentabilidad tienen son el 2 -7 y 1.

8.2. Inversión inicial

Sin embargo, si el inversor carece del dinero necesario para realizar la totalidad de la inversión, se ordenan a continuación los intercambiadores de menor a mayor inversión.

Escenario Conservador						
Equipo	Inversión (€)	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización (año)
6,0	16.822,7	32.140,2	12.450,0	5.740,0	360,4	0,9
8,0	21.651,7	44.996,3	17.429,9	8.036,1	504,5	0,9
4,0	26.753,7	59.662,2	23.111,0	10.655,3	669,0	0,8
5,0	28.292,4	64.280,5	24.899,9	11.480,1	720,7	0,8
3,0	83.037,6	270.118,0	104.633,9	48.241,4	3.028,7	0,5
1,0	84.638,1	277.082,1	107.331,6	49.485,1	3.106,8	0,5
7,0	84.829,7	277.918,5	107.655,6	49.634,5	3.116,1	0,5
2,0	95.530,2	325.617,7	126.132,5	58.153,3	3.651,0	0,5
Σ	441.556,3	1.351.815,4	523.644,4	241.425,8	15.157,2	0,9

Tabla 31: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 1 (Creación propia)

Escenario Desfavorable						
Equipo	Inversión (€)	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización (año)
6,0	16.822,7	32.140,2	35.571,3	18.785,6	360,4	0,3
8,0	21.651,7	44.996,3	49.799,9	26.299,8	504,5	0,3
4,0	26.753,7	59.662,2	66.031,4	34.871,9	669,0	0,3
5,0	28.292,4	64.280,5	71.142,6	37.571,2	720,7	0,3
3,0	83.037,6	270.118,0	298.954,1	157.880,9	3.028,7	0,2
1,0	84.638,1	277.082,1	306.661,6	161.951,3	3.106,8	0,2
7,0	84.829,7	277.918,5	307.587,3	162.440,2	3.116,1	0,2
2,0	95.530,2	325.617,7	360.378,6	190.319,8	3.651,0	0,2
Σ	441.556,3	1.351.815,4	1.496.126,9	790.120,7	15.157,2	

Tabla 32: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 2 (Creación propia)

Los intercambiadores que requieren una menor inversión inicial en ambos escenarios son el 6, 8 y 4, sin embargo son los que requieren un mayor tiempo para rentabilizar la inversión.

Este estudio también se ha hecho tras la aplicación de los CAE, obteniendo lo siguiente:

Escenario Conservador CAE					
Equipo	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización CAE (año)
2,0	-230.087,4	126.132,5	5.740,0	3.651,0	0,0
7,0	-193.088,8	107.655,6	8.036,1	3.116,1	0,0
1,0	-192.443,9	107.331,6	10.655,3	3.106,8	0,0
3,0	-187.080,3	104.633,9	11.480,1	3.028,7	0,0
5,0	-35.988,1	24.899,9	48.241,4	720,7	0,0
4,0	-32.908,5	23.111,0	49.485,1	669,0	0,0
8,0	-23.344,6	17.429,9	49.634,5	504,5	0,0
6,0	-15.317,5	12.450,0	58.153,3	360,4	0,0
Σ	-910.259,2	523.644,4	241.425,8	15.157,1	

Tabla 33: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 1 (Creación propia)

Escenario Desfavorable CAE					
Equipo	Aportación CAE (€)	Ahorro calor (€)	Ahorro frío (€)	Ahorro Energía (MWh)	Amortización CAE (año)
2,0	-230.087,4	360.378,6	18.785,6	3.651,0	0,0
7,0	-193.088,8	307.587,3	26.299,8	3.116,1	0,0
1,0	-192.443,9	306.661,6	34.871,9	3.106,8	0,0
3,0	-187.080,3	298.954,1	37.571,2	3.028,7	0,0
5,0	-35.988,1	71.142,6	157.880,9	720,7	0,0
4,0	-32.908,5	66.031,4	161.951,3	669,0	0,0
8,0	-23.344,6	49.799,9	162.440,2	504,5	0,0
6,0	-15.317,5	35.571,3	190.319,8	360,4	0,0
Σ	-910.259,2	1.496.126,9	790.120,7	15.157,1	

Tabla 34: Intercambiadores ordenados de menor a mayor inversión del escenario 2 (Creación propia)

Como se ve en las tablas anteriores, debido a que los ingresos recibidos por parte del ministerio superan a la inversión, se han ordenado los intercambiadores de mayor a menor beneficios obtenidos por las subvenciones. De modo que los intercambiadores 2, 7 y 1 son los que más beneficios obtienen y el 8 y 6 los que menos, aunque también generan beneficios, sumando un total de más de 910.000€ de beneficio.

Como se aprecia el orden se invierte si se aplican o no los CAEs.

Esta clasificación también se puede realizar por corrientes en lugar de por equipos, en caso de que el inversor tenga un mayor interés en optimizar una corriente que el sistema global.

GAS NATURAL				
Corriente	Ahorro (kWh)	Ahorro (MWh)	Ahorro Conservador (€)	Ahorro Desfavorable (€)
7,0	2.837.626,9	2.837,6	126.132,5	360.378,6
3,0	2.421.947,5	2.421,9	107.655,6	307.587,3
8,0	2.414.658,4	2.414,7	107.331,6	306.661,6
6,0	2.353.969,2	2.354,0	104.633,9	298.954,1
4,0	840.267,5	840,3	37.349,9	106.714,0
5,0	519.932,3	519,9	23.111,0	66.031,4
1,0	392.124,8	392,1	17.429,9	49.799,9
2,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Σ	11.780.526,7	11.780,5	523.644,4	1.496.126,9

Tabla 35: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro de Gas Natural de cada escenario (Creación propia)

ELECTRICIDAD				
Corriente	Ahorro (kWh)	Ahorro (MWh)	Ahorro Conservador (€)	Ahorro Desfavorable (€)
9,0	-3.264.191,6	-3.264,2	233.389,7	763.820,8
2,0	-112.392,5	-112,4	8.036,1	26.299,8
1,0	0,0	0,0	0,0	0,0
5,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4,0	0,0	0,0	0,0	0,0
6,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8,0	0,0	0,0	0,0	0,0
3,0	0,0	0,0	0,0	0,0
7,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Σ	-3.376.584,1	-3.376,6	241.425,8	790.120,7

Tabla 36: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro de Electricidad de cada escenario (Creación propia)

Ahorro total de cada corriente				
Corriente	Ahorro (kWh)	Ahorro (MWh)	Ahorro Conservador (€)	Ahorro Desfavorable (€)
9,0	-3.264.191,6	-3.264,2	233.389,7	763.820,8
7,0	2.837.626,9	2.837,6	126.132,5	360.378,6
3,0	2.421.947,5	2.421,9	107.655,6	307.587,3
8,0	2.414.658,4	2.414,7	107.331,6	306.661,6
6,0	2.353.969,2	2.354,0	104.633,9	298.954,1
4,0	840.267,5	840,3	37.349,9	106.714,0
5,0	519.932,3	519,9	23.111,0	66.031,4
1,0	392.124,8	392,1	17.429,9	49.799,9
2,0	-112.392,5	-112,4	8.036,1	26.299,8
Σ	15.157.110,8	15.157,1	765.070,2	2.286.247,6

Tabla 37: Intercambiadores ordenados de mayor a menor ahorro total de cada escenario (Creación propia)

Analizando los resultados, nos damos cuenta de que la corriente que más ahorro energético consigue es la 9, generando un ahorro de 3.264,2 MWh de energía eléctrica.

Como conclusión se puede decir que el mayor ahorro económico se genera en las corrientes 9, 7 y 3. Resaltando la corriente 9, la cual se debe de enfriar desde 240,0°C a 5,0°C, la cual trabaja como un reservorio de energía caliente del sistema, transfiriéndola de forma que caliente otras corrientes y se enfríe esta. De igual modo, la corriente 3, actúa como un reservorio de energía generando un gran ahorro económico.

Se recomienda llevar a cabo este proyecto junto con la solicitud de los Certificados de Ahorro Energéticos con el objetivo de obtener las contribuciones económicas por parte del Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. De este modo, además de generar ahorros económicos y energéticos anuales, se consiguen una inyección de liquidez puntual para la refinería, en el primer año gracias a la solicitud de los CAE.

Asimismo, se consigue evitar la emisión de 2.120,5 toneladas de CO₂ anuales, contribuyendo a la mitigación del efecto invernadero. Esta disminución de emisiones repercute en la mejora de la calidad del aire de los alrededores de la refinería, mejorando el bienestar y salud de las poblaciones cercanas.

Además, cabe destacar que el llevar a cabo este proyecto, al cumplimiento de diversos Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) establecidos por la Organización de las Naciones Unidas, entre los que destacan los siguientes:

- ODS 7; Energía asequible y no contaminable: este objetivo persigue garantizar el acceso a una energía segura, sostenible y moderna, promoviendo al mismo tiempo la mejora de la eficiencia energética y la integración de fuentes renovables. La aplicación de la metodología Pinch Point permite reducir la demanda energética del proceso mediante la recuperación de calor, disminuyendo así el consumo de combustibles y la presión sobre los recursos energéticos disponibles.
- ODS 8; Trabajo decente y crecimiento económico: la optimización energética obtenida mediante la integración térmica permite reducir los costes asociados al consumo de energía, mejorando la eficiencia económica del proceso industrial y aumentando su competitividad. Esta mejora contribuye al crecimiento económico sostenible y a una utilización más eficiente de los recursos productivos.
- ODS (9); Industria innovación e infraestructura: este ODS tiene como objetivo fomentar el desarrollo de infraestructuras sostenibles y la incorporación de tecnologías innovadoras capaces de afrontar retos

industriales, ambientales y económicos. La aplicación del método Pinch Point permite incrementar la eficiencia del proceso productivo manteniendo la misma demanda energética o incluso reduciéndola para una mayor producción, favoreciendo una industria más sostenible y tecnológicamente avanzada. Además, la incorporación de nuevos equipos puede generar nuevas necesidades asociadas a su operación y mantenimiento, requiriendo así un aumento de plantilla.

- ODS 12; Producción y consumo responsable: el objetivo principal de este ODS es garantizar modelos de producción más eficientes y reducir la sobreexplotación de los recursos naturales. Mediante la recuperación energética dentro del propio proceso industrial, este proyecto disminuye la necesidad de aporte energético externo, reduciendo el consumo de recursos y favoreciendo un modelo de producción más sostenible.
- Acción por el clima (13): este ODS está orientado a la reducción del impacto del cambio climático mediante la disminución de emisiones contaminantes. La aplicación de la metodología Pinch Point permite reducir el consumo de combustibles manteniendo la producción, logrando una reducción estimada en el caso de estudio de este TFM, de 2.120,5 toneladas anuales de emisiones de CO₂. Esta disminución contribuye a mitigar el calentamiento global y mejorar la calidad ambiental asociada al proceso industrial.

(31. Pacto Mundial, Sin Fecha).

9. ACTUACIONES FUTURAS

Este proyecto de TFM, se puede usar como base para una futura tesis doctoral indagando más en el mismo o para futuros trabajos relacionados con la optimización energética de procesos industriales.

1. En ambos casos se puede realizar un estudio estadístico más detallado capaz de predecir los precios futuros de la energía, para hacer un estudio económico más sensible frente a la variación de estos provocados por las diferentes circunstancias internacionales del momento.
2. Estudio de tecnologías disruptivas del mercado que supongan un gran salto hacia adelante en ámbitos como la eficiencia, el mantenimiento, la resistencia frente a la corrosión, la capacidad de trabajar con sustancias agresivas o la capacidad de trabajar en situación extremas.
3. Realizar un estudio de como se llevaría a cabo la adaptación física de la instalación previa al estudio a la nueva instalación desarrollada a partir del método Pinch Point. Con el objetivo de integrar los nuevos intercambiadores de calor. Para ello habrá que tener en cuenta la compatibilidad de los equipos con los compuestos usados para evitar corrosiones y fugas, además se deberá de tener especial cuidado con el tipo de uniones que se usen para evitar tensiones indeseadas y fugas por las dilataciones térmicas.
4. Como posible línea de estudio, se pueden analizar sectores industriales propicios para la aplicación de la metodología Pinch Point, que sean grandes demandantes de energía térmica, ya sea calor o frío. Estos sectores pueden ser la industria agroalimentaria, la química o la metalúrgica, ya que además de tener una gran demanda energética, trabajan con grandes volúmenes de producto.

10. BIBLIOGRAFÍA

1. Sin nombre. (2024). La historia de los intercambiadores de calor industriales. Lugar de publicación: genemc. Recuperado de [La historia de los intercambiadores de calor industriales](#)
2. Sin nombre. (2024). Historia Del Desarrollo De Los Intercambiadores De Calor. Lugar de publicación: Hi-eff. Recuperado de [Historia del desarrollo de los intercambiadores de calor - Conocimiento](#)
3. Shah, R. K., & Sekulić, D. P. (Wiley.) (2003). FUNDAMENTALS OF HEAT EXCHANGER DESIGN. Lexington, Estados Unidos: Wiley.
4. Kakaç, S., Liu, H., Pramuanjaroenkij, A. (CRC Press.). (2012). HEAT EXCHANGERS Selection, Rating and Thermal Design. Nueva York, Estados Unidos: CRC Press.
5. Thulukkanam, k. (CRC Press.). (2013). Heat Exchanger Design Handbook. Nueva York, Estados Unidos: CRC Press.
6. Thulukkanam, K. (CRC Press.). (2024). Heat Exchanger Volume 1 Classification, Selection and Thermal Design. doi: <https://doi.org/10.1201/9781003352044>
7. B. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland, G.F. Hewitt, B.E.A. Thomas, A.R. Guy, R.H. Marsland, (BH), (2007). Pinch Analysis and Process Integration. Oxford, Reino Unido: BH.
8. Bacha Álvarez, X; Fortes-Rivas, M. C.; Aguilar-Escalante, Rodolfo A. (2007). *Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología supertargeting del punto de pliegue*. Lugar de Publicación. Redalyc. Recuperado de [Redalyc.Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología supertargeting del punto de pliegue](#)
9. Linnhoff, B., Hindmarsh, E., (1982). THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS. doi: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)80185-7](https://doi.org/10.1016/0009-2509(83)80185-7)
10. Yourun, L., Motard, R. L. (1986). Optimal Pinch approach Temperature in Heat-Exchanger Networks. doi: 10.1021/i100024a018
11. Sin Nombre (2026). INFORME MENSUAL DE LA SITUACIÓN DE MERCADO DEL SECTOR DEL ACEITE DE OLIVA Y LA ACEITUNA DE MESA. Lugar de publicación: Ministerio de agricultura pesca y alimentación. Recuperado de: [Avance-situaci-n-mercado-sector-ole-cola_Enero-2026.pdf](#)
12. Velázquez Alonso, David (2006). POTENCIAL DE AHORRO ENERGÉTICO MEDIANTE INTEGRACIÓN DE PROCESOS EN EL SUBSECTOR DE REFINO DE ACEITE. Sevilla, España: Sin Editorial.
13. Recuperado de: [FDS_GNCOM_GN_ODORIZADO_01_23.pdf](#)

14. Recuperado de:
https://www.sedigas.es/app/download.php?f=/estructura_paginas/79/archivos/744/Especificaciones_Tecnicas_Jefes_Obra_Unidad_02_rev_0.pdf
15. Abishek, S., J.C. King, A., Narayanaswamy, R., (2016). Computational analysis of two-phase flow and heat transfer in parallel and counter flow double-pipe evaporators. doi: dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.08.089
16. Fraas Arthur P., (Wiley) (1989). Heat Exchanger Design. Nueva York, Estados Unidos: Wiley.
17. Shah R. K., y Sekulib D. R. (Sin Fecha). HEAT EXCHANGERS. Recuperado de: https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/46239555/Heat_20Exchangers-libre.pdf?1465102129=&response-content-disposition=inline%3B+filename%3DHEAT_EXCHANGERS.pdf&Expires=1774519649&Signature=HXouaSAaDurlWkGIOD83ZTsvcn2XjAnnXh5Sw-wgUz~9bRv84l8DEbdqtbj0aynhFVfQkC6MWEtTOMY6Ufvpq2AWzzyXeNlzWqc~eswZWwn8lHUDNGmpTC1l2kDcKFCJI7l3Dpe3WAX2kT6wvdk4S2stAqbfpxja6wvxGqDI83yzLcyvylR77xydf0HFowkwHbHO8lmGIMkbTWiDr8-TFdrv0hHv-0DUDDb-03Cd6OqCvslLuuyG93GyBdaya162-CuWnvbsV427idHtcN9VILaq-r0wCc6KL0DZzhjazaC2O~cQaluCUTZhDxtWLUrJr0ggdOSFpRb0hcY8j~gA_&Key-Pair-Id=APKAJLOHF5GGSLRBV4ZA
18. (Sociedad para el Desarrollo Energético de Andalucía S.A., (2004), ESTUDIO SECTORIAL DE LA INDUSTRIA DE REFINACIÓN DE ACEITE VEGETAL)
19. Wynne, S., Waltner, M., O'Neil, N. (2025). Cooling Towers CASE Report. Codes and Standards Enhancement (CASE) Initiative, 25-NR-HVAC-COOLINGTOWER-F Nonresidential HVAC. Recuperado de [2025 T24 CASE-Report-DRAFT_Cooling-Tower-Efficiency-1.pdf](#)
20. S/N, (2026). ACCESO A FICHEROS. Lugar de publicación: MIBGAS. Recuperado de [Acceso a ficheros | MIBGAS - Mercado Ibérico del Gas](#)
21. S/N, (2026). Precios CO2. Lugar de publicación: SENDECO2. Recuperado de [Precios CO2 - Sendeco2](#)
22. S/N, (2026). Inicio. Esios Red Eléctrica. Recuperado de [Bienvenido | ESIOS electricidad · datos · transparencia](#)
23. Instituto Nacional de Estadística. (2026). Índice de Precios de Consumo (IPC). Variación del índice: mensual, anual y en lo que va de año. Lugar de publicación: INE. Recuperado de: https://www.ine.es/prensa/ipc_tabla.htm
24. S/N, (2023). Fichas de seguridad. Lugar de publicación: Naturgy. Recuperador de [Fichas de datos de seguridad | Naturgy](#)
25. S/N, (2011). Fichas de seguridad. Lugar de publicación: SEDIGAS. Recuperador de https://www.sedigas.es/app/download.php?f=/estructura_paginas/79/archivos/744/Especificaciones_Tecnicas_Jefes_Obra_Unidad_02_rev_0.pdf
26. S/N, (2026). Factores de emisión. Miteco. Recuperado de https://www.miteco.gob.es/content/dam/miteco/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/factoresemision_tcm30-542746.xlsx

27. Chillerone. (2026). How to Calculate Chiller Efficiency—The Ultimate Guide. Lugar de publicación: Chillerone INTERNATIONAL. Recuperado de <https://chillerone.com/how-to-calculate-chiller-efficiency/>
28. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. (2026). Seguimiento del Sistema de CAE. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. Recuperado de [Seguimiento del Sistema de CAE](#)
29. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. (2026). Seguimiento del Sistema de CAE. Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico. Recuperado de [Sistema de Certificados de Ahorro Energético \(CAE\)](#)
30. SN. (2026). Orden TED/133/2026, de 25 de febrero, por la que se establecen las obligaciones de ahorro energético, el cumplimiento mediante certificados de ahorro energético y la aportación mínima al Fondo Nacional de Eficiencia Energética para el año 2026. Boletín Oficial del Estado, número 52. Recuperado de: [BOE-A-2026-4522 Orden TED/133/2026, de 25 de febrero, por la que se establecen las obligaciones de ahorro energético, el cumplimiento mediante certificados de ahorro energético y la aportación mínima al Fondo Nacional de Eficiencia Energética para el año 2026.](#)
31. SN. (Sin Fecha). 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). Pacto Mundial. Recuperado de [ODS Objetivos de Desarrollo Sostenible | Pacto Mundial ONU](#)