



**UNIVERSIDAD MICHOACANA DE
SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**OPTIMIZACIÓN DE LAS POLÍTICAS DE INTERACCIÓN EN LA
SÍNTESIS DE SISTEMAS DE ENERGÍA TOTALMENTE
INTEGRADOS**

TESIS presentada por:

NATALI ZARZA MARTÍNEZ

**A la División de Estudios de Posgrado de la
Facultad de Ingeniería Química como
requisito parcial para obtener
el grado de:**

**MAESTRA EN CIENCIAS
EN
INGENIERÍA QUÍMICA**

Morelia, Michoacán

Octubre 2018

AGRADECIMIENTOS

Gracias a mi familia y amigos por el apoyo que siempre me han brindado, en especial a mí esposo Axel Vicente Soto Maldonado.

Al Dr. José María Ponce Ortega y al Dr. Luis Fernando Lira Barragán por sus valiosas aportaciones y paciencia durante el desarrollo de esta Tesis.

A la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por proporcionarme los recursos necesarios para realizar mis estudios de Maestría.

RESUMEN

OPTIMIZACIÓN DE LAS POLÍTICAS DE INTERACCIÓN EN LA SÍNTESIS DE SISTEMAS DE ENERGÍA TOTALMENTE INTEGRADOS

Por

Natali Zarza Martínez

Octubre de 2018

Dirigida por: Dr. José María Ponce Ortega y Dr. Fernando Lira Barragán

En esta Tesis se desarrolló un modelo de optimización para establecer las políticas de interacción de procesos industriales que conforman un sistema de energía totalmente integrado considerando el beneficio de cada integrante. Se estudia la integración térmica de un parque eco-industrial conformado por dos plantas de potencia, donde una de ellas opera a través de un ciclo Rankine de vapor convencional y la otra funciona con un ciclo Rankine orgánico; además, se consideran un ciclo de refrigeración por absorción que suministra el enfriamiento requerido al último componente del eco-parque, que es un proceso químico industrial, donde se tienen requerimientos de calentamiento y enfriamiento y por tanto deberá integrar energéticamente tanto interna como externamente. Se propone la superestructura y modelo matemático de optimización que contempla funciones objetivo económicas, ambientales y sociales. Particularmente, el aspecto económico consiste en la maximización de las ganancias individuales de cada planta y de la maximización de la ganancia total del sistema completo; además, se considera el beneficio ambiental medido a través de métricas que permiten una fácil comprensión de su evaluación.

Palabras Clave: Parques eco-industriales, Optimización, Análisis de partes involucradas, Integración energética, Energía residual

ABSTRACT

OPTIMIZATION FOR THE INVOLVED POLICIES IN THE SYNTHESIS OF TOTAL SITE ENERGY INTEGRATED SYSTEMS

By

Natali Zarza Martínez

October 2018

Supervised by: Dr. José María Ponce Ortega and Dr. Luis Fernando Lira Barragán

In this Thesis, an optimization model was developed to establish the interaction policies of industrial processes that make up a totally integrated energy system considering the benefit of each member. The thermal integration of an eco-industrial park is studied. The eco-industrial park consisting of two power plants, where one of them operates through a conventional Rankine steam cycle, and the other works with an organic Rankine cycle; in addition, an absorption refrigeration cycle is considered, which supplies the required cooling to the last component of the eco-park, which is an industrial chemical process, where heating and cooling requirements are met and therefore it must be internally and externally energetically integrated. A superstructure and a mathematical optimization model are proposed, the model includes economic, environmental and social objective functions. Particularly, the economic aspect consists in the maximization of the individual profit of each plant and the maximization of the total profit in the whole system or by individual plants; in addition, the environmental benefit measured through metrics that allow easy understanding of their evaluation is considered.

Keywords: Eco-industrial parks, Optimization, Multi stakeholder, Recovery of residual heat, Waste energy

CONTENIDO

Lista de tablas	v
Lista de figuras	vi
Capítulo 1. Introducción	1
1.1. Generalidades	1
1.2. Objetivos	2
1.2.1 Objetivo General	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
1.3 Justificación	3
1.4 Hipótesis	3
Capítulo 2. Marco Teórico	4
2.1 Redes de intercambio de calor	4
2.2 Ciclo Rankine de Vapor (SRC)	5
2.3 Ciclo Rankine Orgánico (ORC)	5
2.4 Ciclo de refrigeración por absorción (AR)	6
2.5 Parques eco-industriales (EIPs)	7
2.6 Métrica de rentabilidad ponderada de sostenibilidad	8
Capítulo 3. Metodología	11
3.1 Optimización de las políticas de interacción en la síntesis de sistemas de energía totalmente integrado	11
3.1.1 Modelo matemático	12
3.2 Caso de estudio	37
Capítulo 4. Resultados	41
Capítulo 5. Conclusiones	52
Bibliografía	53
Nomenclatura	57

Lista de Tablas

Tabla 3.1 Datos de las corrientes dentro de la planta HEN	37
Tabla 3.2 Costos unitarios considerados en cada planta.....	38
Tabla 3.3 Energía colectada por mes por el colector solar	38
Tabla 3.4 Datos y parámetros de combustibles fósiles y biocombustibles	39
Tabla 3.5 Disponibilidad mensual de biocombustibles [kg/mes]	39
Tabla 3.6 Fluidos de trabajo disponibles para el ORC	39
Tabla 3.7 Sistemas disponibles para AR	39
Tabla 4.1 Detalle de la solución de los diferentes escenarios	46
Tabla 4.2 Resultados de las diferentes soluciones compromiso	47
Tabla 4.3 Soluciones para los beneficios económicos anuales de las plantas AR, HEN y SRC.....	48

7Lista de Figuras

Figura 2.1	Diagrama de un ciclo Rankine de vapor	6
Figura 2.2	Representación de un ciclo de refrigeración por absorción.....	7
Figura 2.3	Representación del Parque Eco-industrial de Kalundborg, Dinamarca	8
Figura 3.1	Superestructura propuesta para la integración energética de las plantas. ...	12
Figura 4.1	Curva Pareto	41
Figura 4.2	Configuración óptima del escenario A	42
Figura 4.3	Configuración óptima del escenario B	43
Figura 4.4	Configuración óptima del escenario C.....	44
Figura 4.5	Configuración óptima del escenario D.....	45
Figura 4.6	Diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades	48
Figura 4.7	Acercamiento del punto 1 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.	49
Figura 4.8	Acercamiento del punto 2 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.	49
Figura 4.9	Acercamiento del punto 3 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.	50
Figura 4.10	Porcentaje de insatisfacción de los diferentes objetivos.	51

Capítulo 1. Introducción

1.1 Generalidades

En la actualidad, el incremento del consumo energético representa uno de los principales desafíos para el desarrollo económico y social en todo el mundo, debido a las dificultades para satisfacer la demanda energética y al impacto ambiental que genera la producción y consumo de energía.

La industria de procesos es uno de los sectores con mayor demanda energética, por este motivo es importante para la industria encontrar alternativas que reduzcan su consumo de energía. En este contexto, se han desarrollado diversas técnicas de integración energética que permiten diseñar y optimizar redes de intercambio de calor (HEN, en sus siglas del inglés *Heat Exchanger Network*) para minimizar el consumo de energía dentro de los procesos industriales (Abdelhady y col., 2015).

La síntesis de HEN tiene como objetivo integrar el calor de las corrientes de proceso para permitir el intercambio de calor entre las corrientes calientes que requieren ser enfriadas, con las corrientes frías que requieren calentamiento.

Durante el enfriamiento de corrientes de proceso calientes se generan cantidades significativas de calor de baja temperatura que generalmente son removidas utilizando unidades de enfriamiento externo. El calor de baja temperatura (calor residual) es considerado como un residuo, sin embargo, el exceso de calor residual de baja temperatura puede utilizarse como fuente de calor para un ciclo Rankine orgánico (ORC, en sus siglas del inglés *Organic Rankine Cycle*), y/o un ciclo de refrigeración por absorción (ARC, en sus siglas del inglés, *Absorption Refrigeration Cycle*).

Se han desarrollado métodos para la recuperación de calor residual. (Desai y Bandyopadhyay, 2009) propusieron una metodología para la síntesis de redes de intercambio de calor donde se integra un ciclo Rankin orgánico para la recuperación de calor de desecho de baja temperatura. (Lira-Barragán y col., 2014) propusieron una metodología para la recuperación de calor residual a través de sistemas de trigeneración integrados con redes de intercambio de calor. Por otra parte, diversas investigaciones han estudiado la recuperación de calor residual en parques eco-industriales. Un parque eco-industrial (PEI) es un conjunto de empresas que comparten de manera eficiente

materiales, energía e infraestructura con el objetivo de mejorar su desempeño económico y ambiental (Valenzuela-Venegas y col., 2016).

(Hipólito-Valencia y col., 2014) propusieron una superestructura para la integración de calor en un parque eco-industrial donde se utiliza calor de desecho de baja temperatura como fuente de energía para la generación de calor y electricidad mediante un ciclo Rankin orgánico minimizando simultáneamente los costos de operación y de capital.

Sin embargo, aunque se han desarrollado metodologías que permiten la integración óptima en parques eco-industriales, se tienen numerosos desafíos que pueden impedir su desarrollo. Uno de los desafíos es el político/organizacional, que se presenta debido a que cada empresa que conforma un parque eco-industrial (PEI) cuenta con políticas propias que regulan su funcionamiento que pueden ser incompatibles con las políticas de interacción del PEI (Lovelady y El-Halwagi, 2009). En este sentido, el presente proyecto de investigación propone realizar la integración energética en un parque eco-industrial aprovechando el calor residual, donde se considere la distribución óptima de los beneficios entre los diferentes participantes y el beneficio ambiental, puesto que en de los trabajos documentados únicamente se consideran objetivos globales sin evaluar la proporción en que se beneficia cada integrante.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo General

Obtener un modelo de optimización para establecer la interacción entre plantas que conforman parques eco-industriales integrados energéticamente, considerando como objetivo principal el análisis de la distribución del beneficio económico entre los integrantes y sus interacciones de manera simultánea, así como objetivos ambientales y sociales.

1.2.2 Objetivos específicos

- a) Desarrollar un modelo de optimización que considere la maximización del beneficio económico para cada planta que forme parte de un parque eco-industrial.

-
- b) Proponer un esquema donde se reduzcan las insatisfacciones económicas de los integrantes de parques eco-industriales.
 - c) Cuantificar las tasas internas de retorno ambiental y social para la evaluación de la sustentabilidad del proyecto.
 - d) Aplicar el modelo de optimización propuesto a diversos casos de estudio.

1.3 Justificación

Los diversos modelos que se han propuesto para la síntesis de redes de intercambio de energía en parques eco-industriales consideran únicamente la obtención de un mayor beneficio global de la red de intercambio, sin tomar en cuenta la proporción en que se beneficia individualmente a cada empresa participante. Por esta razón, es necesario plantear un modelo de optimización que permita maximizar los beneficios de todos los integrantes de parques eco-industriales de manera que resulte atractivo económicamente formar parte de un proyecto de simbiosis industrial.

1.4 Hipótesis

El modelo de optimización propuesto permitirá mejorar las interacciones de las plantas que forman parte de un parque eco-industrial integrado energéticamente. Estas mejoras se reflejarán en beneficios económicos y ambientales para todos los integrantes del parque eco-industrial.

Capítulo 2. Marco Teórico

2.1 Redes de intercambio de calor

En una red de intercambio de calor se transfiere calor de las corrientes de proceso calientes a las corrientes de proceso frías reduciendo el uso de servicios externos para alcanzar las temperaturas requeridas dentro del proceso, y por consiguiente al mismo tiempo se reduce el consumo energético y el impacto ambiental de los procesos industriales.

En este contexto, una corriente fría es aquella que sale de un equipo a una temperatura menor a la requerida en el siguiente equipo, a diferencia de una corriente caliente que posee una temperatura mayor a la que se requiere en la entrada del equipo siguiente.

Es posible realizar una integración térmica cuando existen corrientes frías y calientes en un proceso, de tal forma que si es necesario calentar una corriente de proceso fría, se aproveche el calor de las corrientes calientes. En general, una HEN tiene como objetivo aprovechar al máximo la energía disponible dentro del proceso y reducir al mínimo las pérdidas de energía (García-Hernández y col., 2007).

Existen diversos métodos de síntesis de redes de intercambio de calor y se clasifican en métodos termodinámicos evolutivos (basados en el concepto del punto de pliegue) y métodos de programación matemática.

El análisis de pliegue se basa en las leyes de la termodinámica y reglas heurísticas, que es estrictamente válida sólo para conjuntos de corrientes frías y calientes que tienen coeficientes de transferencia de calor equivalentes. Tiene como desventaja el que no permite la definición de restricciones de acoplamiento térmico entre corrientes, que pueden establecerse en términos de la prohibición total de intercambio de calor entre pares específicos de corrientes o del cumplimiento de valores dados para el área o la carga térmica. Por otra parte, en los métodos basados en programación matemática, la presencia de acoplamientos entre corrientes es definida usando variables binarias y los acoplamientos son seleccionados usando un algoritmo matemático, por lo que pueden manejar fácilmente restricciones como acoplamientos prohibidos o preferidos entre corrientes. Sin embargo, debido a la naturaleza combinatorial de este problema, los modelos de programación matemática dan lugar a formulaciones de Programación Mixta-

Entera No-Lineal (MINLP por sus siglas en inglés), las cuales presentan dificultades para encontrar la solución óptima global, especialmente si el problema es muy grande (Ponce-Ortega y col., 2008).

2.2 Ciclo Rankine de Vapor (SRC)

El Ciclo Rankine de Vapor (SRC, por sus siglas del inglés *Steam Rankine Cycle*) es un ciclo termodinámico en el que se convierte calor en trabajo. El SRC utiliza agua como fluido de trabajo que se evapora y condensa de manera alternada. Mediante la quema de un combustible; el vapor de agua es producido en una caldera a alta presión para luego ser llevado a una turbina donde se expande para generar trabajo mecánico en su eje (este eje unido al de un generador eléctrico, que es el que genera la electricidad). El vapor de baja presión que sale de la turbina se introduce en un condensador, equipo donde el vapor se condensa y cambia al estado líquido (habitualmente el calor es evacuado mediante una corriente de enfriamiento procedente del mar, de un río o de un lago). Después, una bomba se encarga de aumentar la presión del fluido en fase líquida para volver a introducirlo nuevamente en la caldera, cerrando de esta manera el ciclo.

2.3 Ciclo Rankine Orgánico (ORC)

El ciclo Rankin Orgánico (ORC, por sus siglas del inglés *Organic Rankine Cycle*) es similar al SRC antes descrito, pero se caracteriza por usar un fluido orgánico como fluido de trabajo en lugar de agua. La correcta selección del fluido de trabajo del ORC es muy importante, debido a que las propiedades termodinámicas del fluido tienen efecto en la eficiencia del sistema y el impacto ambiental (Liu y col., 2002).

El ORC está formado por cuatro componentes básicos: evaporador, turbina condensador y bomba (Hipólito-Valencia y col., 2013). La eficiencia de un ciclo Rankine orgánico es inferior a la del ciclo Rankine de vapor; sin embargo, el ciclo orgánico permite la recuperación de calor residual a baja temperatura, esto es un desecho y por lo tanto es una maquina térmica potencialmente útil en la mejora energética y económica de los procesos industriales.

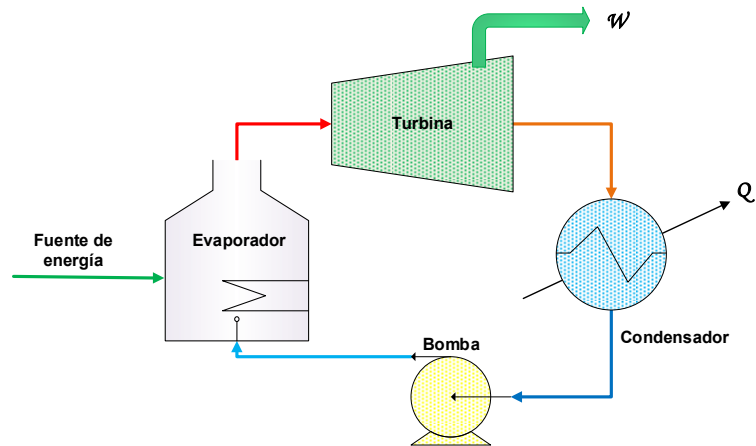


Figura 2.1 Diagrama de un ciclo Rankine de vapor.

2.4 Ciclo de refrigeración por absorción (AR)

Los ciclos termodinámicos de enfriamiento, tanto el de compresión como el de absorción, permiten sacar calor del espacio que se desea enfriar y llevarlo a otro lugar donde se disipa. Para hacerlo, ambos sistemas aprovechan la necesidad de un fluido, utilizado como refrigerante, de obtener calor del entorno para pasar del estado líquido al de vapor al ser introducido en un espacio a más baja presión. Mientras que en el ciclo de compresión la diferencia de presiones se obtiene con un compresor mecánico, en el de absorción se consigue aportando calor a una mezcla del refrigerante y otra sustancia que se caracteriza por tener una gran afinidad con aquel y absorberlo fácilmente. En el generador donde se aporta el calor, el refrigerante se separa del absorbente por ebullición y, por la presión generada, recorre el circuito de alta presión donde se condensa (como en el ciclo de compresión) hasta evaporarse de nuevo en la zona de baja presión, donde se asocia con el absorbente para poder volver juntos y en estado líquido al generador (ver **Figura 2.2**).

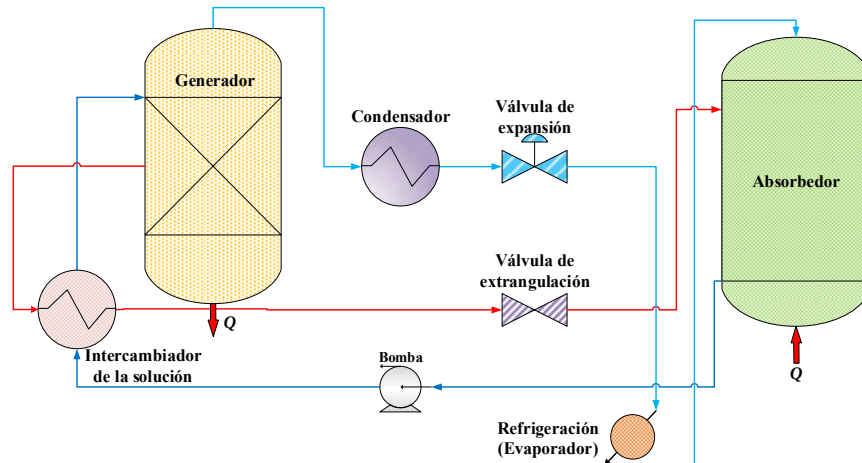


Figura 2.2 Representación de un ciclo de refrigeración por absorción.

2.5 Parques eco-industriales (EIPs)

Un EIP es un conjunto de empresas situadas en una misma área geográfica que comparten infraestructura diseñada y operada principalmente para mejorar el desempeño económico y ambiental mediante el intercambio de materiales, energía, tratamiento de residuos y/o descargas. La interacción de múltiples industrias de proceso ofrece ventajas económicas y ambientales atractivas sobre el modelo de procesamiento autónomo (Lovelady y El-Halwagi, 2009).

Uno de los ejemplos de EIP más reconocidos es el proyecto de Kalundborg, Dinamarca (ver **Figura 2.3**), el cual dio origen a los EIPs y actualmente es considerado el mejor EIP. Algunos otros ejemplos de EIPs se encuentran en Estados Unidos como lo son: Green Institute Minneapolis (Minnesota), Baltimore (Maryland), Brownsville (Texas), Raymond (Washington), entre otros.

Debido al alto nivel de interacción de los EIPs, debe adoptarse un enfoque de integración de sistemas para alcanzar el objetivo principal de un EIP, que es la minimización de consumo de recursos y cargas ambientales, a través de una red de que permita reciclar y/o reutilizar materias primas, residuos y energía.

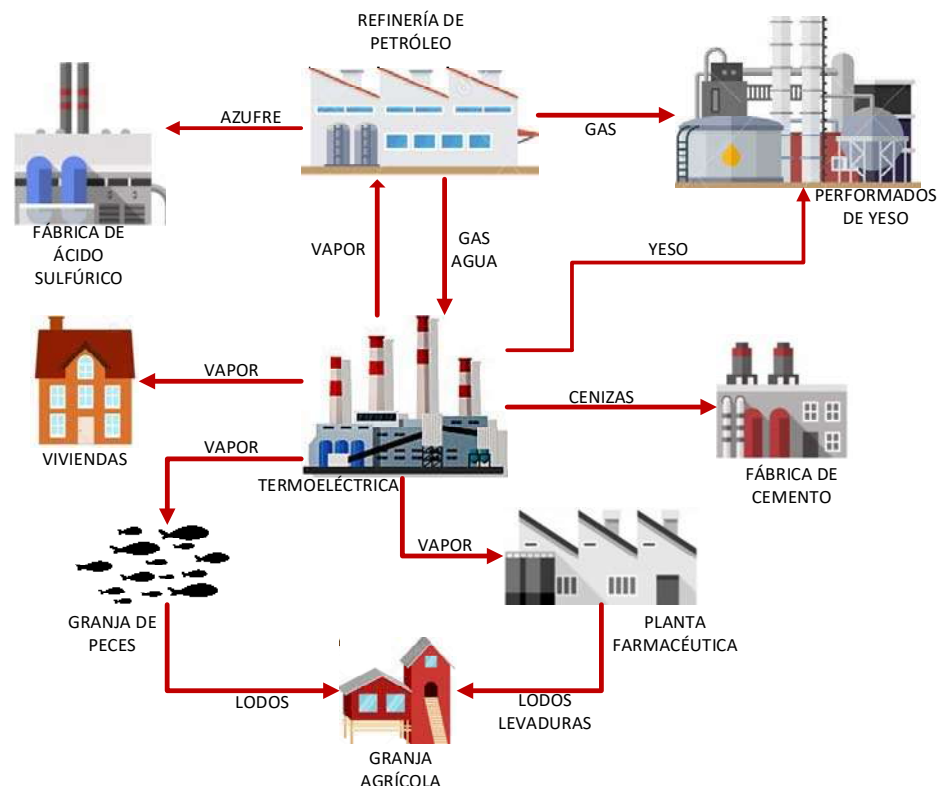


Figura 2.3 Representación del Parque Eco-industrial de Kalundborg, Dinamarca.

2.6 Métrica de rentabilidad ponderada de sostenibilidad

En la evaluación y selección de proyectos de mejora de procesos, comúnmente se utilizan criterios de rentabilidad económica como el retorno de la inversión, periodo de amortización y valor presente neto.

Existe una necesidad crítica de incorporar la sustentabilidad con suficiente anticipación en el diseño y selección de proyectos. En este sentido, El-Halwagi (2016) propone introducir la rentabilidad ambiental como una métrica para la sostenibilidad que es análoga al retorno económico de la inversión, calculable a partir de los resultados típicos de las herramientas de integración de procesos y consistente con la forma de evaluar y seleccionar alternativas de diseño.

Retorno económico de inversión

El retorno económico tradicional de la inversión (ROI) para un proyecto p se define como:

$$ROI_p = \frac{AEP_p}{TCI_p}$$

Donde AEP_p es el beneficio económico neto anual del proyecto p y TCI_p es la inversión de capital total del proyecto p . Cada empresa establece un ROI mínimo aceptable para considerar un proyecto económicamente viable. Este valor debe superar tanto la tasa de inflación como las tasas de interés asociadas a inversiones seguras.

Cuando se introducen temas de sostenibilidad en los proyectos de mejora de procesos, los responsables de la toma de decisiones deben considerar algo más que la viabilidad económica.

La métrica que se propone utilizar integra los cálculos de ROI convencionales con indicadores de sostenibilidad y proporciona un valor que es fácil de interpretar a la hora de la toma de decisiones.

La nueva métrica denominada "Métrica de rentabilidad ponderada de sostenibilidad" (SWROIM) del proyecto p se expresa como:

$$SWROIM_p = \frac{ASP_p}{\Delta TCI_p}$$

Donde ASP es un término llamado beneficio anual de la sostenibilidad que se define como sigue:

$$ASP_p = AEP_p \left[1 + \sum_{i=1}^{N_{indicador}} w_i \left(\frac{Indicator_{p,i}}{Indicator_i^{Target}} \right) \right]$$

Donde i es un índice para los diferentes indicadores de sostenibilidad (con excepción del beneficio económico neto anual con $i = 1, 2, \dots, N$ indicadores) y w_i es un factor de ponderación en forma de una relación que representa la importancia relativa del i -ésimo indicador de sostenibilidad. El i -ésimo factor de ponderación debe ser determinado por cada empresa para reflejar el valor comparativo del i -ésimo indicador frente a la rentabilidad económica. Como tal, las ponderaciones seleccionadas constituyen una demostración práctica del compromiso de la compañía de mejorar indicadores específicos de sostenibilidad basados en los valores fundamentales de la empresa y las circunstancias ambientales, sociales y económicas específicas de la instalación industrial y sus alrededores. $Indicator_{p,i}$ es el valor del i -ésimo indicador de sostenibilidad asociado al proyecto. $Indicator_{Target,i}$ es el valor objetivo del i -ésimo

indicador de sostenibilidad que se obtiene de la de integración de procesos o puede ser establecido por la empresa como un objetivo. Por lo tanto, la relación $Indicator_{p,i} / Indicator_{i}^{Target}$ representa la contribución fraccional del proyecto p para alcanzar el rendimiento objetivo para la métrica de sostenibilidad y puede ser positiva, cero o negativa. El término $ASPP$ es una forma extendida de beneficio que incluye el beneficio económico, así como la sostenibilidad del proyecto.

Por lo tanto:

$$SWROIM_p = \frac{AEP_p \left[1 + \sum_{i=1}^{N_{indicador}} w_i \left(\frac{Indicator_{p,i}}{Indicator_i^{Target}} \right) \right]}{\Delta TCI_p}$$

Un valor de $SWROIM_p$ puede ser mayor, menor o igual que ROI_p (demostrando, respectivamente, un impacto positivo, negativo o nulo de los indicadores de sostenibilidad en el ROI económico). Si un ROI atractivo se encuentra debajo del valor de $SWROIM$, se puede excluir tal proyecto debido a sus implicaciones negativas sobre la sostenibilidad (El-Halwagi, 2016).

Capítulo 3. Metodología

3.1 Optimización de las políticas de interacción en la síntesis de sistemas de energía totalmente integrados

El problema abordado se describe de la siguiente forma: dado un conjunto de procesos industriales ubicados en una misma área geográfica que pueden ser considerados como un Parque Industrial, donde hay corrientes de proceso que requieren calentamiento, enfriamiento y refrigeración. Las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de proceso están fijas, así como la capacidad calorífica de cada una de ellas. Para enfriamiento, se dispone de agua de enfriamiento. Para la producción de energía eléctrica se cuenta con una planta de potencia que opera mediante un Ciclo Rankine de Vapor (SRC) a partir de tres posibles fuentes de energía (energía solar, biocombustibles y/o combustibles fósiles) además se dispone de vapor de mediana/baja presión en el condensador de esta planta. Se utiliza un Ciclo Rankine Orgánico (ORC) y un Ciclo de Refrigeración por Absorción (AR) para aprovechar el calor en exceso del SRC. Además, el calor residual de SRC puede ser utilizado para calentar las corrientes de proceso frías de HEN, que es otra planta que conforma el EIP, la cual está constituida por tres corrientes calientes (H1 a H3) y tres corrientes frías (C1 a C3) y está integrada energéticamente. El (AR) provee el servicio de refrigeración a la HEN (si lo requiere) y al mismo tiempo recibe energía residual de SRC y HEN para satisfacer la necesidad de servicios calientes dentro del ciclo. Por último, el ORC interactúa con la HEN, recibiendo calor residual de las corrientes calientes o cediendo el exceso de calor del condensador para elevar la temperatura de las corrientes frías.

El problema consiste en determinar la configuración óptima para la integración energética del EIP que maximice el beneficio económico anual de cada uno de los integrantes y que minimice el NGHGE considerando simultáneamente los empleos generados. Además, se utilizará la métrica de rentabilidad ponderada de sostenibilidad para evaluar aspectos ambientales y sociales desde el punto de vista económico a través de la tasa de retorno de la inversión.

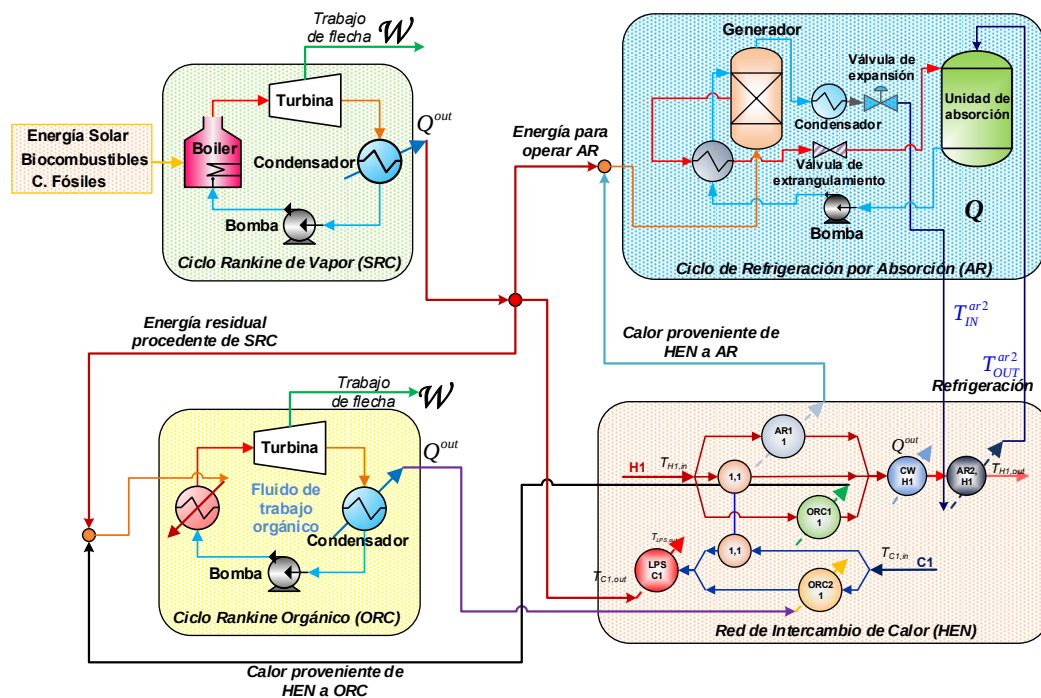


Figura 3.1 Superestructura propuesta para la integración energética de las plantas.

3.1.1 Modelo matemático

El modelo de optimización propuesto está basado en la superestructura mostrada en la **Figura 3.1**.

Los siguientes subíndices son utilizados en la formulación del modelo, i denota a las corrientes de proceso calientes, las corrientes de proceso frías se denotan por el subíndice j , k representa a las etapas de la superestructura. Los conjuntos utilizados para denotar combustibles fósiles, biocombustibles y los periodos de tiempos (meses en este caso) son F, B y T, respectivamente; y sus índices son f , b , y t . El superíndice orc1 representa los intercambiadores de calor que transfieren calor residual de la planta HEN para operar la planta ORC, orc2 para intercambiadores de calor que obtienen energía del condensador de ORC a las corrientes de proceso frías, el superíndice ar1 representa los intercambiadores que transmiten calor desde las corrientes de proceso calientes de la planta HEN a la planta AR y ar2 denota a los intercambiadores que ofrecen el servicio de refrigeración a las corrientes calientes de proceso de la HEN (esto se presenta cuando las temperaturas de salida de las corrientes se encuentran por debajo de la temperatura ambiente) HPS es un conjunto para las corrientes de proceso calientes,

CPS es un conjunto para las corrientes de proceso frías y ST para el número de etapas dentro de la red en HEN.

Modelo para la red de intercambio de calor (HEN)

El modelo de la HEN está constituido por las siguientes ecuaciones.

a) Balance total de energía para las corrientes de proceso

La carga de energía total en cada corriente caliente HPS_i es igual a la energía que se transfiere en las etapas internas k hacia las corrientes frías CPS_i ($q_{i,j,k}$), a AR ($q_{i,k}^{ar1}$) y a ORC ($q_{i,k}^{orc1}$), así como la energía removida mediante enfriadores (q_i^{cw}) y refrigeración (q_i^{ar2}).

$$(T_{IN_i} - T_{OUT_i})FCp_i = \sum_{k \in ST} \left[\sum_{j \in CPS} q_{i,j,k} + q_{i,k}^{ar1} + q_{i,k}^{orc1} \right] + q_i^{cw} + q_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.1)$$

De igual forma, los requerimientos de calor de las corrientes frías CPS_j se satisfacen mediante el intercambio con las corrientes calientes HPS_i y los ORC ($q_{j,k}^{orc2}$) dentro de las etapas internas de la red; y en las etapas externas con la energía proveniente de SRC (q_j^{lps}).

$$(T_{OUT_j} - T_{IN_j})FCp_j = \sum_{k \in ST} \left[\sum_{i \in HPS} q_{i,j,k} + q_{j,k}^{orc2} \right] + q_j^{lps}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.2)$$

b) Balance de energía para las etapas internas

Los balances de energía en las etapas internas de la red son necesarios para calcular las temperaturas internas para HPS y CPS.

$$(t_{i,k} - t_{i,k+1})FCp_i = \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k} + q_{i,k}^{ar1} + q_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.3)$$

$$(t_{j,k} - t_{j,k+1})FCp_j = \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k} + q_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.4)$$

c) Balance de energía para las etapas externas

Los requerimientos de enfriamiento para HPS se satisfacen con agua de enfriamiento y mediante refrigeración. Los balances son los siguientes:

$$(t_{i,NOK+1} - t_i^{ar2})FCp_i = q_i^{cw}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.5)$$

$$(t_i^{ar2} - T_{OUT_i})FCp_i = q_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.6)$$

Con los balances anteriores es posible calcular las temperaturas en el límite de las etapas internas ($t_{i,NOK+1}$), así como la temperatura previa al ciclo de refrigeración (t_i^{ar2}).

De igual forma, para alcanzar la temperatura requerida de las corrientes frías se pueden utilizar servicios de calentamiento externos.

$$(T_{OUT_j} - t_{j,1})FCp_j = q_j^{lps}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.7)$$

d) Asignación de temperatura para los bordes extremos de las etapas internas

La temperatura de entrada en de cada HPS corresponde a la temperatura en el primer borde.

$$T_{IN_i} = t_{i,1}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.8)$$

Mientras que para las CPS, la temperatura de entrada es la misma que la temperatura en último borde de las etapas internas.

$$T_{IN_j} = t_{j,NOK+1}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.9)$$

e) Restricciones para la factibilidad de temperatura en la superestructura

Basado en la superestructura propuesta, el lado izquierdo de la red corresponde a la zona más caliente, mientras que el lado derecho corresponde a la zona fría. Por lo tanto, las temperaturas involucradas disminuyen de izquierda a derecha y las siguientes relaciones son necesarias:

$$t_{i,k} \geq t_{i,k+1}, \quad \forall i \in HPS, \quad k \in ST \quad (3.10)$$

$$t_{i,NOK+1} \geq t_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.11)$$

$$t_i^{ar2} \geq T_{OUT_i}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.12)$$

$$T_{OUT_j} \geq t_{j,1}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.13)$$

$$t_{j,k} \geq t_{j,k+1}, \quad \forall j \in CPS, \quad k \in ST \quad (3.14)$$

f) Existencia de intercambiadores de calor.

El modelo de programación matemática considera una variable binaria (z) asociada a cada unidad de intercambio de calor para determinar su existencia o no, (si la unidad existe, entonces z debe ser igual a uno; por otro lado, si el intercambiador no es necesario, z es igual a cero). Las siguientes relaciones se incluyen en el modelo para determinar la existencia de las unidades de intercambio de calor.

$$q_{i,j,k} - Q_{i,j}^{\max} z_{i,j,k} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.15)$$

$$q_{i,k}^{ar1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{ar1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.16)$$

$$q_{i,k}^{orc1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{orc1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.17)$$

$$q_i^{cw} - Q_i^{\max} z_i^{cw} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (3.18)$$

$$q_i^{ar2} - Q_i^{\max} z_i^{ar2} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (3.19)$$

$$q_{j,k}^{orc2} - Q_{j,k}^{\max} z_{j,k}^{orc2} \leq 0, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.20)$$

$$q_j^{lps} - Q_j^{\max} z_j^{lps} \leq 0, \quad \forall j \in CPS \quad (3.21)$$

Donde $Q_{i,j}^{\max}$ puede ser aproximado a la carga de calor mayor del total de las corrientes HPS_i y CPS_j ; mientras que la carga total de calor de las corrientes calientes HPS_i puede ser representado por $Q_{i,k}^{\max}$ y $Q_i^{\max}$, finalmente la carga total de calor en las corrientes frías CPS_j puede ser representado por $Q_{j,k}^{\max}$ y $Q_j^{\max}$.

g) Factibilidad para las diferencias de temperatura

Además del cumplimiento de las relaciones anteriores para determinar la existencia de cada unidad de intercambio de calor, todas las unidades existentes también deben satisfacer la diferencia de temperatura mínima considerada para cada caso particular debido a que este valor afecta directamente a los costos de capital de los intercambiadores. Por lo tanto, si la unidad existe, la diferencia mínima de temperatura debe cumplirse en ambos lados de cada intercambiador; de lo contrario, si la unidad no existe, se emplea un límite superior para la diferencia de temperatura para cada tipo de intercambiador. Esto se modela de la siguiente manera:

$$dt_{i,j,k} \leq t_{i,k} - t_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\max} (1 - z_{i,j,k}), \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.22)$$

$$dt_{i,j,k+1} \leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Delta T_{i,j}^{\max} (1 - z_{i,j,k}), \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.23)$$

$$dt_{i,k}^{ar1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1\max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.24)$$

$$dt_{i,k+1}^{ar1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1\max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.25)$$

$$dt_{i,k}^{orc1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1\max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.26)$$

$$dt_{i,k+1}^{orc1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1\max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.27)$$

$$dt_i^{cw-1} \leq t_{i,NOK+1} - T_{OUT}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.28)$$

$$dt_i^{cw-2} \leq t_i^{ar2} - T_{IN}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.29)$$

$$dt_i^{ar2-1} \leq t_i^{ar2} - T_{OUT}^{ar2} + \Delta T_i^{ar2\max} (1 - z_i^{ar2}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.30)$$

$$dt_{j,k}^{orc2} \leq T_{IN}^{orc2} - t_{j,k} + \Delta T_j^{orc2\max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.31)$$

$$dt_{j,k+1}^{orc2} \leq T_{OUT}^{orc2} - t_{j,k+1} + \Delta T_j^{orc2\max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.32)$$

$$dt_j^{lps-2} \leq T_{OUT}^{lps} - t_{j,1} + \Delta T_j^{lps\max} (1 - z_j^{lps}), \quad \forall j \in CPS \quad (3.33)$$

Debe tenerse en cuenta que la relación para incluir el lado derecho de las unidades AR2 no es necesaria, ni para el lado izquierdo de las unidades LPS, debido a que las temperaturas implicadas en estos lados en particular los fija el problema.

Después, se calculan todas las diferencias de temperatura. Deben ser mayores que la diferencia mínima de temperatura.

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,j,k}, \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.34)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{ar1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.35)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.36)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.37)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-2}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.38)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{ar-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.39)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, \quad k \in ST \quad (3.40)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_j^{lps-2}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.41)$$

h) Selección óptima de los fluidos de trabajo

Este trabajo considera la selección del fluido de trabajo óptimo para operar el ORC entre un conjunto de fluidos de trabajo disponibles, así como un modelo disyuntivo para determinar el sistema óptimo para ejecutar el ciclo AR. Es importante señalar que en cada solución óptima se determina si la ORC se requiere o no. Mientras que el ciclo AR siempre es necesario debido a la metodología propuesta considera la existencia de requisitos de refrigeración, es decir la temperatura deseada de salida de al menos una corriente caliente debe estar por debajo de la temperatura ambiente.

i) Selección óptima del fluido de trabajo del ORC

El siguiente modelo disyuntivo establece que si se requiere el ORC, entonces generará un valor para la producción de energía mayor que cero. Además, hay un conjunto de fluidos de trabajo disponibles para ser utilizados por el ORC; por lo tanto, cuando el ORC existe, debe seleccionarse el fluido de trabajo óptimo para ejecutarlo. A este respecto, cada fluido de trabajo tiene un valor característico para el factor de eficiencia, así como temperaturas de funcionamiento específicas en cada paso del ORC. Luego, considerando estas variaciones entre los fluidos de trabajo disponibles, el modelo disyuntivo seleccionará el fluido de trabajo óptimo. Por último, se contabiliza el escenario donde no existe el ORC y todos los parámetros mencionados anteriormente se establecen como cero.

$$\left[\begin{array}{c} Y^{orc} \\ Power^{orc} \geq 0 \\ \left[\begin{array}{c} W_1^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_1^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,1}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,1}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,1}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,1}^{orc2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} W_1^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_2^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,2}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,2}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,2}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,2}^{orc2} \end{array} \right] \vee \dots \vee \left[\begin{array}{c} W_g^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_g^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,g}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,g}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,g}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,g}^{orc2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} Y^{orc} \\ Power^{orc} = 0 \\ \mu^{orc} = 0 \\ T_{IN}^{orc1} = 0 \\ T_{OUT}^{orc1} = 0 \\ T_{IN}^{orc2} = 0 \\ T_{OUT}^{orc2} = 0 \end{array} \right] \right]$$

En la disyunción anterior, Y^{orc} es una variable booleana asociada a la existencia de ORC, $Power^{orc}$ representa la cantidad de potencia producida por el ORC, w_g^{orc} es la variable booleana asociada a la selección del fluido de trabajo, μ_g^{orc} el factor de eficiencia alcanzado por el fluido orgánico, las temperaturas de entrada y salida para las unidades ORC1 son $T_{IN,g}^{orc1}$ y $T_{OUT,g}^{orc1}$ respectivamente, y finalmente $T_{IN,g}^{orc2}$ y $T_{OUT,g}^{orc2}$ representan las temperaturas de entrada y salida para las unidades ORC2, respectivamente.

$$y^{orc} = \sum_{g \in G} w_g^{orc} \quad (3.42)$$

La siguiente ecuación establece que, si el ORC existe, la cantidad de electricidad producida debe ser menor que el límite superior ($Power^{orc_Max}$).

$$Power^{orc} \leq Power^{orc_Max} y^{orc} \quad (3.43)$$

El factor de eficiencia es obtenido por medio de la siguiente ecuación:

$$\mu^{orc} = \sum_{g \in G} \mu_g^{orc} w_g^{orc} \quad (3.44)$$

Se debe notar que sólo un fluido de trabajo puede ser seleccionado con la ecuación anterior. El mismo tipo de relación es aplicado para seleccionar las cuatro temperaturas involucradas en el ORC.

$$T_{IN}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (3.45)$$

$$T_{OUT}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (3.46)$$

$$T_{IN}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (3.47)$$

$$T_{OUT}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (3.48)$$

Adicionalmente, las siguientes relaciones establecen que si el ORC es requerido, entonces es posible el intercambio de calor entre el ORC y las HPS y CPS; en el otro caso, si el ORC no existe, entonces la posibilidad de intercambio de calor con ORC se elimina.

$$y^{orc} \geq z_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, \quad k \in ST \quad (3.49)$$

$$y^{orc} \geq z_{j,k}^{orc2}, \quad \forall i \in CPS, \quad k \in ST \quad (3.50)$$

j) Selección óptima del sistema para el ciclo AR

Para seleccionar el sistema de operación del ciclo AR se emplea el siguiente modelo disyuntivo (donde y_h^{ar} representa la variable Booleana asociada a la selección del sistema h para ejecutar el sistema AR):

$$\left[\begin{array}{c} Y_1^{ar} \\ COP^{ar} = COP_1^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,1}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,1}^{ar2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} Y_1^{ar} \\ COP^{ar} = COP_2^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,2}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,2}^{ar2} \end{array} \right] \vee \dots \vee \left[\begin{array}{c} Y_h^{ar} \\ COP^{ar} = COP_h^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,h}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,h}^{ar2} \end{array} \right]$$

La disyunción anterior selecciona el sistema óptimo entre un conjunto de sistemas disponibles. Cada sistema disponible tiene un valor característico para COP_h^{ar} , y de igual forma, de acuerdo al sistema, cambian las temperaturas de entrada y salida de las unidades AR2. Cabe señalar que las temperaturas anteriores afectan drásticamente a la temperatura más baja que puede alcanzar el HPS. Cuando el modelo disyuntivo anterior

es reformulado en un conjunto de ecuaciones algebraicas, se obtienen las relaciones lógicas siguientes. En primer lugar, se debe elegir un sistema:

$$\sum_{h \in H} y_h^{ar} = 1 \quad (3.51)$$

A continuación, se seleccionan las temperaturas de COP, entrada y salida para el funcionamiento del ciclo AR según el sistema seleccionado,

$$COP^{ar} = \sum_{h \in H} COP_h^{ar} y_h^{ar} \quad (3.52)$$

$$T_{IN}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{IN,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (3.53)$$

$$T_{OUT}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{OUT,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (3.54)$$

k) Ciclos termodinámicos y sus interacciones.

Para modelar el funcionamiento del AR, se considera un COP; mientras que el modelado de los ciclos termodinámicos se realiza mediante factores de eficiencia (μ). Además, en esta sección se establece que el calor disponible en el condensador del SRC (energía residual) se puede tomar para ser utilizado en ORC, AR y en la HEN (como servicio de calentamiento).

l) Modelación para el SRC.

El balance de energía para todas las fuentes de energía externas suministradas a SRC se indican de la siguiente forma,

$$Q^{External} = Q_t^{Solar} + \sum_{b \in B} Q_{b,t}^{Biofuel} + \sum_{f \in F} Q_{f,t}^{Fossil}, \forall t \in T \quad (3.55)$$

Donde $Q^{External}$ representa el total de energía suministrada al SRC. Entonces, la potencia producida por el SRC es igual a la energía total alimentada al ciclo multiplicada por un factor de eficiencia que representa la eficiencia térmica para convertir la energía química externa proporcionada en electricidad,

$$Power^{src} = Q^{External} \mu^{src} \quad (3.56)$$

La energía residual (el calor que no se puede convertir en potencia) se envía al ORC (para producir electricidad), al sistema AR (para producir refrigeración) y a la HEN (como servicio de calentamiento),

$$Q^{src_mps} = Q^{src_ar} + Q^{src_orc} + \sum_{j \in CPS} q_j^{lps} \quad (3.57)$$

El balance general de energía para el SRC establece que la energía total suministrada al ciclo ($Q^{External}$) se convierte en electricidad ($Power^{src}$) o puede ser enviada a las otras plantas (Q^{src_mps}), así como también se considera la posible transferencia de calor a los enfriadores (Q^{src_cw}),

$$Q^{External} = Power^{src} + Q^{src_mps} + Q^{src_cw} \quad (3.58)$$

Cabe destacar que el peor escenario para el calor residual es que sea removido por medio de agua de enfriamiento, debido a que esta opción genera un costo operativo (costo de agua de enfriamiento) y no se aprovecha para aplicaciones relevantes.

m) Modelación para el ORC

De acuerdo con el esquema propuesto, el ORC puede recibir calor procedente del SRC (Q^{orc_mps}), así como de las corrientes calientes de proceso (HPS al ORC, $q_{i,k}^{orc1}$).

Para determinar la potencia producida por el ORC ($Power^{orc}$), se considera el factor de eficiencia (μ^{orc}) como sigue:

$$Power^{orc} = (Q^{src_orc} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1}) \mu^{orc} \quad (3.59)$$

Además, la energía residual (disponible en el condensador del ORC) puede ser utilizada por las CPS ($q_{j,k}^{orc2}$) o puede ser removida mediante un enfriador (Q^{orc_cw}):

$$Q^{src_orc} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} = Power^{orc} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} q_{j,k}^{orc2} + Q^{orc_cw} \quad (3.60)$$

Es importante resaltar que el factor de eficiencia y las temperaturas de operación del ORC dependen del fluido de trabajo seleccionado para operar el ciclo. En este sentido, el valor de las temperaturas de operación es un factor importante para la viabilidad de la transferencia de calor entre las HPS y el ORC, así como para el intercambio de calor del ORC a las CPS, lo que puede disminuir el uso de energía de fuentes externas.

n) Modelación para el ciclo AR

El balance para el sistema AR establece que la carga de enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente requerida por HPS (q_i^{ar2}), debe ser suministrada por AR utilizando como fuente de energía, el exceso de calor de las HPS ($q_{i,k}^{ar1}$) y por la energía disponible en el condensador del SRC (Q_{ar-mps}^{ar}). Este balance energético también considera un COP (que depende del sistema elegido) como factor para describir la conversión de energía entre el calor suministrado y el enfriamiento obtenido; por lo tanto, se afirma lo siguiente,

$$\frac{\sum_{i \in HPS} q_i^{ar2}}{COP^{ar}} = \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ar1} + Q_{ar-mps}^{ar} \quad (3.61)$$

o) Producción máxima de potencia

Previo al proceso de optimización se debe analizar y determinar la generación de potencia máxima deseada (es decir, la máxima electricidad que será producida por el SRC y el ORC), que puede obtenerse a través de un estudio considerando los propios requerimientos de electricidad del proyecto y la cantidad máxima de energía que puede ser vendida a otras industrias o gobiernos locales.

Esta restricción se modela de la siguiente manera,

$$Power^{src} + Power^{orc} \leq Power^{Max} \quad (3.62)$$

Donde $Power^{Max}$ representa la producción de potencia máxima deseada.

p) Tamaño óptimo para el colector solar y máxima disponibilidad para los biocombustibles

La metodología propuesta considera diferentes fuentes externas de energía para satisfacer las necesidades energéticas de SRC, como lo son el colector solar, los biocombustibles y los combustibles fósiles. En este sentido, el colector solar puede existir o no en la solución óptima (debido a que representa la fuente de energía más cara, sin embargo, al mismo tiempo es la energía más limpia); entonces, si se requiere el colector solar, debe determinarse su área óptima. Además, una limitación importante que debe tenerse en cuenta en el uso de los biocombustibles es la variación de su producción durante el año.

q) Tamaño óptimo para el colector solar

Si se requiere un colector solar, el tamaño óptimo debe determinarse mediante la siguiente ecuación,

$$Q_t^{Solar} \leq Q_t^{Useful_Solar} A_c^{Solar} \frac{1}{D_t}, \forall t \in T \quad (3.63)$$

Esta ecuación también determina la energía solar total proporcionada al sistema (Q_t^{Solar}). Debe tenerse en cuenta que, si la energía solar total requerida en la solución óptima es cero, significa que no es necesario instalar el colector solar. En la expresión anterior $Q_t^{Useful_Solar}$ representa la energía solar útil de la radiación solar disponible en el lugar específico donde el colector solar puede ser instalado (en este caso, este valor incluye la eficiencia asociada al equipo), A_c^{Solar} es el área óptima del colector solar y D_t es un factor de conversión para cambiar las unidades de tiempo.

Después de determinar los requerimientos de energía solar y el tamaño óptimo del colector solar, se calcula los costos de capital y de operación.

$$C_{cap}^{Solar} = FC^{Solar} y^{Solar} + VC^{Solar} (A_c^{Solar})^{\alpha^{Solar}} \quad (3.64)$$

$$C_{op}^{Solar} = Cu^{Solar} \sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \quad (3.65)$$

En las relaciones anteriores, FC^{Solar} y VC^{Solar} representan las cargas unitarias fijas y variables para los costos de capital del colector solar; mientras que y^{Solar} es una variable binaria usada para modelar la existencia del colector solar, α^{Solar} es un exponente del área para considerar las economías de escala en la función de costo de capital para el colector solar y finalmente Cu^{Solar} es el costo unitario de operación.

En este contexto, para obtener un valor adecuado para el exponente del área, así como los costos unitarios fijos y variables para la función de costo de capital para el colector solar, es necesario realizar el siguiente procedimiento: En primer lugar, un conjunto de costos de capital para el colector solar se representan en función de sus áreas correspondientes. Estos valores pueden obtenerse directamente de los proveedores de colectores solares. Una vez que se grafica la función anterior, se determina su comportamiento y se compara con una función exponencial del tipo $y = a + b x^{\alpha}$; por lo tanto de esta manera, es posible calcular FC^{Solar} , VC^{Solar} y α^{Solar} .

r) Disponibilidad máxima de biocombustibles.

Dado que la disponibilidad de biocombustibles cambia drásticamente a lo largo del año, la siguiente restricción debe incluirse en el modelo

$$Q_{b,t}^{Biofuel} \leq \frac{Heating_b^{Power} Avail_{b,t}^{Max}}{D_t}, \quad \forall b \in B, t \in T \quad (3.66)$$

Donde $Heating_b^{Power}$ representa el poder calorífico del biocombustible b y $Avail_{b,t}^{Max}$ representa la cantidad máxima de biocombustible b disponible en un período t .

s) Funciones objetivo

El problema planteado es un problema multiobjetivo MINLP que considera simultáneamente cuestiones económicas, ambientales y sociales. Al mismo tiempo se utiliza la métrica de sostenibilidad ponderada para evaluar el beneficio ambiental y social en el proyecto.

Por lo tanto, el objetivo económico consiste en la maximización del beneficio económico anual del parque eco-industrial (*Profit*), así como la maximización del

beneficio económico particular de cada uno de los miembros del parque eco-industrial (AEP^{src} , AEP^{orc} , AEP^{ar} y AEP^{hen}); mientras que el objetivo medioambiental considerado en la metodología propuesta es la minimización de la emisión de gases de efecto invernadero (GHGE, en este caso CO₂ equivalente) y finalmente el objetivo social es maximizar los empleos generados con el proyecto.

$$OF = \left\{ \begin{array}{l} \text{Max Profit; Max } AEP^{src}, \text{ Max } AEP^{orc}, \text{ Max } AEP^{ar}, \\ \text{Max } AEP^{hen}, \text{ Min } NGHGE^{Overall}; \text{ MaxJobs} \end{array} \right\} \quad (3.67)$$

Dado que las dos primeras funciones objetivo (*Max Profit*, *Min NGHGE^{Overall}*) se contradicen entre sí; el número de empleos que creados por el proyecto juega un papel importante para quienes toman las decisiones y los gobiernos locales involucrados en el proyecto.

De igual forma la métrica de sostenibilidad ponderada es una herramienta que permite evaluar desde el punto de vista económico los aspectos ambiental y social considerados en el proyecto.

t) Función objetivo del beneficio económico global del parque eco-industrial

La función objetivo del beneficio económico global del parque eco-industrial tiene como propósito maximizar el beneficio económico del parque (*Profit*) sin considerar la distribución de los beneficios obtenidos entre las plantas del parque. El *Profit* se obtiene de la suma del término SP (ingresos provenientes de la venta de energía) y TCR (ingresos provenientes por la reducción de créditos fiscales otorgados por instituciones gubernamentales por el uso de energías limpias), menos el CaC (costo de capital), y ESC (costo de las fuentes de energía):

$$Max Profit = SP + TCR - CaC - OPC - ESC \quad (3.68)$$

Estos términos se explican a continuación.

1. Ingresos por la venta de energía: los principales beneficios económicos se obtienen a través de la venta de la energía eléctrica generada por el SRC y el ORC.

$$SP = H_Y D^{sh} SuPrice^{Power} (Power^{src} + Power^{orc}) \quad (3.69)$$

Donde H_Y denota las horas de operación por año de la planta, D^{sh} es un factor de conversión, que transforma segundos a horas.

2. Reducción de los créditos fiscales (TCR).

Recientemente, varios gobiernos han promovido el uso de energías más limpias a través de créditos fiscales. Con base en esto, el proyecto puede obtener créditos fiscales por el uso de energía solar, biocombustibles e incluso algunos combustibles fósiles; esto debido a que en todas ellas se pueden encontrar alternativas que emiten una menor cantidad de emisiones de CO_2 equivalente respecto de la fuente más contaminante (carbón).

$$TCR = R^{Solar} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [R_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [R_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] \quad (3.70)$$

Donde R^{Solar} , $R_b^{Biofuel}$ y R_f^{Fossil} representan los créditos fiscales unitarios respecto de la disminución de emisiones de CO_2 equivalente para la energía solar, los biocombustibles y los combustibles fósiles, respectivamente.

3. Costos de capital (CaC). Los costos de capital incluidos incluyen el costo de capital del ciclo AR y los costos de capital de todas las unidades de intercambio de calor mostradas en la **Figura 3.1**. En este orden, la metodología propuesta utiliza la aproximación de Chen (1987) con el fin de evitar los términos logarítmicos en el modelo de optimización para determinar las áreas de las unidades de intercambio de calor.

Previamente a la expresión de los costos de capital totales, se calculan los costos de capital totales de la red (TCI^{hen})

$$\begin{aligned}
TCI^{hen} = & \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{i,j}^{exc} \left\{ \frac{q_{i,j,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right)}{\left[(dt_{i,j,k})(dt_{i,j,k+1}) \left(\frac{dt_{i,j,k} + dt_{i,j,k+1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{ar1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{ar1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar1})(dt_{i,k+1}^{ar1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar1} + dt_{i,k+1}^{ar1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \\
& \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{orc1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{orc1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{orc1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{orc1})(dt_{i,k+1}^{orc1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{orc1} + dt_{i,k+1}^{orc1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \sum_{i \in HPS} C_i^{cw} \left\{ \frac{q_i^{cw} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cw}} \right)}{\left[(dt_i^{cw-1})(dt_i^{cw-2}) \left(\frac{dt_i^{cw-1} + dt_i^{cw-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \\
& \sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} \left\{ \frac{q_i^{ar2} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar2}} \right)}{\left[(dt_i^{ar2-1})(T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2}) \left(\frac{dt_i^{ar2-1} + (T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2})}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_j^{orc2} \left\{ \frac{q_{j,k}^{orc2} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{orc2}} \right)}{\left[(dt_{j,k}^{orc2})(dt_{j,k+1}^{orc2}) \left(\frac{dt_{j,k}^{orc2} + dt_{j,k+1}^{orc2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \\
& \sum_{j \in CPS} C_j^{lps} \left\{ \frac{q_j^{lps} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{lps}} \right)}{\left[(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j})(dt_j^{lps-2}) \left(\frac{(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j}) + dt_j^{lps-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta} + \left(\sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_{i,j}}^{exc} z_{i,j,k} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{ar1} z_{i,k}^{ar1} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{orc1} z_{i,k}^{orc1} + \right. \\
& \left. \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{cw} z_i^{cw} + \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{ar2} z_i^{ar2} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_j}^{orc2} z_{j,k}^{orc2} + \sum_{j \in CPS} C_{F_j}^{lps} z_j^{lps} \right)
\end{aligned} \tag{3.71}$$

Donde $C_{F_{i,j}}^{exc}$, $C_{F_i}^{ar1}$, $C_{F_i}^{orc1}$, $C_{F_i}^{cw}$, $C_{F_i}^{ar2}$, $C_{F_j}^{orc2}$ y $C_{F_j}^{lps}$ representan los costos fijos de intercambiadores, enfriadores AR1, OCR1, CW y AR2, y calentadores OCR2 y LPS.

Posteriormente, los costos de capital totales,

$$CaC = k_f \left[TCI^{hen} + C_{cap}^{ar} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} + C_{cap}^{src} Power^{src} + C_{cap}^{orc} Power^{orc} \right] \tag{3.72}$$

4. Costos de operación (OC). Los costos de operación incluidos son los costos del enfriador CW, para enfriar las corriente HPS (q_i^{cw}), así como los costos generados por el condensador del ciclo SRC (Q^{src-cw}) y del ciclo ORC (Q^{orc-cw}).

$$OC = H_Y D^{sh} C_{cw} \left[\sum_{i \in HPS} q_i^{cw} + Q^{src-cw} + Q^{orc-cw} \right] \tag{3.73}$$

5. Costos de fuentes de energía (ESC). La función incluye los costos relacionados a las fuentes de energía primaria (combustibles fósiles, biocombustibles y colector solar).

$$ESC = \sum_{f \in F} \left[C_f^{Fossil} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{Fossil} D_t) \right] + \sum_{b \in B} \left[C_b^{Biofuel} \times \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{Biofuel} D_t) \right] + C_{op}^{Solar} + k_f C_{cap}^{Solar} \quad (3.74)$$

Donde C_f^{Fossil} y $C_b^{Biofuel}$ son los costos unitarios de combustibles fósiles f y biocombustibles b .

Cabe señalar que, dependiendo del valor de los ingresos y los costos, en algunos casos el beneficio puede ser positivo, mientras que en otros casos puede tener un valor negativo.

u) Función objetivo ambiental

Se propone que la evaluación del impacto ambiental se realice a través de la cuantificación global de GHGE debido a que los combustibles fósiles y los biocombustibles liberan dióxido de carbono cuando se queman.

$$Min \ NGHGE^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} \left[GHGE_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} \left[GHGE_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t \right] \quad (3.75)$$

Donde $NGHGE^{Overall}$ es el GHGE total liberado al ambiente, mientras que $GHGE_f^{Fossil}$ y $GHGE_b^{Biofuel}$ son el GHGE individual para el combustible fósil f y el biocombustible b .

v) Función objetivo social

El modelo tiene como objetivo considerar aspectos sostenibles. Una cuestión social muy importante es la creación de empleo, debido a que este factor influye en las condiciones económicas de la región donde se generen los empleos. Con el fin de intervenir positivamente en el aspecto social, la metodología propuesta tiene en cuenta la maximización del número de empleos que pueden ser creados por la implementación del proyecto. Los trabajos son generados por la producción de combustibles fósiles, biocombustibles y por la operación del colector solar para proporcionar las necesidades

energéticas del proyecto. Sin embargo, la mayoría de los trabajos se atribuyen a la producción de biocombustibles.

Para cuantificar el número de empleos creados, se emplea el modelo de Empleos e Impacto de Desarrollo Económico (*JEDI*, sigla del inglés *Jobs and Economic Development Impact*) (Miller et.al., 2009).

Por lo tanto, la función social consiste en maximizar el número de empleos creados por el proyecto para la producción de combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar,

$$Max NJOBS^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in B} [NJOB_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [NJOB_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} [NJOB^{Solar} Q_t^{Solar} D_t] \quad (3.76)$$

Donde $NJOB_f^{Fossil}$, $NJOB_b^{Biofuel}$ y $NJOB^{Solar}$ representan los trabajos generados por kJ suministrados por los combustibles fósiles, los biocombustibles y el colector solar, respectivamente.

w) Beneficio económico anual de SRC

AEP^{src} tiene como objetivo maximizar el beneficio económico de la planta generadora de electricidad SRC. En la siguiente expresión se considera la transferencia de calor hacia ORC, HEN y AR con el término $Q^{src-mps}$.

$$Max AEP^{src} = H_Y \left(D^{sh} SuPrice^{Power} Power^{src} + C^{src-mps} Q^{src-mps} - C_{cw} Q^{src-cw} \right) - C_{op}^{Solar} + R^{Solar} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [R_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [R_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] - \sum_{f \in F} \left[C_f^{Fossil} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{Fossil} D_t) \right] - \sum_{b \in B} \left[C_b^{Biofuel} \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{Biofuel} D_t) \right] - k_f (C_{cap}^{src} Power^{src} + C_{cap}^{Solar}) \quad (3.77)$$

Además, toma en cuenta los ingresos generados por la venta de energía, más los créditos fiscales que la planta puede ganar por el uso de energía solar, biocombustibles o algunos combustibles fósiles, menos los costos relacionados a las fuentes de energía del SRC y el costo de capital.

x) Inversión de capital total del SRC

$$TCI^{src} = C_{cap}^{src} Power^{src} + C_{cap}^{Solar} \quad (3.78)$$

Donde C_{cap}^{src} representa el costo unitario de capital del ciclo Rankine. Los costos de capital del colector solar pueden ser igual a cero dependiendo si la solución óptima requiere o no la instalación de un colector solar para satisfacer la demanda de energía primaria del ciclo Rankine.

y) Tasa de retorno de la inversión del SRC

La tasa de retorno de la inversión se obtiene de la relación del beneficio económico anual de la planta generadora de electricidad y el costo de capital total del ciclo Rankine.

$$Max ROI^{src} = \frac{AEP^{src}}{TCI^{src}} \quad (3.79)$$

z) Beneficio económico anual del ORC

Es la función objetivo económica que maximiza el beneficio de la planta generadora de energía mediante el uso de un ciclo Rankine orgánico.

$$Max AEP^{orc} = H_Y \left(D^{sh} SuPrice^{Power} Power^{orc} + C_{orc_lps} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} q_{j,k}^{orc2} - C_{src_mps} Q^{src_orc} - C_{hen_orc} \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} \right) - k_f C_{cap}^{orc} Power^{orc} - H_Y D^{sh} C_{cw} Q^{orc_cw} \quad (3.80)$$

Como se puede apreciar en la expresión anterior, se consideran los ingresos generados por la venta de energía eléctrica además de que el ORC puede obtener energía que proviene del SRC y/o la HEN. En esta función objetivo también se toma en cuenta el costo de capital total del ciclo Rankine orgánico y el costo por el servicio de enfriamiento.

aa) Costo de capital total del ORC

$$TCI^{orc} = C_{cap}^{orc} Power^{orc} \quad (3.81)$$

El costo de capital total de ORC se obtiene del producto de C_{cap}^{orc} , que representa el costo unitario de capital de ORC, por su capacidad de producción, $Power^{orc}$.

bb) Tasa de retorno de la inversión del ORC

Es importante que cada una de las plantas participantes en el parque eco-industrial considere la rentabilidad como una métrica de sostenibilidad que le permita evaluar si un proyecto es económicamente viable.

$$Max ROI^{orc} = \frac{AEP^{orc}}{TCI^{orc}} \quad (3.82)$$

ROI^{orc} se obtiene de la relación del beneficio económico anual y el costo de capital total del ORC.

cc) Beneficio económico anual de AR

El beneficio económico anual del AR se obtiene de los ingresos generados por la venta de servicio de refrigeración, menos los egresos por la compra de energía para la operación de AR y el costo de capital total del ciclo de refrigeración por absorción.

$$Max AEP^{ar} = H_Y \left(C^{cooling} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} - C^{src_mps} Q^{src_ar} - C^{hen_ar} \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ar1} \right) - k_f C_{cap}^{ar} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} \quad (3.83)$$

dd) Costo de capital total del AR

TCI^{ar} representa la inversión de capital requerida para el ciclo de refrigeración por absorción.

$$TCI^{ar} = C_{cap}^{ar} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} \quad (3.84)$$

ee) Tasa de retorno de la inversión del AR

Cada planta involucrada en el parque eco-industrial tiene como objetivo maximizar su tasa de retorno de inversión.

$$Max ROI^{ar} = \frac{AEP^{ar}}{TCI^{ar}} \quad (3.85)$$

ff) Beneficio económico anual de HEN

Maximizar AEP^{hen} es otra de las funciones objetivo del modelo propuesto. AEP^{hen} representa el beneficio económico anual de HEN . Se genera por la venta de energía residual a ORC y AR , restando los egresos por la compra de energía proveniente del condensador de SRC necesaria para calentar las corrientes de proceso CPS , el agua de enfriamiento y refrigeración requeridos por las corrientes HPS , y considerando los costos de inversión de capital de HEN .

$$Max AEP^{hen} = H_Y \left(C^{hen_ar} \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ar1} + C^{hen_orc} \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} - C^{src_mps} \sum_{j \in CPS} q_j^{lps} - C^{orc_lps} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} q_{j,k}^{orc2} - C^{cooling} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} - C_{cw} \sum_{i \in HPS} q_i^{cw} \right) - k_f TCI^{hen} \quad (3.86)$$

gg) Tasa de retorno de inversión de HEN

$$Max ROI^{hen} = \frac{AEP^{hen}}{TCI^{hen}} \quad (3.87)$$

hh) Tasa interna de retorno total

Para la evaluación de aspectos de sostenibilidad global del parque eco-industrial es importante conocer la tasa de retorno de inversión total del parque. Se calcula a través del cociente del beneficio económico total y la inversión de capital total del parque eco-industrial.

$$Max ROI^{Overall} = \frac{Profit}{OCI} \quad (3.88)$$

ii) Inversión de capital total del parque eco-industrial.

La inversión de capital total OCI , incluye los costos de inversión de capital de todas las plantas participantes en el parque eco-industrial.

$$OCI = TCI^{src} + TCI^{orc} + TCI^{ar} + TCI^{hen} \quad (3.89)$$

jj) Métrica del retorno de la inversión ambiental y social

$$Min\ EROIM = \frac{GHGE^{Reference} - NGHGE^{Overall}}{OCI} \quad (3.90)$$

$$Max\ SROIM = \frac{NJOBS^{Overall} - JOBS^{Reference}}{OCI} \quad (3.91)$$

kk) Procedimiento Multi-StakeHolder

El modelo multiobjetivo tiene como propósito maximizar las funciones objetivo económicas involucradas en la integración energética del parque eco-industrial, considerando simultáneamente criterios ambientales y sociales.

Las funciones compromiso son la solución al problema multiobjetivo. En este caso se requiere maximizar las funciones objetivo económicas del modelo, maximizar el número de empleos generados, y al mismo tiempo minimizar las emisiones de gases de efecto invernadero. Sin embargo, los objetivos del modelo resultan contradictorios entre sí y se buscará encontrar la solución óptima al problema planteado mediante el uso de un modelo multiobjetivo.

En el modelo multiobjetivo el punto utópico (UP) representa el punto en el diagrama Pareto donde el beneficio económico de cada uno de los integrantes del PEI alcanza el valor máximo posible y se obtiene al maximizar el beneficio económico de cada uno de los integrantes individualmente. El punto nadir (NS) representa la solución opuesta al punto utópico, donde los beneficios económicos para cada integrante alcanzan su valor mínimo y por lo tanto se convierte en el límite inferior de las funciones objetivo.

II) Beneficio económico total

La ecuación siguiente permite que la solución compromiso del beneficio económico total ($CS^{Overall}$) encuentre el beneficio total del parque eco-industrial más cercano a su máximo posible.

$$\phi^{Profit} = \frac{Profit^{UB} - Profit}{Profit^{UB} - Profit^{LB}} \quad (3.92)$$

mm) Tasa de Retorno Total

$\phi^{ROI^{Overall}}$ tiene el propósito de encontrar la tasa de retorno total que más se aproxime a su máximo posible al minimizar la solución compromiso de la tasa de retorno de la inversión total ($CS^{ROI^{Overall}}$).

$$\phi^{ROI^{Overall}} = \frac{ROI^{Overall^{UB}} - ROI^{Overall}}{ROI^{Overall^{UB}} - ROI^{Overall^{LB}}} \quad (3.93)$$

nn) Emisión de gases de efecto invernadero total

Las soluciones compromiso, $CS^{Overall}$ y CS^{AEP} , mediante la siguiente ecuación encuentran la cantidad de emisiones GHGE que más se acerquen al valor mínimo, al mismo tiempo que consideran los objetivos económico y social.

$$\psi^{NGHGE^{Overall}} = \frac{NGHGE^{Overall} - NGHGE^{Overall^{LB}}}{NGHGE^{Overall^{UB}} - NGHGE^{Overall^{LB}}} \quad (3.94)$$

oo) Tasa de retorno ambiental total

ψ^{EROIM} es un término que está involucrado en las soluciones compromiso $CS^{ROI^{Overall}}$ y $CS^{ROI^{Single}}$

$$\psi^{EROIM} = \frac{EROIM^{UB} - EROIM}{EROIM^{UB} - EROIM^{LB}} \quad (3.95)$$

pp) Empleos generados totales

$\tau^{NJOBS^{Overall}}$ es la variable del modelo multi-objetivo para la aproximación del objetivo social al valor máximo posible de empleos generados.

$$\tau^{NJOBS^{Overall}} = \frac{NJOBS^{Overall^{UB}} - NJOBS^{Overall}}{NJOBS^{Overall^{UB}} - NJOBS^{Overall^{LB}}} \quad (3.96)$$

qq) Tasa de retorno de la inversión social

$\tau^{SROI M}$ es la variable para aproximar la tasa del retorno de la inversión social al valor máximo posible al minimizar $CS^{ROI Single}$.

$$\tau^{SROI M} = \frac{SROI M^{UB} - SROI M}{SROI M^{UB} - SROI M^{LB}} \quad (3.97)$$

rr) Beneficio económico de cada planta

Dado que se considera que cada planta involucrada en el parque eco-industrial tiene como objetivo particular alcanzar el máximo beneficio posible, ϕ^{AEP} es una ecuación que simultáneamente maximiza el beneficio económico individual de cada una de las plantas al minimizar CS^{AEP} .

$$\phi^{AEP} = \frac{1}{n^{holders}} \left(\frac{AEP^{src^{UB}} - AEP^{src}}{AEP^{src^{UB}} - AEP^{src^{LB}}} + \frac{AEP^{orc^{UB}} - AEP^{orc}}{AEP^{orc^{UB}} - AEP^{orc^{LB}}} + \frac{AEP^{ar^{UB}} - AEP^{ar}}{AEP^{ar^{UB}} - AEP^{ar^{LB}}} + \frac{AEP^{hen^{UB}} - AEP^{hen}}{AEP^{hen^{UB}} - AEP^{hen^{LB}}} \right) \quad (3.98)$$

ss) Tasas de retorno de la inversión individuales

$\phi^{ROI Single}$ es análogo a ϕ^{AEP} , al minimizar $CS^{ROI Single}$ las tasas de retorno de inversión de cada planta se aproximarán a su punto máximo

$$\phi^{ROI Single} = \frac{1}{n^{holders}} \left(\frac{ROI^{src^{UB}} - ROI^{src}}{ROI^{src^{UB}} - ROI^{src^{LB}}} + \frac{ROI^{orc^{UB}} - ROI^{orc}}{ROI^{orc^{UB}} - ROI^{orc^{LB}}} + \frac{ROI^{ar^{UB}} - ROI^{ar}}{ROI^{ar^{UB}} - ROI^{ar^{LB}}} + \frac{ROI^{hen^{UB}} - ROI^{hen}}{ROI^{hen^{UB}} - ROI^{hen^{LB}}} \right) \quad (3.99)$$

Solución compromiso del beneficio total

La solución compromiso del beneficio total minimiza de forma simultánea ϕ^{Profit} , $\psi^{NGHGE^{Overall}}$ y $\tau^{NJOBS^{Overall}}$.

$$Min CS^{Overall} = \phi^{Profit} + \psi^{NGHGE^{Overall}} + \tau^{NJOBS^{Overall}} \quad (3.100)$$

Cuando se minimiza cada término de la ecuación, el beneficio total del parque eco-industrial alcanzará el punto más cercano al punto utópico de la solución Pareto, el número de empleos generados se aproximarán a su valor máximo posible y las emisiones de gases de efecto invernadero también buscarán aproximarse al valor del punto utópico de la solución Pareto.

tt) Solución compromiso de la tasa de retorno total

$CS^{ROI^{Overall}}$ es una solución compromiso que considera de forma global los objetivos económico, ambiental y social del parque eco-industrial a través de la métrica para la evaluación de retorno de la inversión.

$$Min CS^{ROI^{Overall}} = \varphi^{ROI^{Overall}} + \psi^{EROIM} + \tau^{SROIM} \quad (3.101)$$

uu) Funciones objetivo individuales

Las funciones objetivo individuales, es decir el beneficio de cada una de las plantas así como su tasa de retorno de la inversión se aproximan a su máximo valor posible mediante la minimización de las soluciones compromiso CS^{AEP} y $CS^{ROI^{Single}}$, respectivamente. Los términos φ^{AEP} y $\varphi^{ROI^{Single}}$ están incluidos en las soluciones compromiso.

vv) Solución compromiso del beneficio económico individual

$$Min CS^{AEP} = \varphi^{AEP} + \psi^{NGHGE^{Overall}} + \tau^{NJOBS^{Overall}} \quad (3.102)$$

ww) Solución compromiso de la tasa de retorno individual

$$Min CS^{ROI^{Single}} = \varphi^{ROI^{Single}} + \psi^{EROIM} + \tau^{SROIM} \quad (3.103)$$

FS^{AEP} es una reformulación de φ^{AEP} , involucrada en la solución compromiso CS^{AEP} . FS^{AEP} asigna pesos a cada uno de los beneficios de las plantas involucradas. Un mayor peso representa una mayor preferencia sobre alguna de las plantas que forman parte del parque eco-industrial.

$$Min FS^{AEP} = \frac{1}{n^{holders}} \left(\omega^{src} \frac{AEP^{src^{UB}} - AEP^{src}}{AEP^{src^{UB}} - AEP^{src^{LB}}} + \omega^{orc} \frac{AEP^{orc^{UB}} - AEP^{orc}}{AEP^{orc^{UB}} - AEP^{orc^{LB}}} + \omega^{ar} \frac{AEP^{ar^{UB}} - AEP^{ar}}{AEP^{ar^{UB}} - AEP^{ar^{LB}}} + \omega^{hen} \frac{AEP^{hen} - AEP^{hen^{UB}}}{AEP^{hen^{UB}} - AEP^{hen^{LB}}} \right) \quad (3.104)$$

La ecuación $\varphi^{ROI^{Single}}$ incluida en la solución compromiso $CS^{ROI^{Single}}$, se transforma en FS^{ROI} para la asignación de pesos a las tasas de retorno de la inversión de cada planta involucrada.

$$Min FS^{ROI} = \frac{1}{n^{holders}} \left(\omega^{src} \frac{ROI^{src^{UB}} - ROI^{src}}{ROI^{src^{UB}} - ROI^{src^{LB}}} + \omega^{orc} \frac{ROI^{orc^{UB}} - ROI^{orc}}{ROI^{orc^{UB}} - ROI^{orc^{LB}}} + \omega^{ar} \frac{ROI^{ar^{UB}} - ROI^{ar}}{ROI^{ar^{UB}} - ROI^{ar^{LB}}} + \omega^{hen} \frac{ROI^{hen} - ROI^{hen^{UB}}}{ROI^{hen^{UB}} - ROI^{hen^{LB}}} \right) \quad (3.105)$$

3.2 Caso de estudio

El modelo de programación mixta entera no lineal propuesto fue aplicado a un caso de estudio utilizando GAMS (*General Algebraic Modeling System*) mediante los resolvers DICOPT, CONOPT Y CPLEX.

La información para el caso de estudio resuelto fue tomada de la publicación de (Lira-Barragan y col., 2014). La localización propuesta para la instalación del proyecto es en la ciudad de Morelia, México con coordenadas N 19° 42' 08'' y W 101° 11' 08''. El colector solar considerado es de cilindros parabólicos (PTSC, por sus siglas en inglés, *Parabolic Trough Solar Collector*).

En la **Tabla 3.1** se muestran los datos de las corrientes de HEN.

Tabla 3.1 Datos de las corrientes dentro de la planta HEN.

Corriente	Temperatura de entrada [K]	Temperatura de salida [K]	FCp [kW/K]
H1	368	288	33.15
H2	483	358	15.25
H3	398	283	18.5
C1	338	468	24.55
C2	291	363	27.85
C3	293	383	39.75

Los costos unitarios de capital de las plantas SRC, ORC y AR así como el costo unitario de la energía que transfieren están en la **Tabla 3.2**.

Tabla 3.2 Costos unitarios considerados en cada planta.

Ciclo	Costo unitario de capital (\$/kW)	Costo unitario de energía que transfiere (\$/kW)
SRC	876.55	0.0375
ORC	5515.86	0.029
AR	488.21	0.035
HEN	-	0.033

En SRC es posible utilizar un colector solar del tipo PTSC que puede tener una captación de radiación solar por mes como se muestra en la **Tabla 3.3**.

Tabla 3.3 Energía colectada por mes por el colector solar.

Mes	Energía colectada [kJ/(m ² mes)]
Enero	409,293
Febrero	443,016
Marzo	577,530
Abril	571,860
Mayo	555,768
Junio	454,410
Julio	443,610
Agosto	439,425
Septiembre	394,470
Octubre	410,967
Noviembre	407,430
Diciembre	522,288

Los combustibles fósiles y biocombustibles considerados en el caso de estudio y parámetros asociados a ellos se muestran en la **Tabla 3.4**, mientras que la disponibilidad por mes de biocombustibles se muestra en la **Tabla 3.5**.

Tabla 3.4 Datos y parámetros de combustibles fósiles y biocombustibles.

#	Combustibles	Poder calorífico [kJ/kg]	Gases de efecto invernadero [ton CO ₂ eq/kJ]	Costo [\$/mm kJ]	Empleos generados [Jobs/kJ]
Combustibles fósiles					
1.	Carbón	35,000	2.21357×10^{-7}	1.5559	1.06281×10^{-11}
2.	Petróleo	45,200	8.05408×10^{-8}	18.2447	1.81677×10^{-11}
3.	Gas natural	54,000	7.90892×10^{-8}	5.8349	5.25431×10^{-11}
Biocombustibles					
1.	Biomasa	17,200	2.44307×10^{-8}	2.0303	6.6964×10^{-8}
2.	Biogas	52,000	2.68216×10^{-8}	8.5388	5.25431×10^{-7}
3.	Madera blanda	20,400	3.3482×10^{-8}	2.5332	1.46691×10^{-8}
4.	Madera dura	18,400	3.3482×10^{-8}	2.8975	5.43641×10^{-8}

Tabla 3.5 Disponibilidad mensual de biocombustibles [kg/mes].

Combustible/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Biomasa	19,500	21,000	55,000	72,000	95,000	315,000	225,000	135,000	95,000	92,000	68,000	28,000
Biogas	17,500	16,500	21,000	22,500	23,000	27,000	31,000	29,000	25,500	21,500	20,500	19,000
Madera blanda	62,000	67,000	57,000	52,500	47,000	44,000	34,000	34,000	42,000	51,000	58,000	62,000
Madera dura	75,000	72,000	67,000	62,000	55,000	55,000	47,000	49,000	44,000	53,000	64,000	72,000

Tabla 3.6 Fluidos de trabajo disponibles para el ORC.

Fluido de trabajo	μ_g^{orc}	$T_{IN,g}^{orc1}$, K	$T_{OUT,g}^{orc1}$, K	$T_{IN,g}^{orc2}$, K	$T_{OUT,g}^{orc2}$, K
R123	0.169	304	458	305	303
R245fa	0.163	309	403	311	308
Isobutano	0.145	304	398	306	305

Tabla 3.7 Sistemas disponibles para AR.

Sistema	COP	$T_{IN,h}^{ar2}$, K	$T_{OUT,h}^{ar2}$, K
H ₂ O-LiBr	1.2	268	268
NH ₄ -H ₂ O	0.7	243	243

Se considera que el conjunto de plantas opera H_Y 8,760 h/año.

El precio unitario de la energía eléctrica generada $SuPrice^{Power}$ es de \$0.14/kWh

Los costos de capital fijo y variable para el colector solar son \$75,526.61 y \$40.78/m², respectivamente, mientras que su costo unitario de operación es \$0.012/kWh y el α^{Solar} es 1.

El número de empleos generados en el colector solar por kJ producido es 9.95459×10^{-10} Jobs/kJ.

El costo unitario del agua de enfriamiento C_{cw} es \$20/(año K).

Las temperaturas de entrada y salida de algunas de las corrientes de servicios externos de la red son los siguientes: $T_{IN}^{ar1} = 313 \text{ K}$, $T_{OUT}^{ar1} = 353 \text{ K}$, $T_{IN}^{cw} = 303 \text{ K}$, $T_{OUT}^{cw} = 313 \text{ K}$, $T_{IN}^{lps} = 623 \text{ K}$ y $T_{OUT}^{lps} = 622 \text{ K}$.

Y la diferencia mínima de temperatura ΔT_{min} es 10 K.

Capítulo 4. Resultados

Aplicando el modelo propuesto al caso de estudio se obtuvo la curva Pareto de la **Figura 4.1** La curva Pareto muestra las relaciones entre NGHGE y el beneficio económico total del parque eco-industrial. Los valores de NGHGE de la curva se encuentran entre 0 y 63,557.78 ton CO_{2eq}/año. En el extremo izquierdo de la curva se encuentra el punto que representa la mejor solución ambiental donde no se generan emisiones de gases de efecto invernadero; sin embargo, esta solución da como resultado la peor solución económica con un bajo beneficio económico total del parque eco-industrial. El extremo derecho de la curva corresponde a la configuración que permite obtener el máximo beneficio económico total en el parque eco-industrial, pero con la mayor cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero. Analizando el punto intermedio de la curva donde las emisiones son iguales a 10,000 ton CO₂ eq /año se aprecia que el beneficio económico total del parque incrementa dando una mejor solución considerando ambos aspectos: económico y ambiental.

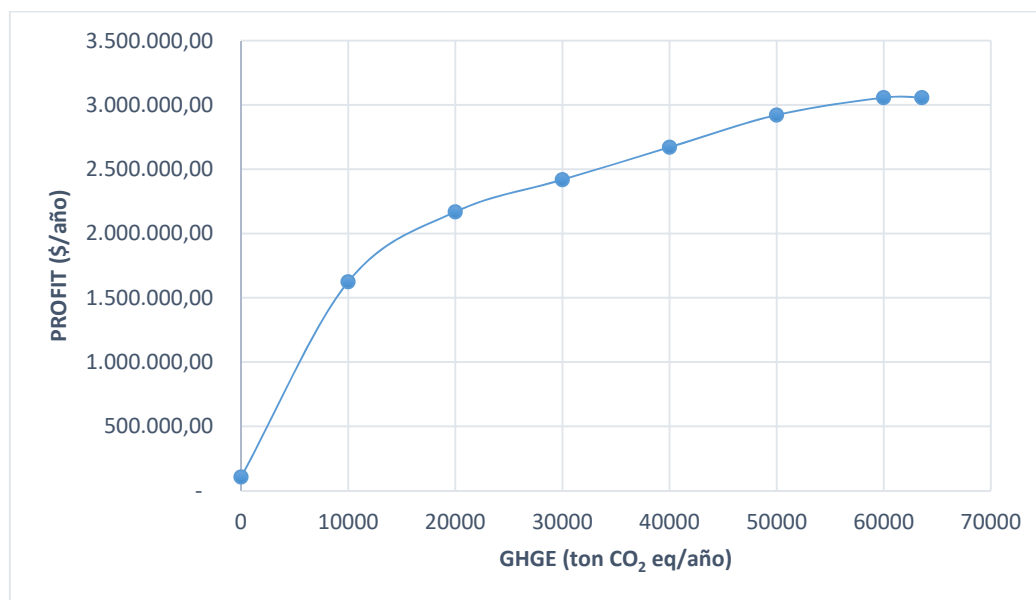


Figura 4.1 Curva Pareto

Escenario A

La **Figura 4.2** muestra la configuración óptima para la solución donde se maximiza el beneficio económico de la planta SRC. En esta configuración sólo se tiene la interacción entre el SRC, el AR y la HEN. La HEN requiere tres intercambiadores de calor,

además se tienen dos corrientes de proceso H1 y H3 que requieren refrigeración y transfieren 2,405 kW al AR. El SRC produce 3,200 kW de energía eléctrica generada por 9,697 kW de energía calorífica obtenida de combustibles fósiles y biocombustibles. Además, el SRC transfiere 2,004 kW y 4,493 kW de calor residual al AR y la HEN, respectivamente. Esta solución no requiere la instalación de un colector solar como fuente de energía para el SRC.

Esta configuración permite a SRC alcanzar un beneficio económico de US\$5,313,149.75/año y una tasa de retorno de 1.89. Además, el beneficio total del parque eco-industrial es de USD\$3,047,923.27/año, generando 1,408 empleos y emisiones totales iguales a 63,557.78 ton CO₂/año.

En este escenario, NGHGE es menor en comparación con los escenarios B, C, y D, debido a que además de utilizar combustibles fósiles como fuente de energía en el SRC también se utilizan biocombustibles.

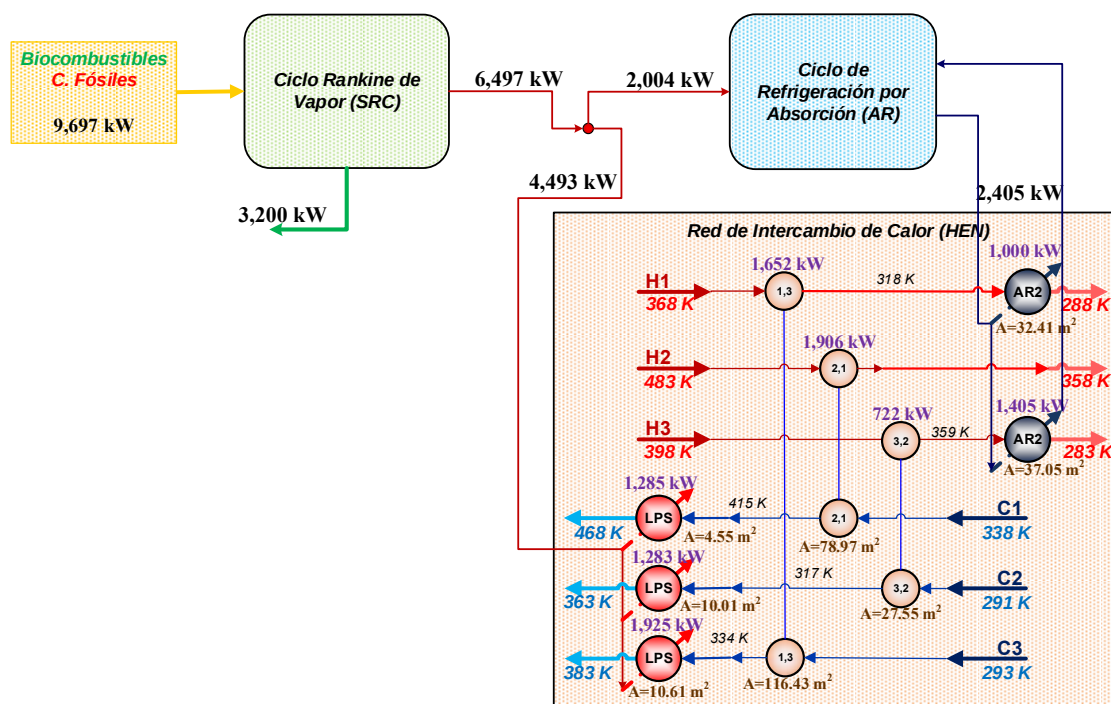


Figura 4.2 Configuración óptima del escenario A

Escenario B

La **Figura 4.3** presenta el diseño óptimo cuando se maximiza el beneficio económico de ORC (AEPORC). En esta configuración, el SRC utiliza combustibles fósiles

para producir 3,156 kW de energía eléctrica. La energía residual disponible en el condensador del SRC se transfiere a la HEN.

En la HEN se requieren dos intercambiadores de calor para llevar a cabo la integración energética. Las corrientes H1 y H3 requieren refrigeración y transfieren 1,613 kW al AR. La corriente H2 cede 302 kW al ORC mediante una unidad de transferencia ORC1. Mientras que las corrientes frías C2 y C3 reciben 259 kW de la energía residual de ORC.

El beneficio económico de ORC es de USD\$7,717.35/año. Los empleos generados disminuyeron en relación a los generados en el escenario A y NGHGE aumentó.

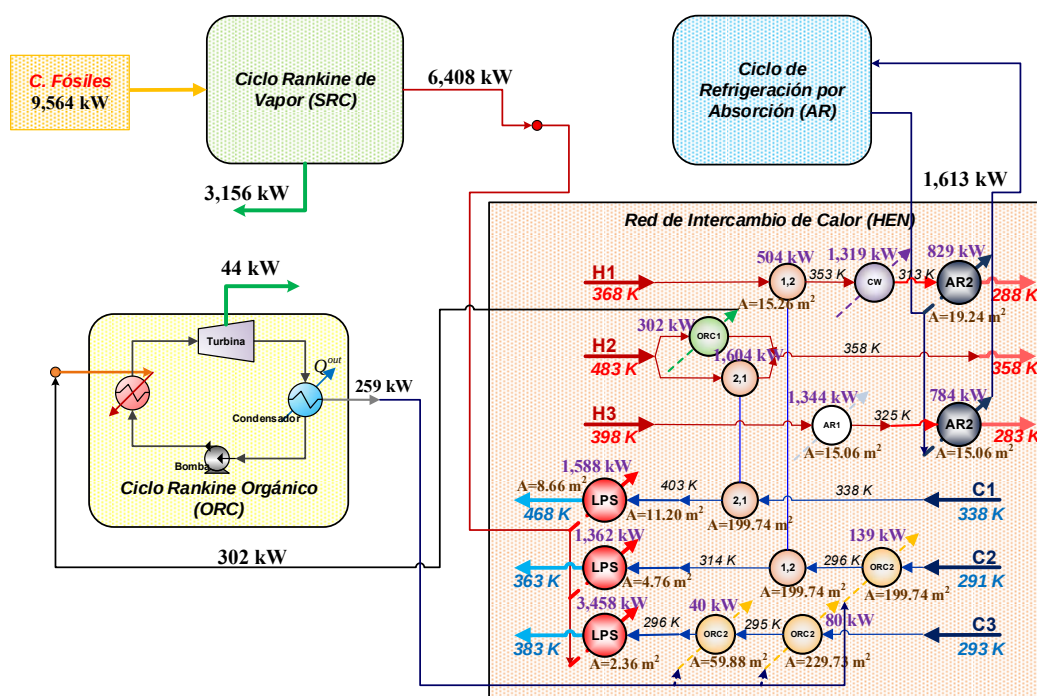


Figura 4.3 Configuración óptima del escenario B.

Escenario C

En el escenario C (**Figura 4.4**), donde se maximiza el beneficio económico de AR, el ORC no participa en el parque eco-industrial.

El SRC utiliza como fuente de energía combustibles fósiles (9,696 kW), y produce 3,200 kW de energía eléctrica. Además, transfiere 6,497 kW de calor residual a la HEN.

La HEN utiliza dos intercambiadores de calor entre las corrientes H1 y C3, y las corrientes H2 y C2. En H2 es necesaria una unidad de transferencia AR1 para retirar

1,748 kW de calor de la corriente y en H3 se requiere un AR1 para retirar 220 kW. Adicionalmente, se retira un total de 2,404 kW de las corrientes H1 y H2 que son transferidas al AR.

Esta configuración presenta el mayor número de emisiones 67,691.78 ton CO_{2eq}/año y la menor tasa de retorno ambiental. AEPAR es igual a USD\$39,692.79.

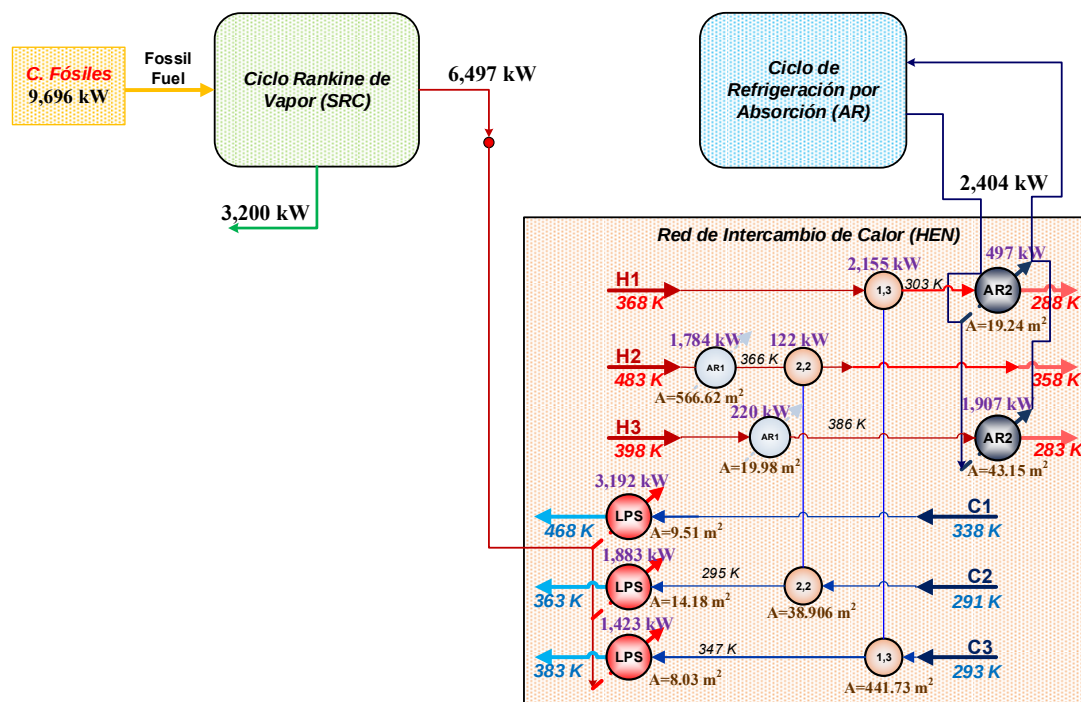


Figura 4.4 Configuración óptima del escenario C.

Escenario D

En el escenario D (**Figura 4.5**) se maximiza el beneficio económico de HEN. HEN requiere de ocho intercambiadores de calor, una unidad de transferencia ORC2 para calentar la corriente C2 con calor residual (48 kW) proveniente de ORC y dos unidades AR2 para satisfacer la demanda de refrigeración de las corrientes H1 y H3 y ceder 812 kW a AR.

El SRC produce 3,192 kW de energía eléctrica a partir de combustibles fósiles. SRC también transfiere 676 kW de energía residual a AR, 2,852 kW a HEN y 56 kW a ORC, quien produce 8 kW de energía eléctrica.

Es importante notar que AEPHEN es negativo (USD\$-1,226,802.75/año) al igual que en los escenarios previos.

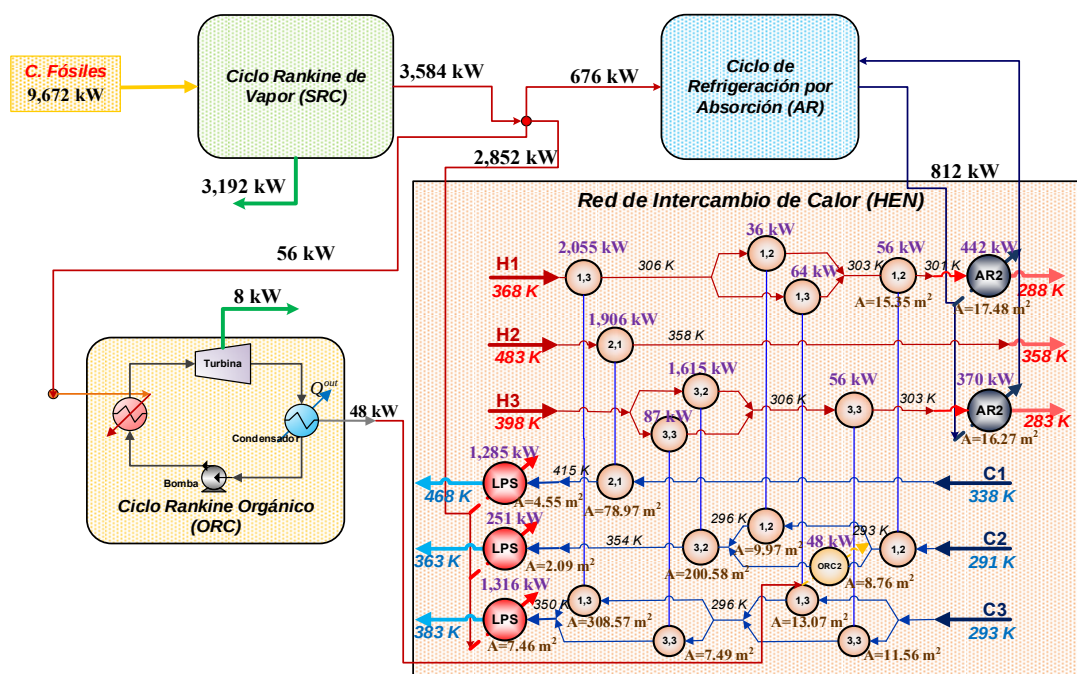


Figura 4.5 Configuración óptima del escenario D.

Comparación de los diferentes escenarios

La **Tabla 4.1** muestra los diferentes aspectos evaluados al maximizar el beneficio individual de cada planta. En los escenarios presentados se observa que el AEPHEN es negativo, debido a que HEN es una planta que consume servicios externos que las otras plantas le proveen, sin embargo, al maximizar AEPHEN, la pérdida de HEN se reduce un 50%.

En los cuatro escenarios mostrados, SRC alcanza mayor beneficio económico en comparación con las otras plantas.

En el escenario A se obtiene el mayor beneficio económico total del parque eco-industrial con un PROFIT de \$3,047,923.27/año, la mayor tasa interna de retorno económica total (ROIOVERALL de 0.74), se produce el menor NGHGE y se genera el mayor número de empleos a diferencia de los escenarios B, C y D.

El escenario C genera el NGHGE más alto de los cuatro escenarios con 67,691.78 ton CO_{2eq}/año y el ROIOVERALL menor (0.68).

En los escenarios A y C, ORC no interacciona con las otras plantas por lo que su beneficio en ambos casos es 0.

Tabla 4.1 Detalle de la solución de los diferentes escenarios.

Concepto	Escenario A max AEPSRC	Escenario B max AEPORC	Escenario C max AEPAR	Escenario D max AEPHEN
ROIAR	-0.03	0.03	0.03	-0.03
ROIHEN	-16.40	-5.33	-5.40	-4.25
ROIORC	0	0.03	0	-0.02
ROISRC	1.89	1.89	1.89	1.18
ROIOVERALL	0.74	0.71	0.68	0.69
AEPAR, \$/año	-38,404.62	26,617.05	39,692.79	-12,961.27
AEPHEN, \$/año	-2,226,821.87	-2,257,193.41	-2,334,600.95	-1,226,802.75
AEPORC, \$/año	0	7,717.35	0	-752.60
AEPSRC, \$/año	5,313,149.75	5,229,796.61	5,302,438.67	4,204,179.09
PROFIT, \$/año	3,047,923.27	3,006,937.60	3,007,530.51	2,963,662.48
OVERALL GHGE, ton CO ₂ eq/año	63,557.78	66,764.42	67,691.78	67,520.12
NJOBS	1,408.78	3.21	3.25	3.24
EROIM	1.005x10 ⁻³	2.198x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁹	4.008x10 ⁻⁵
SROIM	3.42x10 ⁻⁴	3.36x10 ⁻⁷	3.31x10 ⁻⁷	3.39x10 ⁻⁷

Multi-StakeHolder

La **Tabla 4.2** presenta cuatro soluciones compromiso posibles. CS_OVERALL está en función del beneficio económico total del parque eco-industrial, el NGHGE y los empleos generados. Al minimizar CS_OVERALL se obtiene un beneficio económico total de USD\$1,696,716.1982/año que es mayor al obtenido de las otras soluciones compromiso. Sin embargo, el beneficio individual para cada una de las plantas AR, HEN y ORC es peor y únicamente SRC se ve beneficiado con esta solución.

CS_ROIOVERALL también es una solución compromiso que considera de forma global el parque eco-industrial. Esta solución compromiso depende de las tasas de retorno económica, ambiental y social. Por lo tanto, al minimizar CS_ROIOVERALL se obtiene un ROIOVERALL de 0.3619 que es superior al alcanzado por las soluciones compromiso CS_OVERALL (0.3383), CS_AEP (0.0511), y CS_ROISINGLE (0.3617). También se puede notar que esta solución permite obtener tasas de retorno ambiental y social mejores a las obtenidas con las otras soluciones compromiso.

CS_AEP y CS_ROISINGLE son soluciones compromiso que consideran de manera individual a cada planta, por lo tanto, al minimizar CS_AEP se tiene que AR, ORC Y SRC obtienen beneficio económico anual por USD\$38,496.6889, USD\$7,717.3497 y

USD\$3,084,431.7824, respectivamente, mientras que HEN obtiene mayor pérdida que al minimizar las otras soluciones compromiso.

Finalmente, al comparar la **Tabla 4.1**, que muestra los resultados obtenidos al maximizar de forma individual el beneficio económico de cada planta (AEP), con los resultados obtenidos al minimizar las soluciones compromiso (**Tabla 4.2**), se observa que los AEP de la **Tabla 4.1** son similares a los de la **Tabla 4.2** teniendo diferencias significativas únicamente al comparar el beneficio económico de SRC y el beneficio global del parque eco-industrial.

En la **Tabla 4.2**, el número de empleos incrementa y el NGHGE se reduce en comparación con la **Tabla 4.1**.

Tabla 4.2 Resultados de las diferentes soluciones compromiso.

Concepto	min CS_OVERALL	min CS_ROIOVERALL	min CS_AEP	min CS_ROISINGLE
ROIAR	- 0.0327	- 0.0327	0.0338	0.0338
ROIHEN	- 4.7838	- 4.8146	- 12.4881	- 4.9054
ROIORC	- 0.2621	-	0.0319	-
ROISRC	1.3884	1.3175	0.1977	1.3175
ROIOVERALL	0.3383	0.3619	0.0511	0.3617
AEPAR, \$/y	- 12,961.2651	- 12,961.2651	38,496.6889	13,396.0124
AEPHEN, \$/y	- 1,299,362.7037	- 1,226,955.3644	- 2,253,551.8428	- 1,253,379.3715
AEPORC, \$/y	- 480,782.1103	-	7,717.3497	-
AEPSRC, \$/y	3,489,822.2772	2,034,240.0224	3,084,431.7824	2,034,240.0224
PROFIT, \$/y	1,696,716.1982	794,323.3930	877,093.9781	794,256.6633
OVERALL GHGE, ton CO ₂ eq/y	18,005.4102	9,646.1762	6,538.1761	9,646.1762
NJOBS	77,095.3046	77,089.7512	77,246.8513	77,089.7512
EROIM	0.0099	0.0264	0.0036	0.0264
SROIM	0.0154	0.0351	0.0045	0.0351
CS_OVERALL	0.7309	0.9134	0.8374	0.9135
CS_ROIOVERALL	1.8029	0.5846	2.6820	0.5854
CS_AEP	1.1142	1.0570	0.8293	0.9784
CS_ROISINGLE	3.4791	0.9918	3.2985	0.7450

Tabla 4.3 Soluciones para los beneficios económicos anuales de las plantas AR, HEN y SRC.

CASO	Pesos (w)			Objetivos		
	AEPAR	AEPHEN	AEPSRC	AEPAR (\$/año)	AEPHEN (\$/año)	AEPSRC (\$/año)
NS				- 38,404.62	- 2,334,600.95	4,204,179.09
UP				39,692.79	- 1,226,786.45	5,313,149.75
1	1	1	1	39,692.79	- 2,305,911.25	5,313,149.75
2	1	1	2	39,692.79	- 2,306,130.43	5,313,149.75
3	2	1	1	39,692.79	- 2,305,911.25	5,313,149.75
4	1	2	1	13,396.01	- 1,253,379.37	4,295,293.46
5	1	1	20	39,692.79	- 2,306,090.50	5,313,149.75
6	20	1	1	39,692.79	- 2,305,911.25	5,313,149.75
7	1	20	1	13,396.01	- 1,253,542.25	4,290,416.79
8	1	1	100	39,692.79	- 2,305,997.00	5,313,149.75
9	100	1	1	39,692.79	- 2,305,911.25	5,313,149.75
10	1	100	1	-12,961.27	- 1,226,798.52	4,290,416.79
11	1	1	1000	39,692.79	- 2,307,144.02	5,313,149.75
12	1000	1	1	39,692.79	- 2,305,911.25	5,313,149.75
13	1	1000	1	-12,961.27	- 1,227,639.95	4,290,416.79

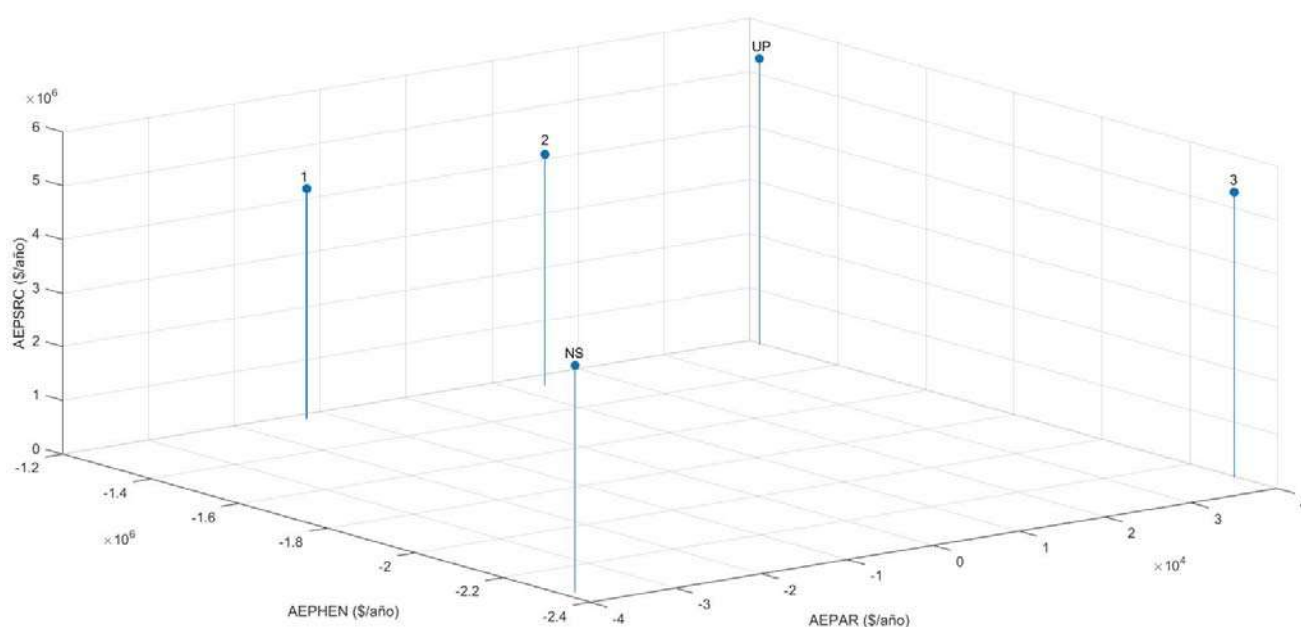


Figura 4.6 Diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.

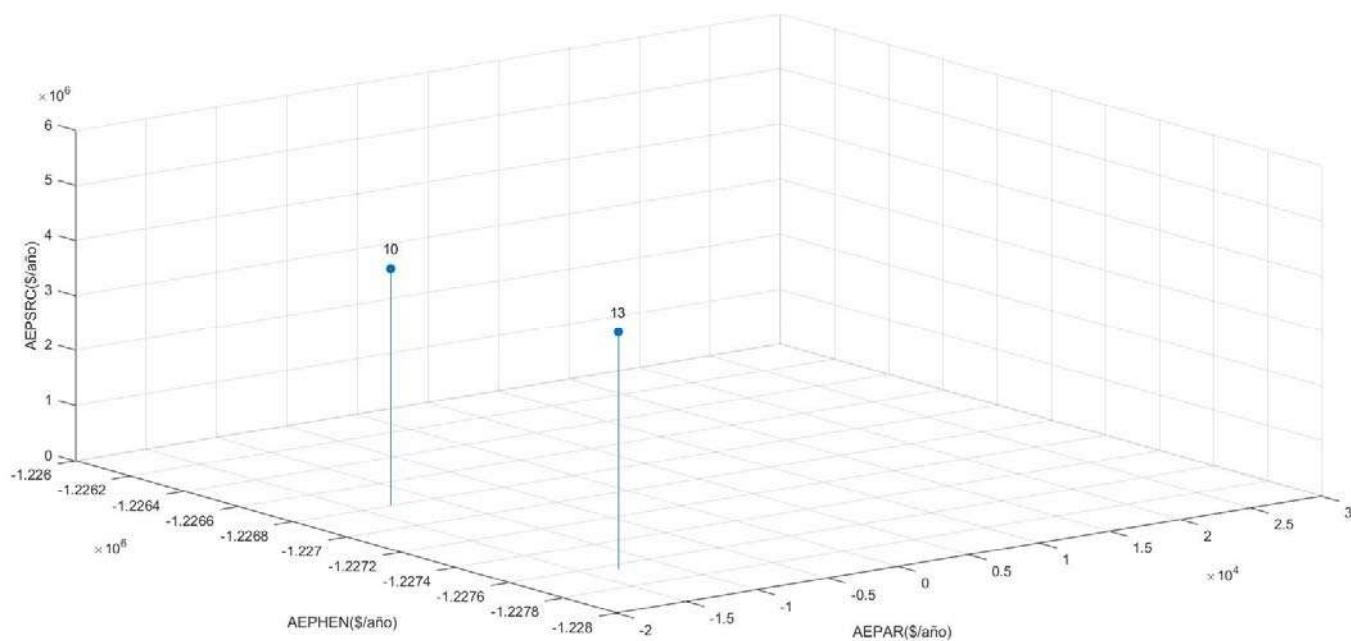


Figura 4.7 Acercamiento del punto 1 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.

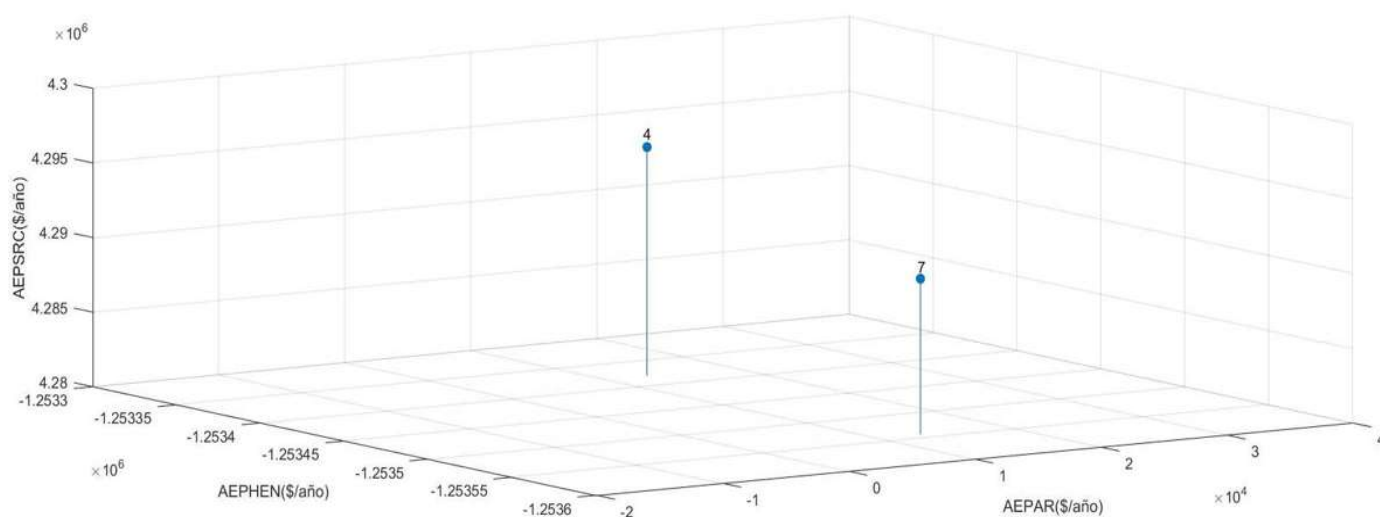


Figura 4.8 Acercamiento del punto 2 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.

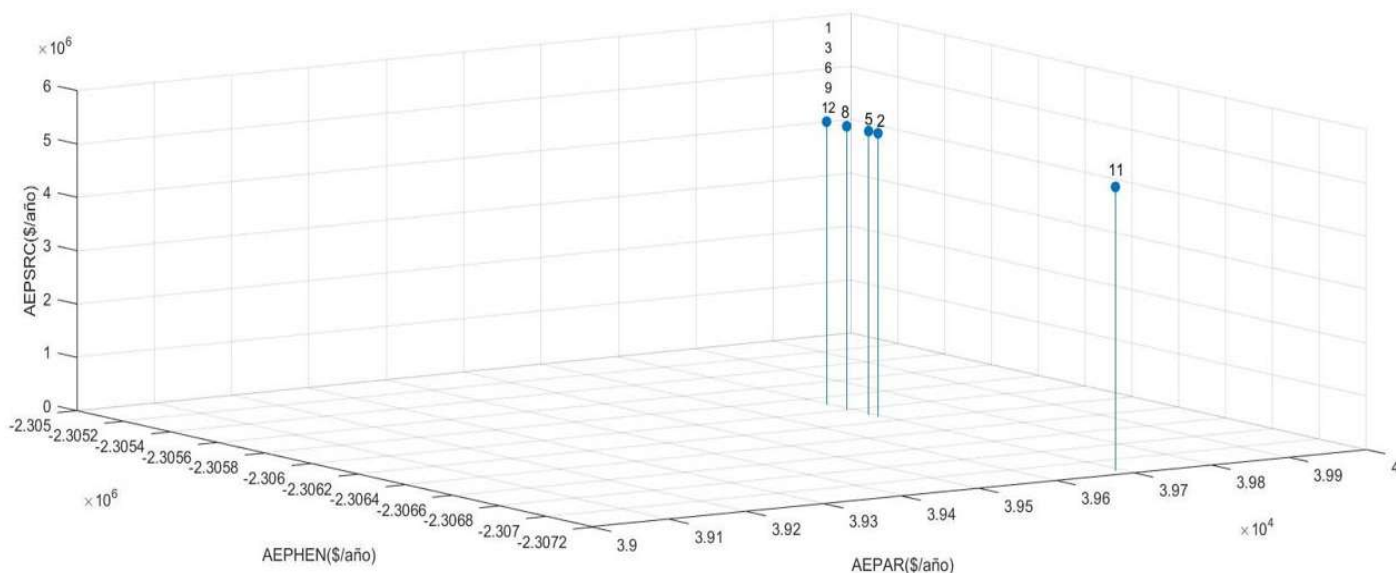


Figura 4.9 Acercamiento del punto 3 del diagrama Pareto de las soluciones con diferentes prioridades.

El beneficio económico para cada planta al asignar diferentes prioridades a cada objetivo se muestra en la **Tabla 4.3**.

En los casos 2, 3, 5, 6, 8, 9, 11 y 12, el beneficio económico permanece constante para la planta AR y SRC en todos los casos, con beneficios económicos de \$39,692.79 y \$5,313,149.75, respectivamente. La HEN en todos los casos obtiene pérdidas que van de -\$2,305,911.25 a -\$2,307,144.02. Es importante mencionar que en los casos 2, 5, 8 y 11 se da mayor peso a la planta SRC, mientras que en los casos 3, 6, 9 y 12 se da mayor peso a AR.

Al asignar mayor peso a la planta HEN en el caso 4, las pérdidas de HEN disminuyen 54.35% respecto al caso 1 donde las plantas involucradas (AR, SRC Y HEN) tienen pesos iguales a 1.

En el caso 4 se da un peso de 2 a la planta HEN y a las plantas AR y SRC de 1, mientras que en el caso 7 se asigna un peso de 20 a la planta HEN y a las plantas AR y SRC de 1. Al comparar ambos casos entre sí, se observa que la pérdida de la planta HEN en el caso 4 es menor que la pérdida de HEN en el caso 7, \$-1,253,379.37 y \$-1,253,542.25, respectivamente. También se observa que el beneficio para SRC es mayor en el caso 4. El beneficio para la planta AR en ambos casos es de \$13,396.79 por año.

En el caso 10 se asigna un peso de 100 a la planta HEN y de 1 a las plantas AR y SRC. En el caso 13 se asigna un peso de 1000 a HEN y de 1 a AR y SRC. Al comparar los casos 10 y 13 con los casos 4 y 7 se observa que al incrementar la prioridad de HEN la perdida disminuyó, sin embargo, la planta AR deja de obtener beneficios. En los cuatro casos (4, 7, 10 y 13) el beneficio para SRC se mantiene prácticamente constante.

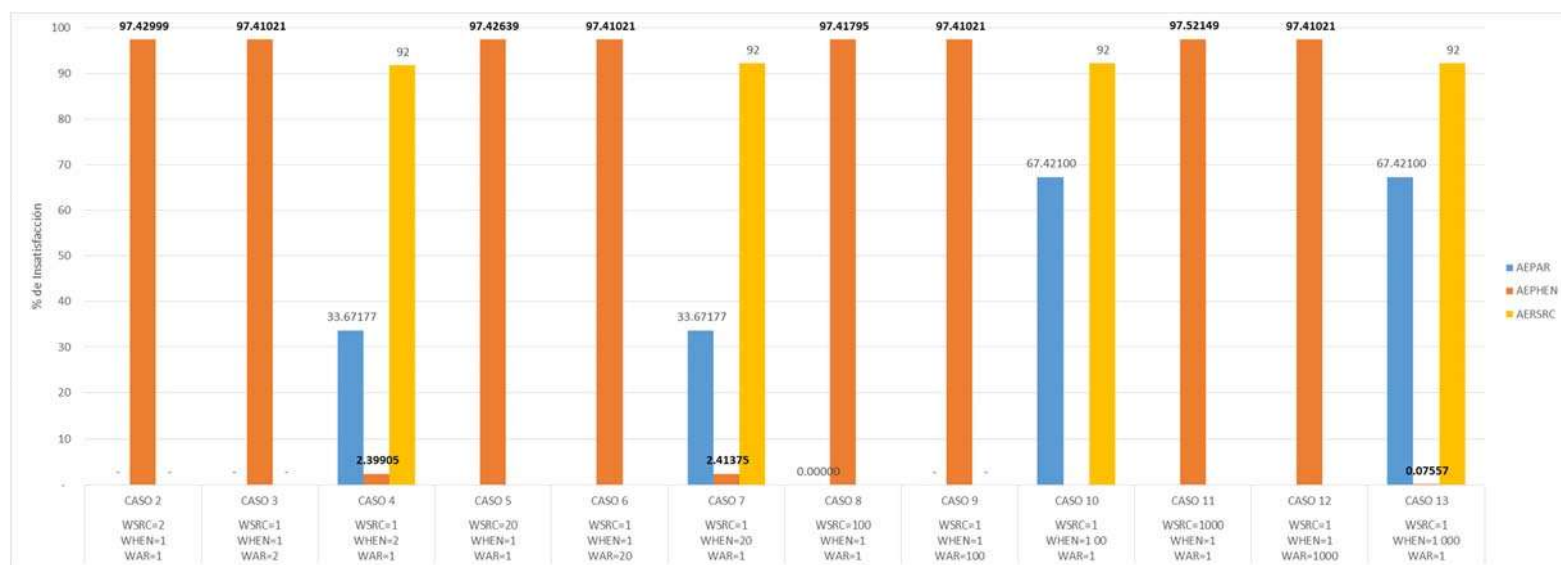


Figura 4.10. Porcentaje de insatisfacción de los diferentes objetivos.

El grado de insatisfacción de los diferentes objetivos se muestra en la **Figura 4.10**. Las plantas AR y SRC, en los casos donde se les asigna mayor prioridad alcanzan el 100% de satisfacción, mientras que HEN presenta un alto grado de insatisfacción (casos 2, 3, 5, 6, 8, 9, 11 y 12). En los casos en los que se dio mayor prioridad a HEN se observa que la insatisfacción se reduce por debajo del 3% (casos 4, 7, 10 y 13), sin embargo AR y SRC se ven afectados y su porcentaje de insatisfacción aumenta.

Capítulo 5. Conclusiones

Se ha propuesto un modelo Multi-StakeHolder para la optimización de las políticas de interacción en un parque eco-industrial integrado energéticamente, el cual se conformó por una planta industrial, y los ciclos de refrigeración por absorción, ciclo Rankine de vapor y ciclo Rankine orgánico. El modelo consideró simultáneamente maximizar el beneficio económico anual de cada integrante del parque eco-industrial, la reducción de GHGE y la maximización del número de empleos generados. Además, se utilizó la métrica de rentabilidad ponderada de sostenibilidad para evaluar los objetivos ambiental y social desde el punto de vista económico.

El caso de estudio presentado demostró que es posible encontrar la configuración en el parque eco-industrial que permita establecer la interacción óptima entre las plantas industriales, la cual se refleja en el beneficio económico anual de cada planta. El modelo planteado logró aproximar el beneficio económico anual de cada planta a su máximo, sin embargo, al aplicar el modelo Multi-StakeHolder se determinó no incluir la planta ORC debido a la baja interacción del ORC en la configuración del Parque Eco-industrial.

Bibliografía

1. F. Abdelhady, H. Bamufleh, M. M. El-Halwagi, J. M. Ponce-Ortega, Optimal design and integration of solar thermal collection, storage, and dispatch with process cogeneration systems, Chemical Engineering Science, 2015
2. B. J. Hipólito-Valencia, E. Rubio-Castro, J. M. Ponce-Ortega, M. Serna-González, F. Nápoles-Rivera, M. M. El-Halwagi, Optimal design of inter-plant waste energy integration. Applied Thermal Engineering, 2013
3. E. M. Lovelady and M. M. El-Halwagi, Design and integration of eco-industrial parks for managing water resources. Environmental Progress & Sustainable Energy, 2009
4. J.M. García Hernández, José María Ponce-Ortega, Medardo Serna-González. Síntesis rigurosa de redes de intercambiadores de calor usando un método híbrido, Revista Mexicana de Ingeniería Química, 2007
5. D.A. Mejía-Suárez, J.M. Zamora-Mata, Medardo Serna-González, R. Lugo-Leyte y J.M. Ponce-Ortega, Síntesis de diseños alternativos en la reconfiguración de redes de intercambio de calor, Revista Mexicana de Ingeniería Química, 2010
6. H. Al Moussawi, F. Fardoun, H. Louahlia-Gualous, Review of tri-generation technologies: Design evaluation, optimization, decision-making, and selection approach, Energy Conversion and Management, 2016
7. N. B. Desai and S. Bandyopadhyay, Process integration of organic Rankine cycle, Energy, 2009
8. M. M. El-Halwagi, A return on investment metric for incorporating sustainability in process integration and improvement projects, 2016

-
9. L. F. Lira-Barragan, J. M. Ponce-Ortega, M. Serna-Gonzalez, M. M. El-Halwagi, Optimal design of process energy systems integrating sustainable considerations, Energy, 2014
 10. B. T. Liu, K. H. Chien, C. C. Wang, Effect of working fluids on organic Rankine cycle for waste heat recovery, Energy, 2012
 11. M. Serna-González, J. M. Ponce-Ortega, A. Jiménez-Gutiérrez, Las caídas de presión en el diseño de redes de intercambiadores de calor, Diseño de equipos
 12. G. Valenzuela-Venegas, J. C. Salgado, F. A. Díaz-Alvarado, Sustainability indicators for the assessment of eco-industrial parks: classification and criteria for selection, Journal of Cleaner Production, 2016
 13. H. Zeng, X. Chen, X. Xiao, Z. Zhou, Institutional pressures, sustainable supply chain management, and circular economy capability: Empirical evidence from Chinese eco-industrial park firms, Journal of Cleaner Production, 2016
 14. L. F. Fuentes-Cortés, J. M. Ponce-Ortega, V. M. Zavala, Balancing stakeholder priorities in the operation of combined heat and power systems, Applied Thermal Engineering, 2017
 15. B. Patel, N. B. Desai, S. S. Kachhwaha, V. Jain, N. Hadia, Thermo-economic analysis of a novel organic Rankine cycle integrated cascaded vapor compression-absorption system, Journal of Cleaner Production, 2017
 16. S. Popli, P. Rodgers, V. Eveloy, Trigeneration scheme for energy efficiency enhancement in a natural gas processing plant through turbine exhaust gas waste heat utilization, Applied Energy, 2011

-
17. K. Karner, M. Theissing, T. Kienberger, Modeling of energy efficiency increase of urban areas through synergies with industries, *Energy*, 2017
 18. R. Lugo-Leyte, M. Salazar-Pereyra, O. A. Ruíz-Ramírez, J. M. Zamora-Mata, E. V. Torres-González, Análisis de costos de operación exergoeconómicos a un ciclo teórico de refrigeración por compresión de vapor usando HFC-134a, *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 2013
 19. Z. Yi, Xi. Luo, J. Chen, Y. Chen, Mathematical modelling and optimization of a liquid separation condenser-based organic Rankine cycle used in waste heat utilization, *Energy*, 2017
 20. R. E. Miller, P. D. Blair, *Input- Output Analysis: Foundations and Extensions*. Cambridge, UK: Cambridge University Press, 2009
 21. J.J.J Chen, Comments on improvement on a replacement for the logarithmic mean, *Chemical Engineering Science* ,1987
 22. S. Ozlu, I. Dincer, Analysis and evaluation of a new solar energy-based multigeneration system, *International Journal of Energy Research*, 2016
 23. F. Assilzadeh, S. A. Kalogirou, Y. Alli, K. Sopian, Simulation and optimization of a LiBr solar absorption cooling system with evacuated tube collectors, *Renewable Energy*, 2005
 24. L. M. Chavez-Islas, C.L. Heard, Design and analysis of an ammonia/water absorption refrigeration cycle by means of an equation-oriented method, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2009
 25. P. Srihirin, S. Aphornratana, S. Chungpaibulpatana, A review of absorption refrigeration technologies, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2001

-
26. M. Z. Stijepovic, P. Linke, A. I. Papadopoulos, A. S. Grujic, On the role of working fluid properties in organic Rankine cycle performance, Applied Thermal Engineering, 2011
 27. B. Saleh, G. Koglbauer, M. Wendland, J. Fisher, Working fluids for low temperature organic Rankine cycle, Energy, 2007
 28. T.C. Hung, T.Y. Shai, S.K. Wang, A review of organic Rankine cycles for the recovery of low grade waste heat, Department of Mechanical Engineering, Kaohsiung Polytechnic Institute, 1997
 29. S. Perry, J. Klemeš , I. Bulatov, Integrating waste and renewable energy to reduce the carbon footprint of locally integrated energy sectors, Energy, 2008
 30. J. K. Kim, R. Smith, Cooling water system design, Chemical Engineering Science 2001

Nomenclatura

$Avail$	Disponibilidad máxima, kg/mes
C	Costo, \$
C_p	Capacidad calorífica específica, kJ/kg K
COP	Coeficiente de rendimiento
C_u	Costo unitario de operación, \$/kJ
D^{sh}	Factor de conversión de tiempo, s/h
D_t	Factor de conversión de tiempo, s/meses
FC_p	Capacidad calorífica horaria, kJ/s K
$GHGE$	Emisiones de gases de efecto invernadero, ton CO _{2eq} /kJ
h	Coeficiente de transferencia de calor, kW/m ² K
$Heating^{Power}$	Potencia de calefacción, kJ/kg
H_Y	Tiempo de operación anual, h/año
k_f	Factor utilizado para anualizar los costos de capital
$NJOBS$	Número de empleos generados, empleos
NOK	número total de etapas
$n^{holders}$	Número de objetivos
Q^{max}	Límite superior para la carga de calor, kJ/s
Q^{Useful_Solar}	Radiación solar útil en una localización específica, kJ/m ² mes
R	Incentivos fiscales para la reducción de $GHGE$, \$/kJ
$SuPrice$	Precio unitario de la energía eléctrica generada, \$/kW
T_{IN}	Temperatura de entrada, K
T_{OUT}	Temperatura de salida, K

Letras griegas

α	Exponente para el determinar el costo del colector solar
β	Exponente para el área de las unidades de transferencia de calor
δ	Número pequeño (i.e., 1×10^{-5})
μ	Eficiencia
$\Delta T^{\max}$	Límite superior para la diferencia de temperatura, K
$\Delta T_{\min}$	Diferencia de temperatura mínima, K
τ	Variable utilizada para aproximar el objetivo ambiental a su valor deseado
ϕ	Variable utilizada para aproximar el objetivo económico a su valor deseado
ψ	Variable utilizada para aproximar el objetivo social a su valor deseado
ω	Peso asignado a cada objetivo

Variables

A_c	Área, m ²
AEP	Beneficio económico anual total, \$/año
CaC	Costo de capital de unidades de intercambio de calor, \$/año
CS	Solución compromiso
dt	Diferencia mínima de temperatura, K
ESC	Costo de las fuentes de energía, \$/año
$EROIM$	Métrica del retorno de la inversión ambiental
FS	Función solución
$NGHGE$	Número total de emisiones de gases de efecto invernadero, ton CO _{2eq} /año

OC	Costo operacional, \$/año
OCI	Inversión de capital total, \$/año
$Power$	Potencia, kW
$Profit$	Beneficio económico, \$/año
q	Carga de calor en las unidades de transferencia de calor de la HEN, kJ/s
Q	Carga de calor intercambiada entre las diferentes plantas, kJ/s
$Q^{External}$	Energía total suministrada al ciclo Rankine de vapor, kJ/s
Q^{mps}	Calor disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor, kJ/s
ROI	Tasa de retorno de la inversión
SP	Ingresos por la venta de energía eléctrica, \$/año
$SROIM$	Métrica del retorno de la inversión ambiental
t	Temperatura interna, K
TCR	Reducción de créditos fiscales, \$/año
TCI	Costo de capital total de cada planta, \$/año
y	Variable binaria para modelar la existencia del colector solar
z	Variable binaria utilizada para modelar la existencia de unidades de intercambio de calor
Sets	
B	$\{b \mid b \text{ es un biocombustible}\}$
CPS	$\{j \mid j \text{ es una corriente de proceso fría}\}$
F	$\{f \mid f \text{ es un combustible fósil}\}$
G	$\{g \mid g \text{ es un fluido de trabajo para el ciclo Rankine}\}$
H	$\{h \mid h \text{ es un sistema para el ciclo de refrigeración por absorción}\}$

<i>HPS</i>	$\{i \mid i \text{ es una corriente de proceso caliente}\}$
<i>ST</i>	$\{k \mid k \text{ es una etapa en la superestructura, } k = 1, \dots, NOK\}$
<i>T</i>	$\{t \mid t \text{ es un periodo de tiempo}\}$

Subíndices y superíndices

<i>ar</i>	Refrigeración por absorción
<i>ar1</i>	Unidad de intercambio de calor donde se transfiere el exceso de calor de las corrientes de proceso al generador de AR
<i>ar2</i>	Unidad de intercambio de calor de las corrientes de proceso calientes hacia la unidad de absorción de AR
<i>b</i>	Biocombustibles
<i>cap</i>	Capital
<i>cw</i>	Agua de enfriamiento
<i>f</i>	Combustibles fósiles
<i>i</i>	Corriente de proceso caliente
<i>j</i>	Corriente de proceso fría
<i>k</i>	Índice para etapas (1, ..., NOK) y temperaturas de localización (1, ..., NOK+1)
<i>LB</i>	Límite inferior
<i>lps</i>	Unidades de intercambio de las corrientes de proceso frías con vapor de baja presión
<i>Max</i>	Máximo
<i>op</i>	Operacional
<i>orc</i>	Ciclo Rankine orgánico
<i>orc1</i>	Intercambiador de calor de las corrientes de proceso calientes al ORC

<i>orc2</i>	Intercambiador de calor donde el ciclo Rankine orgánico transfiere energía a las corrientes de proceso frías
<i>Overall</i>	Global, considerando todo el parque eco-industrial
<i>src</i>	Ciclo Rankine de vapor
<i>t</i>	Periodo
<i>UB</i>	Límite superior