



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



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

TESIS

**“DISEÑO DE ESTRATEGIAS HÍBRIDAS METAHEURÍSTICAS-
DETERMINISTAS PARA EL USO DE CALOR RESIDUAL”**

COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

PRESENTA

I.Q. Francisco Javier López Flores

DIRECTOR

Dr. José María Ponce Ortega

Co-DIRECTOR

Dr. Eusiel Rubio Castro

Morelia, Michoacán, Agosto de 2021

DEDICATORIAS

A mis padres Francisco y Evangelina quienes me apoyaron y siempre creyeron en mí.

A mis Hermanos quienes me hacían sentir orgulloso de lo que he logrado.

AGRADECIMIENTOS

A mi director de tesis el Dr. José María Ponce Ortega por haberme guiado en todos los momentos que necesite sus consejos, haberme ofrecido su apoyo y confianza para seguir desarrollándome profesionalmente.

A mi co-director de tesis el Dr. Eusiel Rubio Castro por creer en mí y ser la primera persona que me dio la oportunidad de trabajar en un proyecto de investigación

A mis docentes de maestría por haberme compartido sus conocimientos a lo largo de mis estudios.

A mis amigos y compañeros de generación Rosalía, Martín, Alma, Luis, Lulú y Alexis por las buenas experiencias que nos unieron como compañeros.

A mis amigos de posgrado Jesús, Mari y Pablo por los consejos y brindarme su amistad desde el momento que llegue a Morelia.

A la Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo y al Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química por haberme permitido ser parte de esta gran institución.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por otorgarme el apoyo financiero durante los cuatros semestres de la Maestría en Ciencias en Ingeniería Química.

ÍNDICE

ÍNDICE DE TABLAS	iii
ÍNDICE DE FIGURAS	v
RESUMEN	1
ABSTRACT	2
INTRODUCCIÓN	3
1.1. Generalidades	4
1.2. Antecedentes.....	6
1.3. Objetivos.....	9
1.3.1. Objetivo General.....	9
1.3.2. Objetivos Particulares.....	9
1.4. Justificación.....	9
1.5. Hipótesis	10
MARCO TEÓRICO	11
PLANTEAMIENTO 1: Integración de Calor en una Planta Industrial.....	26
3.1. Generalidades	27
3.2. Metodología.....	29
3.2.1. Procedimiento de Solución.....	32
3.2.2. Modelo determinista.....	34
3.2.3. Optimización Metaheurística.....	52
3.3. Resultados.....	58
3.3.1. Caso de Estudio	58
3.3.2. Resultados de la Optimización Metaheurística	63
3.3.3. Resultados de la Optimización Determinista	68
PLANTEAMIENTO 2: Integración de Calor entre Plantas Industriales	71
4.1. Generalidades	72
4.2. Metodología.....	73
4.2.1. Procedimiento de Solución.....	74
4.2.2. Modelo determinista.....	75
4.2.3. Modelo Metaheurístico.....	81
4.3. Resultados.....	82
4.3.1. Caso de estudio.....	82

4.3.2. Resultados de la Optimización Metaheurística	85
4.3.3. Resultados de la Optimización Determinista	88
CONCLUSIONES	98
Apéndice I. PUBLICACIÓN.....	100
Apéndice II. NOMENCLATURA.....	101
BIBLIOGRAFÍA	105

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla		Página
3.1	Secuencia de cálculo para el ciclo AR.	31
3.2	Datos de las corrientes para el caso estudio abordado.	58
3.3	Fluidos de trabajo para ORC y sistemas para AR disponibles.	59
3.4	Cantidad mensual disponible para los biocombustibles (ton/mes).	59
3.5	Energía recolectada útil por mes para el colector solar.	59
3.6	Datos para los combustibles fósiles y biocombustibles considerados.	59
3.7	Condiciones iniciales para la simulación.	60
3.8	Variables de entrada a GAMS® determinadas por la optimización metaheurística.	61
3.9	Costos del intercambiador de calor de tubos y coraza (APEA).	63
3.10	Datos de operación de la mejor solución para el SRC.	65
3.11	Datos de operación la mejor solución para el ORC.	67
3.12	Datos de operación para cada una de las etapas de la mejor solución del ciclo de AR.	68
3.13	Resultados detallados de las soluciones.	70
4.1	Corrientes de proceso disponibles de cada planta.	83
4.2	Necesidades totales de calefacción, enfriamiento, demanda eléctrica y presupuesto disponible.	83
4.3	Fluidos de trabajo para ORC y sistemas para AR disponibles.	83
4.4	Disponibilidad de biocombustibles (ton/mes).	83
4.5	Energía recolectada útil por mes por el colector solar.	84
4.6	Datos para los combustibles fósiles y biocombustibles.	84
4.7	Variables de decisión seleccionadas.	84
4.8	Condiciones de operación de la mejor solución para el SRC y el ORC.	88
4.9	Condiciones de operación de la mejor solución para el ciclo AR.	88
4.10	Ingreso y <i>TAC</i> para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (a)).	89
4.11	Ingreso y <i>TAC</i> para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (b)).	91

4.12	Ingreso y <i>TAC</i> para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (c)).	93
4.13	Ingreso y <i>TAC</i> para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (d)).	94

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura		Página
1.1	Una planta industrial convencional que requiere energía en términos de utilidades frías y calientes, refrigeración y electricidad.	6
2.1	Diagrama esquemático de una red de intercambio de calor.	12
2.2	Ilustración de un ciclo de refrigeración por absorción	14
2.3	Diagrama esquemático del ciclo Kalina (KCS-34).	16
2.4	Diagrama esquemático de la MED estándar.	18
2.5	Ejemplo de una función compleja que presenta un gran número de soluciones locales.	19
2.6	Diagrama de flujo de la secuencia del algoritmo genético simple (Modificado de Sattarvan, 2008).	20
2.7	Diagrama de flujo del algoritmo I-MODE (Sharma & Rangaiah, 2013).	22
2.8	Interfaz entre un simulador de procesos y MS Excel®.	23
3.1	Representación esquemática del sistema integrado propuesto y el método de solución.	29
3.2	Ciclo Rankine de vapor (SRC) en Aspen plus®.	30
3.3	Ciclo de Rankine orgánico (ORC) en Aspen plus®.	31
3.4	Ciclo de refrigeración por absorción (AR) en Aspen plus®.	31
3.5	Enfoque de solución propuesto.	33
3.6	Propuesta de superestructura para el sistema energético integrado.	35
3.7	La configuración óptima implementada en Aspen Plus®.	72
3.8	Resultados después del MNG para el SRC usando I-MODE.	64
3.9	Resultados después del MNG para el ORC usando I-MODE.	66
3.10	Resultados después del MNG para el ciclo AR usando I-MODE.	67
3.11	Configuración óptima para la última iteración.	70
4.1	Superestructura propuesta para la integración de calor entre plantas.	73
4.2	Enfoque de solución general.	75
4.3	Soluciones para el SRC usando I-MODE.	86
4.4	Soluciones para el ORC usando I-MODE.	86
4.5	Soluciones para el ciclo AR usando I-MODE.	87

4.6	Distribución de ingresos para las plantas bajos los diferentes esquemas de asignación (escenario (a)).	90
4.7	Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (b)).	92
4.8	Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (c)).	93
4.9	Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (d)).	94
4.10	Distribución de ingresos totales para cada planta.	95
4.11	Costo total anual para cada planta (escenario (a) y (b)).	97

RESUMEN

Este proyecto presenta un novedoso enfoque para recuperar el calor residual industrial e integrarlo con servicios públicos, refrigeración y producción de electricidad mediante la incorporación de redes de intercambiadores de calor y motores térmicos (ciclo Rankine de vapor, ciclo Rankine orgánico y ciclo de refrigeración por absorción). El enfoque de solución se basa en la iteración entre estrategias de optimización metaheurística-determinista. La optimización metaheurística se establece a través del enlace MS Excel-VBA-Aspen Plus® para obtener resultados de modelización precisos. La optimización determinista se implementa en la plataforma GAMS®, donde la formulación matemática se basa en una superestructura que considera todas las interconexiones energéticas entre la red de intercambiadores de calor, los servicios públicos y los motores térmicos.

Se presenta un primer caso práctico para mostrar la aplicabilidad de la metodología propuesta donde se considera la integración de calor en una planta industrial. Se muestran las condiciones de funcionamiento obtenidas (caudal de fluido de trabajo, temperaturas, presiones y eficiencias) para cada motor térmico. Además, los resultados muestran un aumento del beneficio total anual del 148%.

Además, el enfoque de solución se aplica en la integración de calor entre diferentes plantas industriales que requieren servicios públicos, refrigeración y electricidad, donde se implementan motores térmicos para satisfacer estas demandas industriales. En este caso práctico se realizó una asignación equitativa de beneficios entre las diferentes plantas industriales. Para ello, se comparan las asignaciones obtenidas de los actores bajo los esquemas de Bienestar Social, Bienestar Rawlsiana y Nash.

Palabras Claves: Optimización metaheurística, Optimización determinista, recuperación de calor, integración de energía, Integración entre plantas.

ABSTRACT

This project presents a novel approach to recover industrial waste heat and to integrate it into utilities, refrigeration, and electricity production through the incorporation of heat exchanger networks and thermal engines (steam Rankine cycle, organic Rankine cycle and absorption refrigeration cycle). The solution approach is based on the iteration between Metaheuristic-Deterministic optimization strategies. Metaheuristic optimization is established through the MS Excel-VBA-Aspen Plus® link to obtain accurate modelling results. Deterministic optimization is implemented in the GAMS® platform, where the mathematical formulation is based on a superstructure that considers all the energy interconnections between the heat exchanger network, utilities, and thermal engines. Furthermore, economic, environmental, and social targets are evaluated.

A case study is presented to show the applicability of the proposed methodology where the integration of heat in an industrial plant is contemplated. The operating conditions obtained are presented (working fluid flowrate, temperatures, pressures, and efficiencies) for each thermal engine. Furthermore, the results show an increase in the total annual profit by 148%.

In addition, the solution approach is applied in heat integration between different industrial plants requiring utilities, cooling and electricity, where thermal engines are implemented to meet these industrial demands. In this case study, an equitable allocation of benefits among industrial plants was performed. For this reason, the allocations obtained from the stakeholders under the Social Welfare, Rawlsian Welfare and Nash schemes are compared.

INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Generalidades

Diversos procesos industriales desperdician grandes cantidades de energía que no tiene uso práctico y es descargado al medio ambiente. La energía desperdiciada es denominada “calor residual” y se clasifica según los rangos de temperatura como temperatura alta (calor residual > 400 °C), temperatura media (100 °C < calor residual < 400 °C) y temperatura baja (calor residual < 100 °C) (Brückner y col., 2015). Se ha informado que anualmente en Estados Unidos de América un total de 18.9 exajulios de calor residual son descargados por centrales térmicas, donde el 4% de esta energía corresponde a calor residual a temperaturas superiores a 90 °C (Gingerich y Mauter, 2015). En China, se estima que alrededor de 7.6 exajulios de calor residual de temperatura baja se desperdicia por año (Fang y col., 2013). Adicionalmente, el incremento en los precios de los combustibles, el progresivo crecimiento de la demanda mundial de energía (AEO, 2020), y la preocupación por el calentamiento global, establecen el uso eficiente de la energía como un desafío muy importante a resolver en este sector industrial, el cual presenta el mayor consumo energético con más del 20% del total (Gharaie y col., 2013). En este contexto, existe un conjunto de sistemas disponibles para la recuperación de calor residual (WHR), con el propósito de reutilizar el calor residual y como consecuencia mejorar la eficiencia energética global.

Respecto a lo anterior, el ciclo orgánico de Rankine (ORC) es un ciclo termodinámico para la generación de electricidad, que utiliza como fluido de trabajo un líquido orgánico de alto peso molecular y bajo cambio de fase líquido-vapor (Papadopoulos y col., 2010); siendo su principal aplicación la WHR (Mahmoudi y col., 2018; Anastasovski y col., 2020). Por otra parte, el ciclo de refrigeración por absorción (AR) representa una alternativa eficiente para satisfacer los requisitos de refrigeración en múltiples procesos (Dogbe y col., 2019; Dhindsa, 2020). Este es impulsado por una fuente de calor de baja temperatura (Bellos y col., 2016; Wang y col., 2016). También, se han usado diferentes tipos de sistemas para recuperar el calor residual; por ejemplo, la planta desaladora, el ciclo Kalina, y el ciclo Brayton (Elsaid y col., 2020; Özahi y Tozlu, 2020; Matsui y col., 2020).

Por otra parte, las redes de intercambiadores de calor (HENs) tienen como objetivo de la recuperación de calor entre corrientes de proceso; con este enfoque, se reduce el

consumo de servicios externos (es decir, vapor, agua de enfriamiento, refrigeración) y, en consecuencia, se obtienen beneficios económicos y ambientales (Gundersen y Naess, 1988; Kang y Liu, 2019; Wang y col., 2020). Desde que se desarrolló el análisis del punto de pliegue (Linnhoff y Hindmarsh, 1983) varios métodos basados en la programación matemática se han propuesto para la solución del problema de las HENs (Silva y col., 2010; Ponce-Ortega y col., 2010; Huang y col., 2012). En este sentido, se han desarrollado técnicas de optimización que involucran la WHR en la industria de procesos, como lo es implementar HENs e integrarlas simultáneamente con máquinas térmicas. En la **Figura 1.1** se muestran los requisitos necesarios en una planta industrial para satisfacer las demandas de calefacción, refrigeración y electricidad.

En base a lo último, es importante mencionar que surgen grandes desafíos si se utiliza la programación matemática como herramienta para desarrollar, codificar y resolver modelos matemáticos que representen superestructuras que incluyan configuraciones de interés práctico. Esto por las no convexidades presentes en el modelo constituido por un gran número y tipo de variables; lo que implica que de no tener una estrategia y herramientas apropiadas para su solución podrían reportarse óptimos locales. Particularmente, el gran número de variables binarias generan problemas combinatoriamente complejos y grandes; así también, las discontinuidades en los modelos causan problemas numéricos y ralentizan la convergencia (Yu y col., 2018). Para superar los inconvenientes asociados a la programación matemática se han descrito diversos enfoques de optimización metaheurística (Guo y col., 2014; Ouyang col., 2015). Dichos enfoques de optimización metaheurística están basados en la simulación del proceso, por lo que estos pueden ser fácilmente enlazados a los simuladores de procesos para optimizar diferentes variables, para lo cual imitan algunos procesos de evolución, evitando la posibilidad de un óptimo local y las complicaciones asociadas a la forma del modelo (Sharma y Rangaiah, 2013).

Por ello, la principal desventaja de los trabajos donde las HENs se integran con máquinas térmicas (es decir, SRC, ORC o AR) para la recuperación de calor residual es el número significativo de supuestos relacionados con el funcionamiento de los máquinas térmicas; ya que en los enfoques de optimización determinista es extremadamente complicado involucrar modelos termodinámicos rigurosos para simularlos; esto está

asociado a los términos matemáticos altamente no convexos, que conducen a difíciles problemas de convergencia. Aunado a ello, los intentos realizados se basan en supuestos significativos; por ejemplo, fijar los factores de eficiencia, y variables internas como temperaturas de operación, caudales, etc. Por lo tanto, con el fin de superar las limitaciones anteriores, en este trabajo se propone un enfoque de optimización híbrido, que combina técnicas metaheurística y deterministas junto con simuladores de procesos; De esta manera, las máquinas térmicas se simulan adecuadamente y la optimización de todo un sistema integrado entre la HEN y las máquinas térmicas puede obtener resultados más precisos.

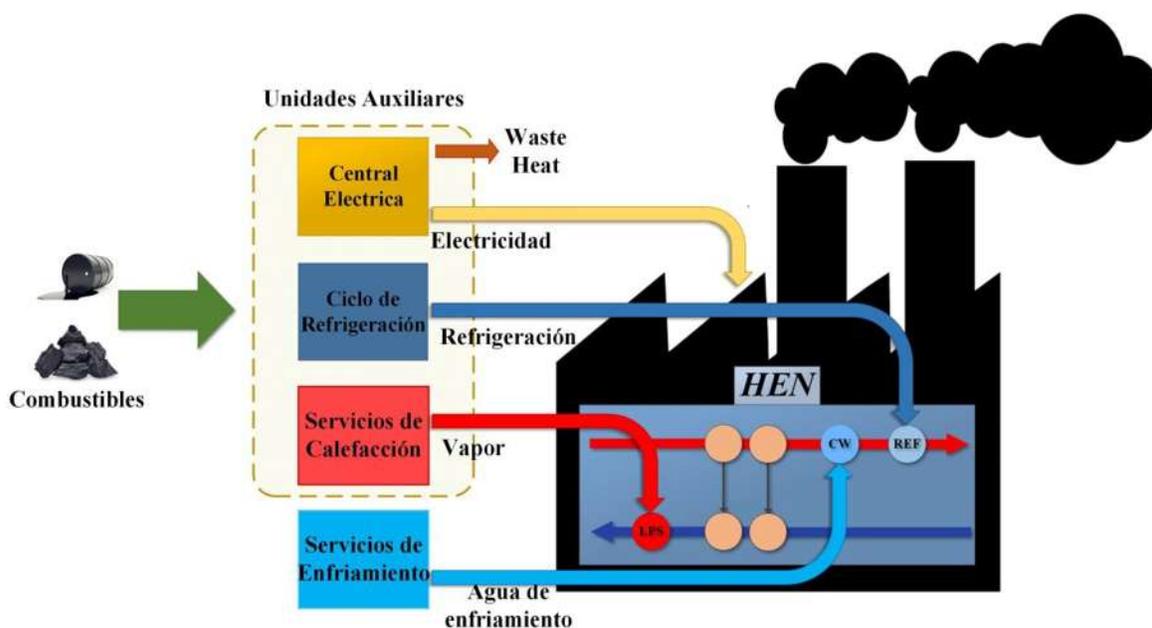


Figura 1.1. Una planta industrial convencional que requiere energía en términos de utilidades frías y calientes, refrigeración y electricidad.

1.2 Antecedentes

Anteriormente se han descrito diferentes técnicas de optimización para abordar los problemas asociados con el uso de calor residual en los procesos industriales. En relación con ello, Ponce-Ortega y col. (2011) reportaron un enfoque basado en programación matemática para abordar el problema de la optimización multiobjetivo de ciclos de refrigeración por absorción (AR) que se integran con una HEN. Hipólito-Valencia y col. (2013) reportaron una formulación MINLP basada en una superestructura integrada por etapas y que consta de una HEN y un ciclo orgánico Rankine (ORC), mientras que Lira-

Barragán y col. (2014) implementaron una metodología para la integración de energía en sistemas que utilicen refrigeración por absorción considerando fuentes de energía externas como energía solar, combustibles fósiles y biocombustibles, y utilizando objetivos económicos, ambientales y sociales. Chen y col. (2014) presentaron un modelo que incorporó una HEN integrada con un ORC para minimizar el consumo de servicios externos y maximizar la energía producida por el calor residual recuperado. Además, Lira-Barragán y col. (2014) reportaron un enfoque sistemático para la integración sostenible de sistemas energéticos que involucra todas las interacciones potenciales entre una HEN con SRC, ORC y AR. Chan y col. (2017) integraron el ciclo AR con el sistema de refrigeración por compresión de vapor (VCRS) para sintetizar una red de agua fría y de refrigeración energéticamente eficiente, utilizando un enfoque de optimización de la superestructura. Mientras que Yu y col. (2017) propusieron un método de dos pasos para integrar un ORC en un proceso de fondo, determinando la configuración y las condiciones de operación, y minimizando el número de intercambiadores de calor. Elsidó y col. (2019) abordaron la síntesis y el diseño simultáneos con HENs integrados con sistemas de servicios externos complejos a través de la combinación de dos superestructuras considerando todas las opciones clave de integración de calor. Así mismo, Topolski y col. (2019) desarrollaron un modelo matemático con el concepto de parque eco-industrial y redes de simbiosis carbono-hidrógeno-oxígeno (CHOSYN) para integrar plantas de procesamiento de hidrocarburos considerando la integración de energía y sistemas de ciclo SRC, ORC y AR. Recientemente, Pina y col. (2020) presentaron una metodología para la síntesis de sistemas de poligeneración que involucra un enfoque sistemático que combina el análisis del punto de pliegue, programación matemática y una superestructura con flexibilidad térmica. Además, Sun y col. (2020) presentaron el diseño integrado y la optimización de una HEN y un sistema de refrigeración en cascada de compresión-absorción. Finalmente, Xu y col. (2020) desarrollaron una metodología para la optimización simultánea de un ORC con un HEN adoptando la destrucción de exergía total y el costo total anual como objetivos.

Para una mayor integración energética, se ha considerado la integración del calor entre plantas industriales. En este contexto, Hipolito-Valencia y col. (2014) propusieron una formulación matemática que permite el intercambio de calor intraplanta e interplanta para las corrientes de proceso, además de considerar la integración de los ciclos SR, OR y el AR.

Bade y Bandyopadhyay (2014) desarrollaron una formulación de programación lineal para minimizar el caudal de aceite térmico considerando como restricción los requisitos mínimos de servicios externos para múltiples plantas integradas. Wang y col. (2015) propusieron un método combinado de integración del calor, que combina características del método directo (flujos de proceso) y del método indirecto (ciclos de fluidos intermedios). Song y col. (2016) presentaron un concepto novedoso denominado curva compuesta desplazada entre plantas para determinar el máximo potencial de recuperación de calor factible mediante la integración indirecta del calor entre plantas y el caudal mínimo. Chang y col. (2017) desarrollaron una metodología para la optimización simultánea de la integración de calor de múltiples plantas utilizando círculos de fluidos intermedios, encontrando el mejor diseño con el menor costo total anual (*TAC*), incluyendo el costo energético, el costo del intercambiador de calor, el costo de las tuberías y el costo de bombeo. Además, Song y col. (2017) abordaron un modelo modificado MINLP con un *TAC* como objetivo para determinar las configuraciones finales de la red de intercambiadores de calor entre plantas de los esquemas de integración de calor segregado entre plantas. Kermani y col. (2017) desarrollaron una superestructura genérica de MILP para la optimización simultánea de calor, agua y energía entre plantas. Nair y col. (2017) propusieron un modelo MINLP para la integración del calor entre plantas que sintetiza un valor actual neto en un parque eco-industrial, además de tener en cuenta los costos de capital y de operación. Ma y col. (2018) reportaron una metodología en la que la HEN interplanta se optimiza con los objetivos de minimizar el costo y el impacto ambiental, utilizando el enfoque de máxima representatividad del área del intercambiador para formular una red flexible que opere en las peores condiciones. Li y col. (2018) implementaron un enfoque de orientación para determinar la máxima recuperación de energía y la combinación óptima entre plantas, además se utilizó la optimización de enjambre de partículas y el optimizador multi-versal para emparejar aleatoriamente todas las plantas. Hong y col. (2019) desarrollaron un modelo de tipo transbordo para la integración del calor entre plantas utilizando flujos de proceso y optimizando el costo total anual de la HEN intraplanta e interplanta, incluyendo el costo de las tuberías y de bombeo. Liu y col. (2020) propusieron un método basado en la optimización para llevar a cabo la selección automática y la disposición de los fluidos intermedios en su integración con cada planta, mediante el cual el modelo considera posibles configuraciones que combinan la asignación de flujos

intermedios entre plantas y los intercambios de calor entre fluidos intermedios y flujos de proceso internos para cada planta.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Generar modelos de optimización para el uso de calor residual mediante estrategias híbridas metaheurísticas-deterministas, el cual permita la máxima recuperación de calor residual, represente la mayor eficiencia energética posible, disminuya el impacto ambiental y maximice el beneficio económico.

1.3.2. Objetivos Particulares

1. Establecer una superestructura para la recuperación de calor residual considerando la existencia de múltiples máquinas térmicas.
2. Formular el modelo matemático a partir de la superestructura propuesta.
3. Seleccionar y modelar el tipo de máquinas térmicas en Aspen Plus®.
4. Establecer un enlace entre los programas MS Excel®-Visual Basic®-Aspen Plus® para la optimización metaheurística.
5. Diseñar una estrategia híbrida para la optimización con técnicas metaheurísticas y deterministas
6. Optimizar el modelo obtenido a través de la estrategia propuesta.
7. Evaluar la estrategia propuesta bajo diferentes condiciones.

1.4. Justificación

Actualmente, el uso eficiente de la energía en los procesos industriales se ha convertido en uno de los principales retos por sus implicaciones tanto económicas como ambientales. En este sentido, la mayoría de los procesos industriales emiten enormes cantidades de calor a baja temperatura, el cual no tiene un uso posterior. Para mejorar la eficiencia energética de los procesos, la incorporación de máquinas térmicas que permitan la recuperación de calor residual en los procesos industriales, así como las redes de intercambio de calor se han considerado como una opción atractiva. Sin embargo, la representación matemática para el diseño detallado óptimo de estos procesos representa un problema que no se puede resolver de manera eficiente utilizando técnicas de programación matemática. Por estas razones, es necesario la evaluación de este problema simultáneo con diferentes técnicas

de optimización a fin de obtener beneficios económicos y ambientales; en este sentido el uso de estrategias metaheurísticas para mejorar la solución y asegurar la obtención de óptimos globales representa ventajas tanto de esfuerzo computacional como humano durante la etapa de optimización.

1.5. Hipótesis

El diseño de estrategias híbridas metaheurísticas-deterministas para el uso de calor residual en los procesos industriales superará las dificultades asociadas a la programación determinística, y permitirá obtener escenarios óptimos, y por ende incrementar la eficiencia energética, generando mayores ingresos económicos y disminuyendo el impacto ambiental.

MARCO TEÓRICO

2. MARCO TEÓRICO

En los últimos años, los investigadores han identificado que el calor desechado a la atmósfera, éste proveniente de diferentes operaciones industriales, puede ser aprovechado. La energía desechada es recuperada mediante la introducción de un equipo de intercambio de calor; dicha acción se le define como recuperación de calor residual. Además, la recuperación de calor residual tiene diferentes aplicaciones, las cuales dependen de la temperatura en el calor de desecho. Específicamente, grandes cantidades de calor residual a baja temperatura, en el rango de 30 °C y 100 °C, son descargadas a la atmósfera durante los procesos industriales (Svensson y col., 2008). Como es conocido, en los procesos industriales, hay corrientes que necesitan calefacción y corrientes que necesitan enfriamiento. La síntesis de una red de intercambiadores de calor (HEN) es un medio para aprovechar las características energéticas de flujos de calor para calentar corrientes frías y para enfriar corrientes calientes (Ravagnani y col., 2005). Una HEN (**Figura 2.1**) es una red que consta de uno o más intercambiadores de calor que ponen en contacto estos diferentes flujos y, que además, satisfacen la conservación de energía (Dunn y El-Halwagi, 2003). Bajo las diferentes adaptaciones de las HENs en los procesos industriales se ha logrado un notable ahorro de energía (Wang y col., 2014). Además, la integración de calor entre plantas es usada para reducir, aun mas, el consumo de energía y las emisiones asociadas; por lo que, se obtiene un uso más óptimo y eficaz del calor residual. En la integración de calor entre plantas, el calor puede intercambiarse en las escalas; por ejemplo, la integración de calor intraplanta y la integración de calor inter-planta (Hong, y col., 2019).

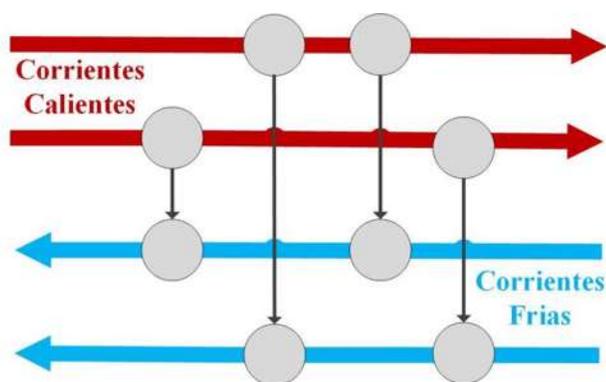


Figura 2.1. Diagrama esquemático de una red de intercambio de calor.

Respecto al ciclo Rankine a vapor (SRC), este es un ciclo termodinámico ampliamente usado para la generación de electricidad que usa como fluido de trabajo agua y que produce altas eficiencias térmicas comparadas con otras máquinas térmicas de generación de electricidad, además, este ciclo trabaja a altas presiones y temperaturas. Está constituido por cuatro componentes básicos, un condensador, una bomba, una caldera (quema de combustibles) y una turbina (producción de electricidad). Cabe señalar que el SRC (específicamente el condensador) genera una gran cantidad de calor residual, el cual puede ser reusada/recuperada en diferentes sistemas. Debido a ello, la recuperación del calor residual se ha aplicado a un gran número de procesos industriales usando diferentes máquinas térmicas, tales como el Ciclo de Refrigeración por Absorción, el Ciclo Rankine Orgánico, el Ciclo Kalina, y la Planta desalinizadora, entre otras.

Particularmente, los ciclos de refrigeración por absorción han sido una alternativa eficiente para ahorrar consumo de energía absorbente. El ciclo de refrigeración por absorción utiliza principalmente energía térmica renovables, como la energía solar, energía geotérmica o calor residual. Los fluidos de trabajos usados en este ciclo son: amoníaco-agua (Dincer y Bicer, 2018) y litio-bromuro (Kaynakli, 2008). La **Figura 2.2** ilustra el esquema de un ciclo de refrigeración por absorción. Nótese que un sistema de absorción está formado por un condensador, un intercambiador de calor, un evaporador, un absorbedor, la bomba, la válvula de expansión y el generador. El ciclo consta de dos partes, una zona de baja presión y otra de alta presión. Específicamente, el ciclo termodinámico comienza cuando el vapor de la salida del evaporador entra al absorbedor y luego se mezcla con la solución proveniente del generador; este proceso es exotérmico. Posteriormente el fluido de trabajo es transferido al generador utilizando alta presión. Parte del fluido de trabajo en el generador se evapora por el calor, y parte del fluido de trabajo va al condensador. La solución proveniente del condensador pasa por la válvula de expansión, después al evaporador. Así el evaporador genera fluido de trabajo vaporizado a baja temperatura (menor a la temperatura ambiente) en condiciones de baja presión, mientras que el absorbente con una concentración de masa de fluido de trabajo disminuida se expande desde el generador hasta el absorbedor. Finalmente, las soluciones provenientes del generador y del evaporador se mezclan en el absorbedor.

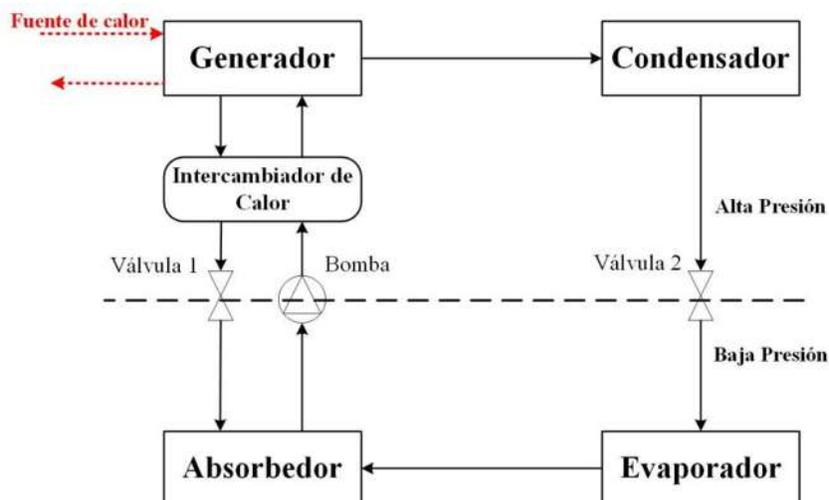


Figura 2.2. Ilustración de un ciclo de refrigeración por absorción

Por otro lado, el Ciclo Rankine Orgánico (ORC) es un ciclo termodinámico para la generación de energía eléctrica a partir de fuentes de energía de nivel medio/bajo de temperatura. El ORC difiere del convencional en el uso del fluido de trabajo que es una sustancia orgánica de elevado peso molecular, generalmente un refrigerante del tipo hidrofluorocarburo. Normalmente por su naturaleza, estas sustancias pueden ser utilizadas a bajas temperaturas, con un intercambio de calor que requiere un flujo másico relativamente bajo (Singh y Kaushik, 2013). Además, en el ORC se puede aprovechar el calor de condensación para aplicaciones como climatización, agua caliente, entre otras. Las características del fluido de trabajo son demasiado generales por lo que para los ciclos Rankine Orgánicos se realizan estudios previos que delimiten cual es el fluido adecuado para nuestro estudio. Tal ciclo consiste en cuatro componentes básicos: un evaporador que intercambia calor de una de las fuentes de calor residual con el fluido de trabajo, una turbina, un condensador para cambiar la fase de vapor a líquido y una bomba que hace circular el fluido de trabajo llevándolo a la presión requerida a la entrada de la turbina. Además, es de conocimiento general que en el ciclo Rankine convencional el aumento de presión en el evaporador o la disminución de la temperatura de condensación producirán mayor generación de potencia. Para aumentar la eficiencia del ORC se puede utilizar un regenerador entre la turbina y el condensador para precalentar el fluido de trabajo a la entrada al evaporador con el vapor a baja presión a la salida de la turbina. Además, el no requerir una

caldera de vapor ni una turbina a alta presión como en los Ciclos Rankine convencionales, los costos de inversión y mantenimiento son considerablemente menores.

En cuanto al ciclo Kalina, se describe como un ciclo termodinámico de generación eléctrica que fue desarrollado y presentado por Alexander Kalina en 1984. Este ciclo fue creado para mejorar la eficiencia energética de aquellas centrales eléctricas que poseen una fuente de calor de baja/media temperatura. Particularmente, es un ciclo con ciertas similitudes al ciclo Rankine convencional, la diferencia es que en el ciclo Kalina se presenta un separador de fases (líquido-vapor), que se encuentra antes de la turbina, además se presenta una válvula de estrangulamiento para permitir que la parte líquida pueda mezclarse al ciclo nuevamente a la presión de salida de la turbina. La solución Amoníaco-Agua usada como fluido de trabajo se condensa y se evapora a una temperatura variable, mientras que una sustancia pura se condensa y se evapora a una temperatura constante. Esto permite seguir mejor la variación de la temperatura de las fuentes calientes, y frías, por lo que se obtiene un intercambio más eficaz. Además, el amoníaco es más volátil que el agua por lo que cuando la mezcla se calienta éste comienza a vaporizarse en primer lugar y lo contrario se produce cuando la mezcla de vapor se enfría, el agua comienza a condensar primero. Por ejemplo, en la **Figura 2.3** se muestra la representación esquemática del Sistema ciclo Kalina 34 (KCS-34); mismo que se compone de los siguientes equipos: bomba (recircula el fluido de trabajo y lleva a la presión de entrada de la turbina), recuperador de baja temperatura (intercambio de calor del fluido de trabajo proveniente de la mezcla de la salida de la turbina-válvula con el fluido de la bomba), recuperador de alta temperatura (intercambio de calor del fluido líquido del separador con el fluido del RBT), evaporador (intercambia calor con la fuente de calor), separador (separa la fases líquida-vapor del fluido de trabajo), una turbina, una válvula, un mezclador y un condensador el cual cambia la fase de vapor a líquido.

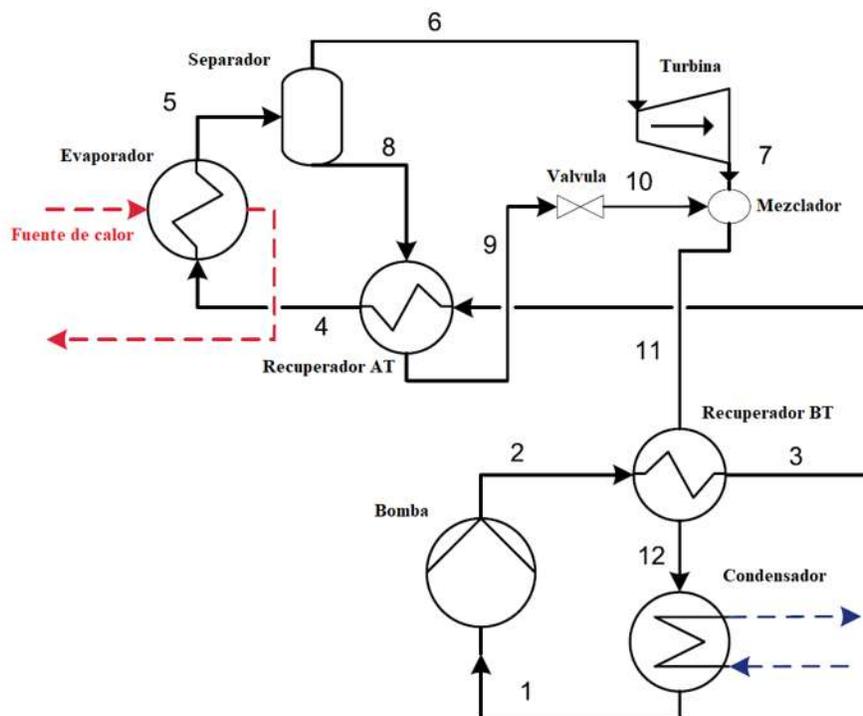


Figura 2.3. Diagrama esquemático del ciclo Kalina (KCS-34).

Además, la planta desalinizadora, ésta surge para que procesos industriales con una gran demanda de agua dulce bajo condiciones de escasez del recurso hídrico sean factibles. Los procesos de desalinización se pueden dividir en dos categorías principales: procesos de membrana y procesos térmicos. Los principales procesos de desalinización de membrana son la *osmosis inversa* y la electrodiálisis. Por otro lado, los principales procesos de desalinización térmica son la destilación multi-efectos (MED) y el flash multietapa (MSF). El proceso de desalinización por destilación multi-efecto (MED) es una fuente importante de agua dulce en todo el mundo (El-Dessouky y Ettouney., 2002). En relación con esto, la destilación de efectos múltiples es ampliamente utilizada en procesos industriales para recuperar solventes y concentrar soluciones. En sí, el proceso MED es cada vez más atractivo debido a las mejoras que se han logrado en la concepción y diseño de los evaporadores. También del consumo de energía y la transferencia de calor obtenida, se ha descubierto que MED es más eficiente que MSF (Sen y col., 2011). Debido a ello, MED está creciendo en interés debido a su idoneidad para combinarse con fuentes de calor de baja temperatura. Y el calor de bajo grado está disponible a través de plantas de cogeneración con generadores diésel, turbinas de vapor, reactores de energía nuclear y plantas de energía de turbinas de gas.

El calor residual (WH) también puede recuperarse de las aguas de refrigeración industrial y los gases de escape, los incineradores de residuos sólidos, los estanques solares y las aguas geotérmicas (Ophir y Lokiec, 2005). Por lo que es atractivo debido a que muchas fuentes de calor residual están disponibles en este rango y muchas naciones en riesgo de desarrollo, sin los recursos energéticos para instalar grandes plantas de desalinización, pueden usar el calor residual disponible para implementar unidades de desalinización y descentralizar la producción de agua dulce. El proceso de desalinización por destilación multi-efecto (MED) contiene un conjunto de efectos (etapas) un condensador y subsistemas para transportar agua de alimentación salina y la fuente de calor (generalmente agua caliente líquida o vapor) y para recoger y eliminar el destilado y la salmuera concentrada. Dicho sistema se muestra en la **Figura 2.4**. En el primer efecto, el fluido de servicio se bombea por el lado caliente del evaporador, mientras que el agua de alimentación salina pasa a través del lado frío del evaporador. Debido a la baja presión de pre-evaporación, el vapor producido alimenta el segundo efecto, mientras que el líquido restante del primer efecto se elimina como salmuera. En tanto, en el segundo efecto, el vapor generado (en el lado caliente del evaporador) en el primer efecto se convierte en agua destilada pura; el calor perdido del destilado debido a la condensación hierve más agua de alimentación en el segundo efecto (a una presión más baja que en el primer efecto) y el vapor del segundo efecto alimenta el tercer efecto, y así sucesivamente. Esta secuencia se repite hasta que el vapor del último efecto llega al condensador, que generalmente se enfría por la fuente de agua salina. La salmuera como producto secundario de cada efecto se recoge y se traslada al siguiente paso en la eliminación, que puede ser un estanque de evaporación o una unidad ZLD (descarga cero de líquido) u otros métodos disponibles, como la dilución y el rechazo a la fuente de agua salina.

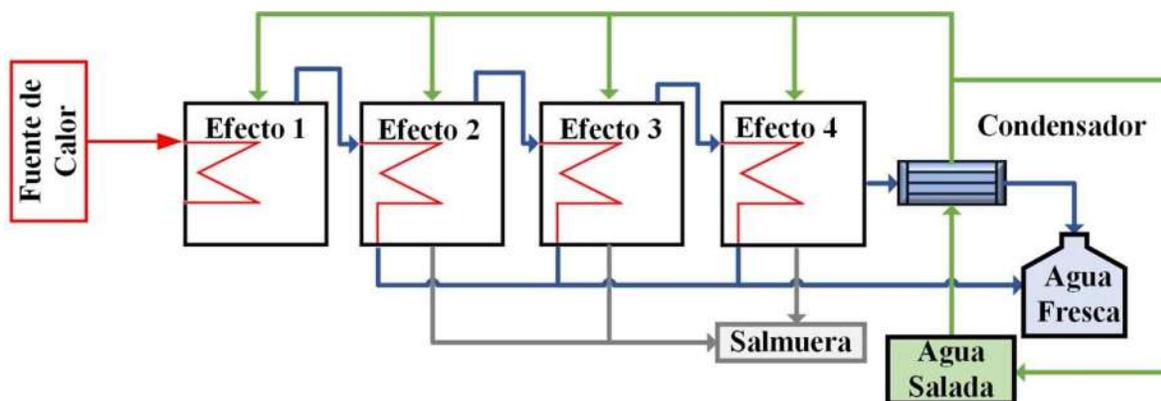


Figura 2.4. Diagrama esquemático de la MED estándar.

En lo que respecta a la solución de modelos matemáticos que representan a procesos industriales, una técnica metaheurística representa una extensión de las capacidades de las heurísticas, el cual es un proceso iterativo de generación de soluciones de acuerdo a una estrategia a un nivel superior, que explora espacios de búsqueda usando diferentes métodos. Típicamente, una técnica metaheurística combina diferentes heurísticas e integra otros factores como la estocasticidad, de acuerdo a un paradigma global, que puede ser inspirado de procesos biológicos físicos, sociales, entre otros. Además, es de gran importancia que la técnica metaheurística implemente un balance dinámico entre etapas de diversificación y de intensificación de la búsqueda. Específicamente, el término diversificación generalmente se refiere a la exploración del espacio de solución, promoviendo en el proceso de búsqueda la evaluación de regiones no visitadas para generar soluciones que difieran de manera significativa de las actuales. Al contrario, el término intensificación se refiere a la explotación de la experiencia de búsqueda acumulada, enfocando la búsqueda en la vecindad de las mejores soluciones encontradas (Ibrahim y col., 1996).

Es importante mencionar que cada técnica metaheurística incluye los siguientes mecanismos internos: generación de soluciones iniciales, operadores de variación que permiten producir soluciones nuevas, y operadores de selección, que permiten orientar la búsqueda en una dirección u otra, basándose eventualmente en la trayectoria anterior. Estos procedimientos heurísticos, propios a la metaheurística considerada, permiten a su vez encontrar soluciones de buena calidad, aunque sin garantía de optimalidad, y guiar el procedimiento de búsqueda basado en aprendizaje para evitar que el método quede atrapado

en un óptimo local, lo que permite realizar búsquedas en problemas que presentan un gran número de soluciones locales tan complejas como las mostradas en la **Figura 2.5**. El uso de herramientas metaheurísticas tales como algoritmos genéticos han sido empleados para el diseño óptimo de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, el enfoque utiliza el método de Bell-Delaware para la descripción del flujo del lado de la carcasa sin simplificaciones (Ponce-Ortega y col., 2009). Así también, los Algoritmos Genéticos (el diagrama de flujo se presenta en la **Figura 2.6**) han demostrado ser una alternativa versátil y eficaz para resolver problemas de optimización, pero hay muchas situaciones en las que el algoritmo genético simple no es eficiente, y se han propuesto varios métodos de hibridación (Gen y Cheng, 1997).

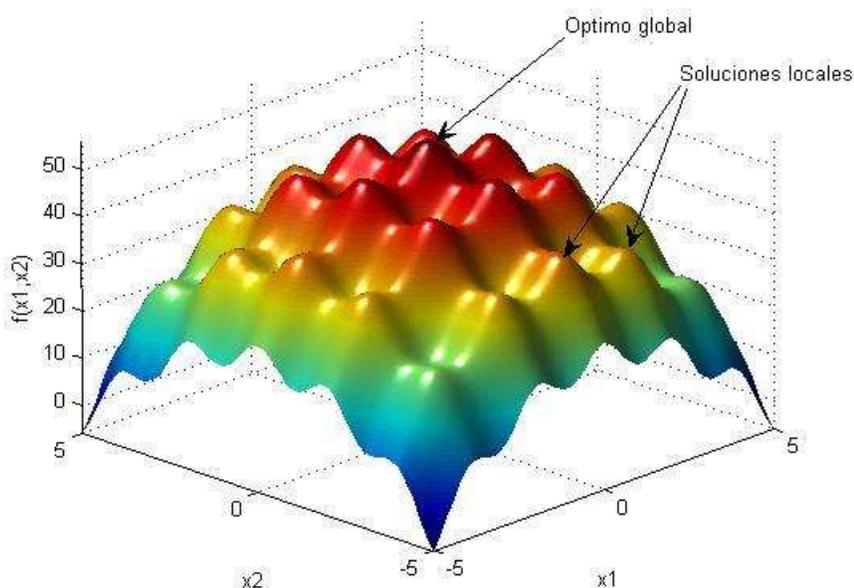


Figura 2.5. Ejemplo de una función compleja que presenta un gran número de soluciones locales.

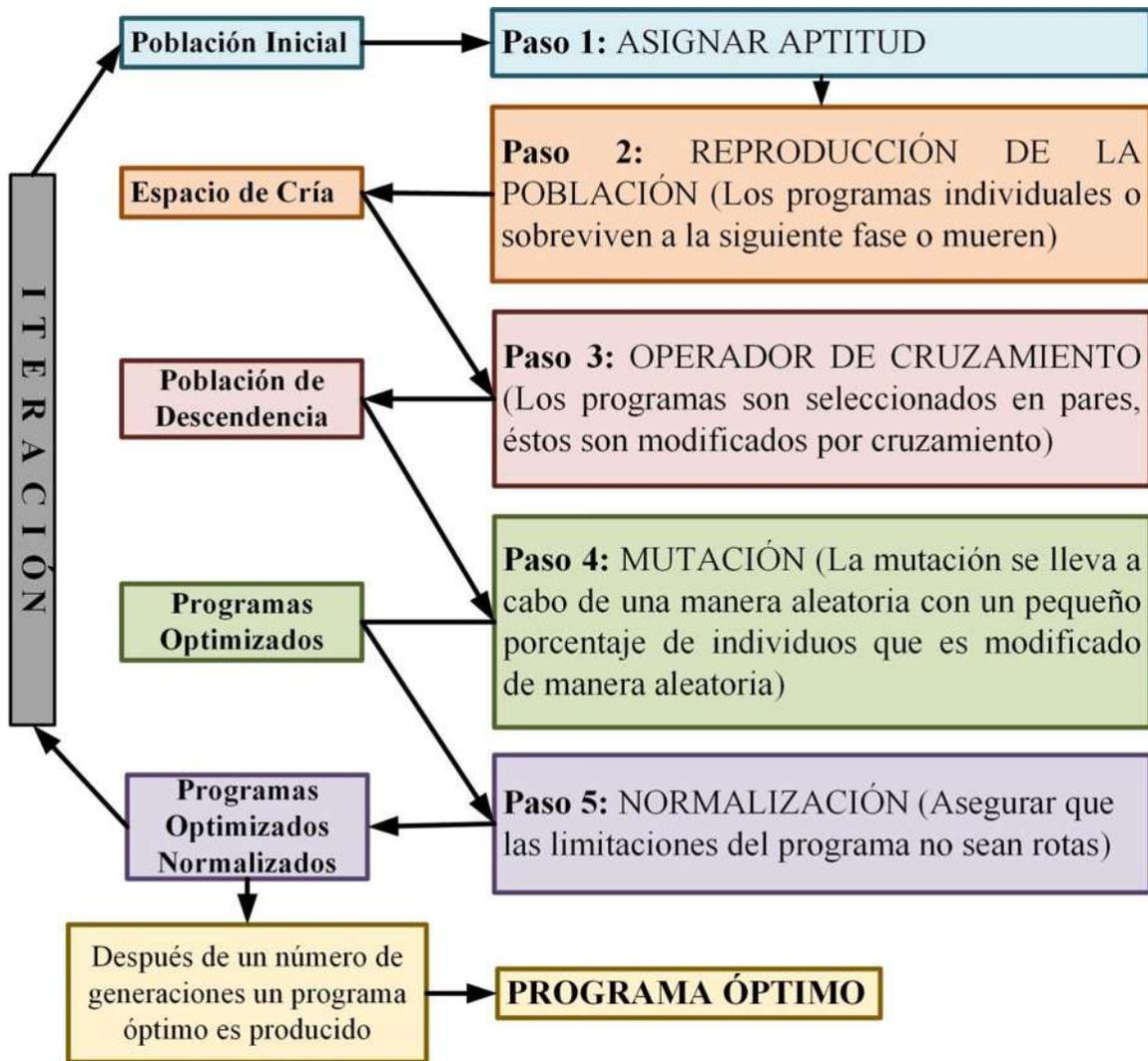


Figura 2.6. Diagrama de flujo de la secuencia del algoritmo genético simple. (Modificado de Sattarvan, 2008)

Respecto a lo anterior, el método híbrido de optimización multi-objetivo es la Evolución diferencial multi-objetivo mejorada (I-MODE por sus siglas en inglés, Improved Multi-Objective Differential Evolution). En el I-MODE (cuyo diagrama de flujo se presenta en la **Figura 2.7**), una población de individuos NP se inicializa aleatoriamente dentro de los límites de las variables de decisión. Luego, los valores de los objetivos y las restricciones se calculan para cada individuo de la población inicial. El Taboo List Size (TLS) es la mitad del tamaño de la población, y Taboo List (TL) se llena aleatoriamente con el 50% de individuos de la población inicial, los individuos iniciales también se identifican como individuos objetivo (i). Se genera un individuo de prueba para cada individuo objetivo mediante

mutación y cruzamiento en tres individuos seleccionados al azar de la población inicial / actual / principal. Los elementos del vector mutante compiten con los del vector objetivo, con una probabilidad C_r para generar un vector de prueba. La comprobación de tabú se implementa en el paso de generación del vector de prueba de MODE-TL, y el individuo de prueba se genera repetidamente hasta que está lejos de cada individuo en el TL en una distancia específica llamada Taboo Radius (T_r). La distancia euclidiana entre el individuo de prueba y cada individuo en TL se calcula en el espacio normalizado de las variables de decisión para aceptar el individuo de prueba. Después de eso, los objetivos y las restricciones se calculan para el individuo de prueba aceptado temporalmente. El individuo de prueba se almacena en la población infantil y se agrega a TL. Después de generar las personas de prueba para todos los individuos objetivo de la población actual, se realiza la clasificación no dominada de las poblaciones combinadas, actual e infantil, seguidas por el cálculo de la distancia de concentración, esto si es necesario y sirve para seleccionar los individuos para la próxima generación (G). Y los mejores individuos NP se utilizan como población en la generación posterior.

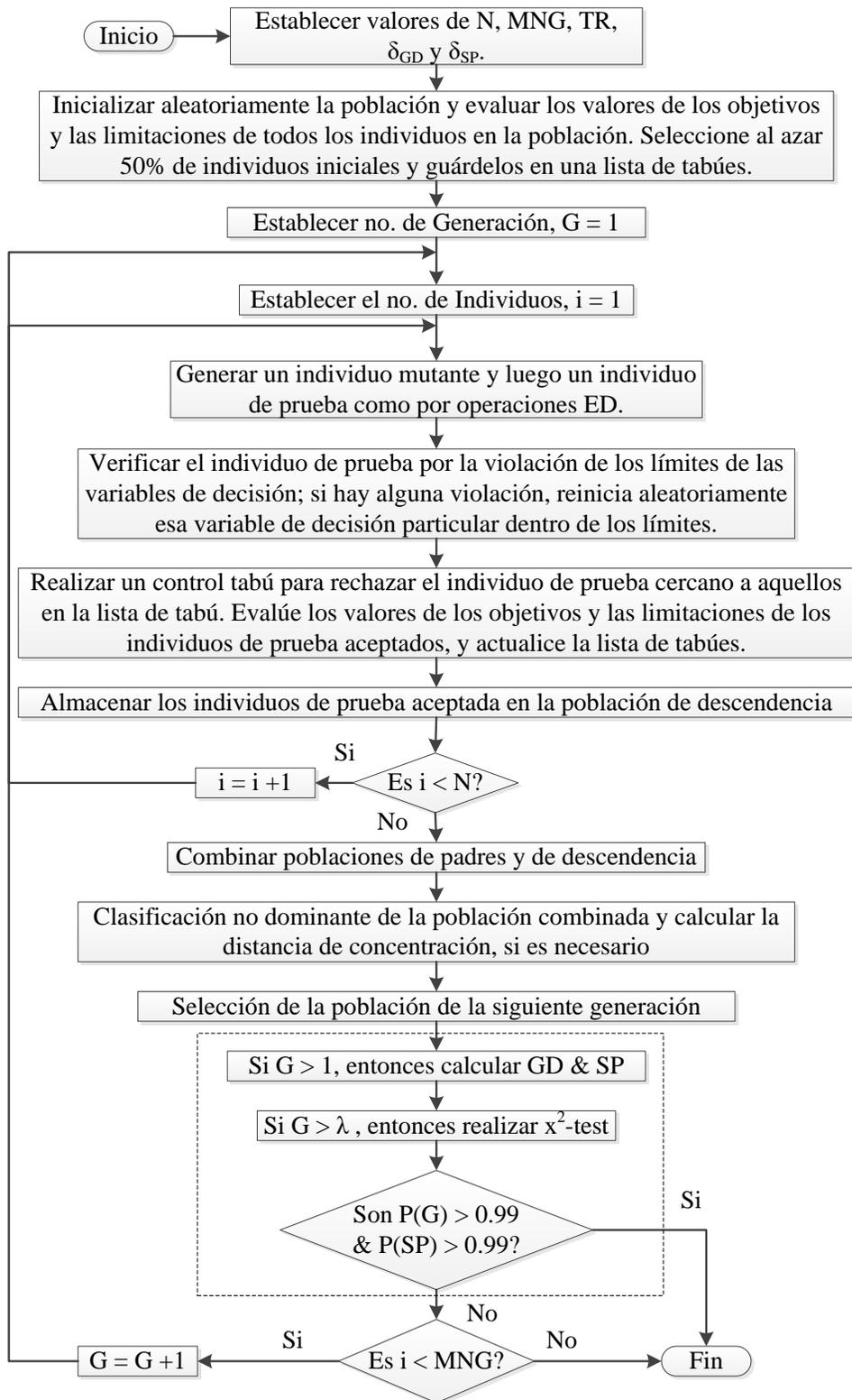


Figura 2.7. Diagrama de flujo del algoritmo I-MODE (Sharma & Rangaiah, 2013).

Además, las técnicas metaheurísticas pueden ser usadas bajo diferentes enfoques como, por ejemplo, una plataforma híbrida, la cual vincula un software Simulador y Microsoft Excel® mediante la implementación de una tecnología de módulo de objetos componentes (COM) (**Figura 2.8**). En sí, se puede implementar una interfaz cliente-servidor basada en tecnología COM. Con la tecnología COM, es posible agregar código para que las aplicaciones se comporten como un servidor de automatización de enlace e incrustación de objetos (OLE). El uso de los métodos de esta biblioteca para inter-operar con otras aplicaciones de Windows (como MS Excel®) requiere el uso de un lenguaje de scripting común, y Visual Basic para Aplicaciones (VBA®). Una interfaz entre MS Excel® y Aspen Plus®, basada en tecnología COM, que utiliza scripts de MS Excel®-VBA® (Birnbaum, 2005) puede ser implementada.

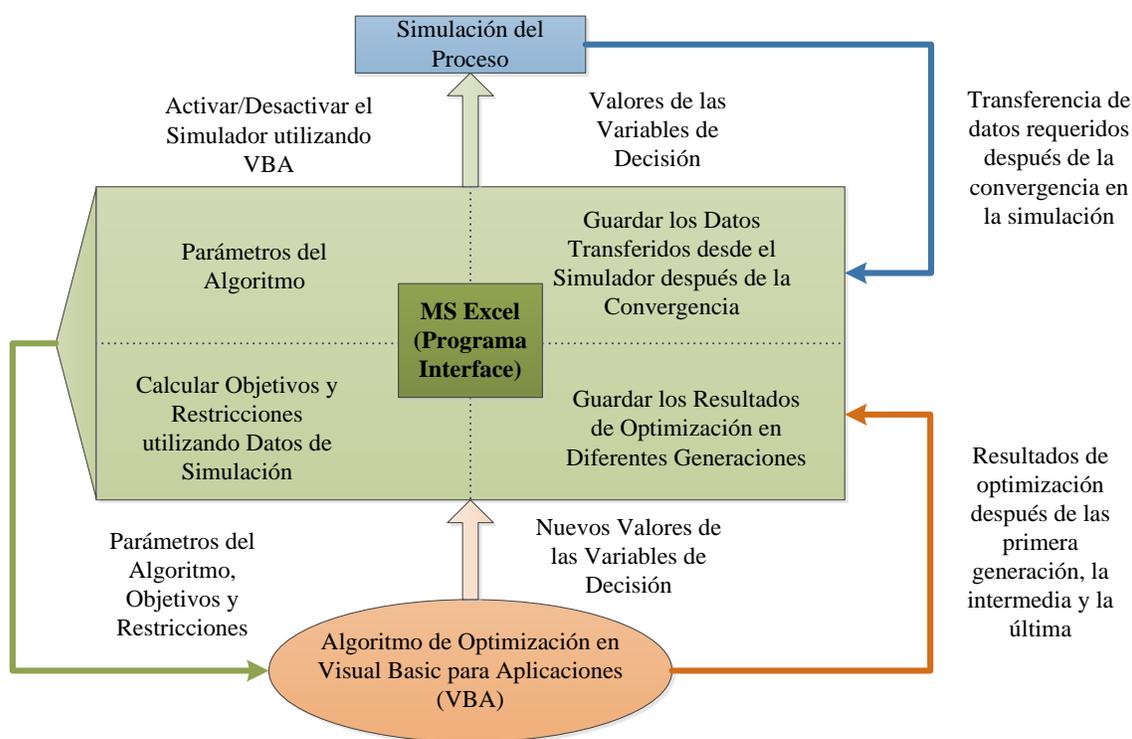


Figura 2.8. Interfaz entre un simulador de procesos y MS Excel®.

En cuanto a la etapa de optimización en una plataforma híbrida, aquí se envía un vector de decisión de variables de diseño desde MS Excel® a Aspen Plus® (por ejemplo). En este simulador de procesos se obtienen cálculos rigurosos para los datos que identifican

un diseño de proceso particular (p. Ej., temperatura y presión en la caldera, fracción dividida en el divisor, etc.) a través de la resolución de los equilibrios de fase junto con el conjunto completo de balances de masa y energía. Estos datos se devuelven desde Aspen Plus® a MS Excel® para el cálculo de las funciones objetivo, los valores obtenidos para las funciones objetivo se evalúan y se generan nuevos vectores de variables de diseño.

Por otra parte, la asignación de recursos y utilidades entre múltiples partes interesadas es un problema fundamental en la planificación social. La asignación a menudo se guía por maximizar la utilidad total. Esta solución, también conocida como enfoque de bienestar social, es intuitiva, pero presenta importantes deficiencias. En particular, este enfoque podría identificar asignaciones óptimas que no son únicas (configuraciones/asignaciones dan el mismo bienestar social) y que capturan de manera inadecuada las escalas (tamaños) de las partes interesadas. Por ejemplo, cuando se distribuye 1 millón de dólares entre dos partes interesadas, la primera asignación da \$990,000 a la primera parte interesada, y \$10,000 a la segunda, esto da el mismo valor que si se asignara \$10,000 y \$990,00, respectivamente. Además, una diferente asignación que aumente el beneficio de la parte interesada más pequeña de \$10,000 a \$20,000 produce una mejora significativa del 100%, en comparación con la reducción del -0.1% de la parte interesada más grande al modificarse de \$990,000 a \$980,000. En resumen, el enfoque del bienestar social carece de la capacidad de captar propiamente las escalas de las partes interesadas a la insatisfacción de algunas partes interesadas. Para mitigar las deficiencias del enfoque de bienestar social, se han reportado diferentes esquemas para la distribución o asignación de recursos entre varios actores; estos se mencionan a continuación:

El esquema de justicia Rawlsiana proporciona el mayor beneficio a los miembros desfavorecidos de los grupos de interés, maximizando así la menor utilidad. Rawls consideró que es justo generar una pérdida razonable de utilidad para los participantes con mayores beneficios, mientras que el que tiene menores beneficios mejora (Rawls, 1971). La asignación Nash se obtiene maximizando el producto de las utilidades, lo que equivale a maximizar la suma de sus logaritmos, lo que naturalmente captura una amplia gama de escalas del sistema y proporciona una solución única (Nash, 1950; Sampat and Zavala, 2019). Estos esquemas se han aplicado en varios sistemas de múltiples partes interesadas, en los

mercados de la electricidad (Zavala y col., 2017), en los adultos mayores de la atención primaria (Mendoza-Alonzo y col., 2020), en el mercado de la energía de carbón (Lee, 2019) y en las redes de distribución de agua (Beygi y col., 2014). Además, para encontrar la mejor solución entre las partes interesadas, se propuso un enfoque para comparar las múltiples distribuciones o asignaciones obtenidas bajo el esquema de Bienestar Social, Bienestar Rawlsiano y Nash (Munguía-López y col., 2019). Este esquema se ha utilizado para la asignación justa en el diseño óptimo de complejos residenciales integrados (Munguía-López y col., 2020), en la síntesis de redes de simbiosis carbono-hidrógeno-oxígeno (Juárez-García y col., 2020), así como en la escasez de agua a nivel macroscópico (Ochoa-Barragán y col., 2021).

PLANTEAMIENTO 1: Integración de Calor en una Planta Industrial

3. INTEGRACIÓN DE CALOR EN UNA PLANTA INDUSTRIAL

3.1. Generalidades

Considerando una planta industrial que demanda servicios externos de calentamiento y enfriamiento, así como necesidades de refrigeración y electricidad. En consecuencia, se pueden instalar máquinas térmicas para satisfacer estos servicios. Entonces, el problema abordado puede enunciarse como sigue. Datos:

- Un conjunto de corrientes de proceso calientes (*HPS*) que requieren enfriamiento desde sus temperaturas de entrada hasta sus temperaturas objetivo; incluso algunos de ellos necesitan ser refrigerados (disminuir su temperatura por debajo de la temperatura ambiente). También se indican las capacidades específicas y los caudales de cada flujo.
- Además, un conjunto de corrientes de proceso frías (*CPS*) que requieren calentamiento con temperaturas de entrada y de destino conocidas, así como capacidades específicas y caudales.
- Un conjunto de máquinas térmicas para interconectar con una HEN y maximizar la reutilización de la energía; el SRC, el ORC y el ciclo AR son las máquinas térmicas requeridas. El SRC produce electricidad, que puede funcionar con diferentes fuentes de energía primaria (energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles). El calor residual disponible en el condensador del SRC puede ser reutilizado por un ORC para generar más electricidad, el ciclo AR es utilizado para generar las necesidades de refrigeración en la HEN.
- Un colector solar para suministrar calor al SRC. Se especifican la capacidad de captación de la radiación solar para cada periodo del año. Así como el número de puestos de trabajo que se pueden generar por cada kJ producido.
- Un conjunto de biocombustibles *B* disponibles para suministrar energía primaria al SRC, incluyendo sus costos unitarios, los *GEI* unitarios para el ciclo de vida completo, la disponibilidad máxima para cada periodo y el número de puestos de trabajo que se pueden generar por kJ producido según cada biocombustible.
- Un conjunto de combustibles fósiles *F* disponibles para suministrar energía primaria al SRC. Para cada combustible fósil, se conoce también el costo unitario, la

disponibilidad máxima, el *GEI* específico general y el número de puestos de trabajo que se pueden generar por kJ producido.

- El agua de enfriamiento utilizada como servicio de enfriamiento se da con temperaturas de suministro y salida conocidas, así como con el costo unitario.

Los coeficientes de película de transferencia de calor para todas las corrientes calientes y frías, los factores de eficiencia y las temperaturas de operación para el SRC y el ORC, el coeficiente de rendimiento (*COP*) y las temperaturas de operación del ciclo AR se obtienen mediante la simulación de las unidades y las máquinas térmicas implicados (intercambiador, SRC, ORC y ciclo AR), que se realiza en el simulador de procesos Aspen Plus®. Por lo tanto, toda la información relacionada con el funcionamiento de las máquinas térmicas se ejecuta y se obtiene del simulador de procesos Aspen Plus®, y una vez terminada esta tarea, los datos se envían a la plataforma de optimización determinista (es decir, GAMS®) con el fin de utilizar datos más precisos y obtener mejores resultados.

Es importante mencionar que el objetivo económico consiste en maximizar la ganancia total anual (*TAP*), mientras que el objetivo medioambiental está orientado a minimizar las emisiones netas de gases de efecto invernadero (*NGHGE*), y finalmente el objetivo social aborda la maximización del número de puestos de trabajo que puede generar la implantación del proyecto propuesto (*NJOBS*). Además, las soluciones óptimas pueden determinar un conjunto de decisiones clave como la implementación de un colector solar, la configuración óptima de la HEN, la potencia producida, las capacidades de las máquinas térmicas, la cantidad de energía intercambiada por cada planta, etc. La selección de los fluidos de trabajo óptimos del ciclo ORC y AR se realiza mediante modelos disyuntivos, que se presentan en el modelo determinista. Hay que tener en cuenta que se requiere un estudio previo para determinar los potenciales fluidos de trabajo para operar el ORC, que se puede llevar a cabo teniendo en cuenta los niveles de temperatura de las *HPS* y *CPS*.

El problema general considerado en este trabajo se representa en la **Figura 3.1**. Las fuentes de energía primaria sólo se suministran al SRC, que produce electricidad y vapor de baja presión (*LPS*). Este vapor puede ser dividido para ser suministrado al evaporador perteneciente al ORC, así como puede ser suministrado al ciclo AR (para satisfacer las demandas de refrigeración de las *HPS* en la HEN) y finalmente puede ser reutilizado como

utilidad caliente en la HEN. Además, las *HPS* dentro de la HEN pueden transferir su exceso de calor al ciclo AR y al ORC. Por último, la configuración propuesta considera que el *CPS* puede recibir energía procedente del ORC.

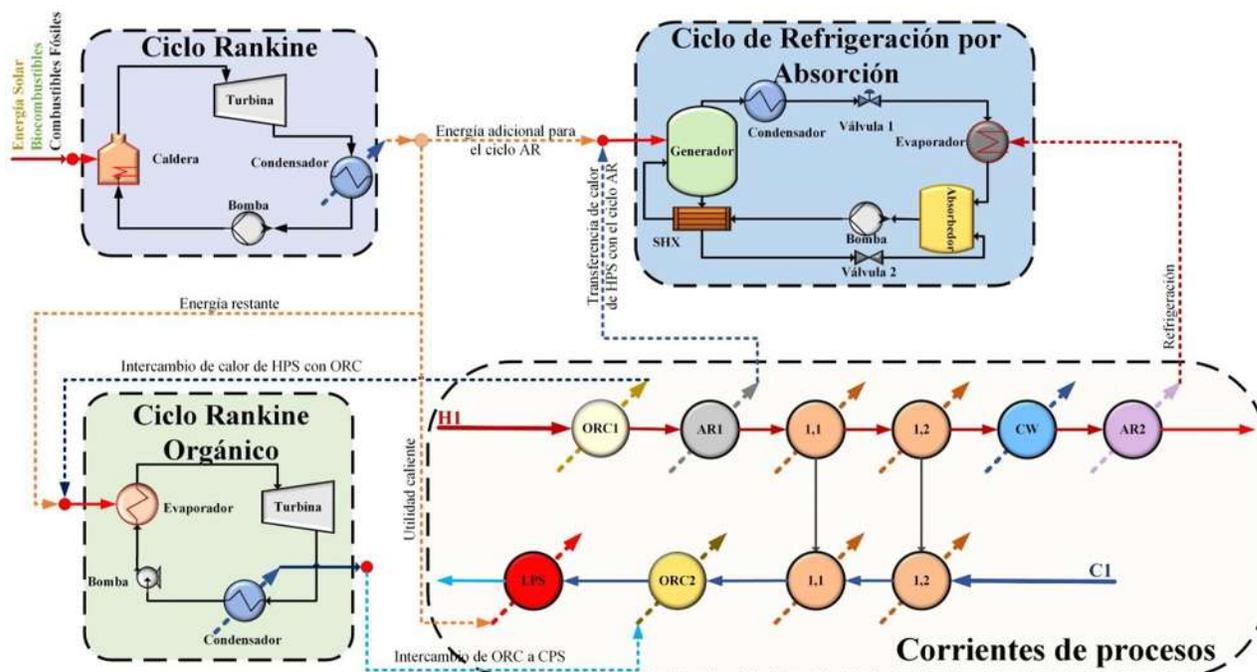


Figura 3.1. Representación esquemática del sistema integrado propuesto y el método de solución.

3.2. Metodología

La metodología propuesta consiste en una estrategia de optimización metaheurística-determinista. Donde, la optimización metaheurística es implementada para las máquinas térmicas (SRC, ORC y ciclo AR) considerando el uso del algoritmo I-MODE (Evolución Diferencial Multi-Objetivo Mejorado) (Sharma y Rangaiah, 2013), y la tecnología de módulo de objeto componente (COM) se implementa para establecer un vínculo entre Aspen Plus® y Microsoft Excel® (Ponce-Ortega y Hernández-Pérez, 2019). Con la tecnología COM, es posible agregar código para que las aplicaciones se comporten como un servidor de automatización de enlace de objetos e incrustación (OLE) donde se utiliza Visual Basic para Aplicaciones (VBA) para interactuar con otras aplicaciones. Posteriormente, se establece la iteración entre optimización determinista (GAMS®) y optimización metaheurística; GAMS® resuelve el modelo matemático (basado en una superestructura) que describe todas las interconexiones energéticas entre la HEN y las máquinas térmicas mientras que la

optimización metaheurística resuelve la parte altamente no convexa que se encuentra en los modelos termodinámicos.

Por otro lado, la **Figura 3.2** representa la implementación del SRC y la **Figura 3.3** muestra el ORC en Aspen Plus®. Mientras que, para el ciclo AR se propone el modelo que se muestra en la **Figura 3.4**, donde los supuestos y secuencia de cálculo para el ciclo AR se resumen en la **Tabla 3.1**. Los componentes básicos (bombas, válvulas, etc.) se modelan seleccionando el bloque equivalente en Aspen Plus®. Y los modelos termodinámicos seleccionados en Aspen Plus® son los siguientes:

- ✓ Tablas de vapor NBS (STEAMNBS) para el SRC (AspenTech, 2013).
- ✓ Ecuación de estado Peng-Robinson para ORC (recomendado para aplicaciones de hidrocarburos) (AspenTech, 2013).
- ✓ El método de propiedad PR-BM para el ciclo AR (Ecuación de Estado de Peng-Robinson modificada por Boston-Mathia) (Mansouri y col., 2015).

Además, las eficiencias utilizadas para la optimización son: $\eta_{t, isentropic} = 0.9$ para las turbinas y $\eta_p = 0.8$ para las bombas.

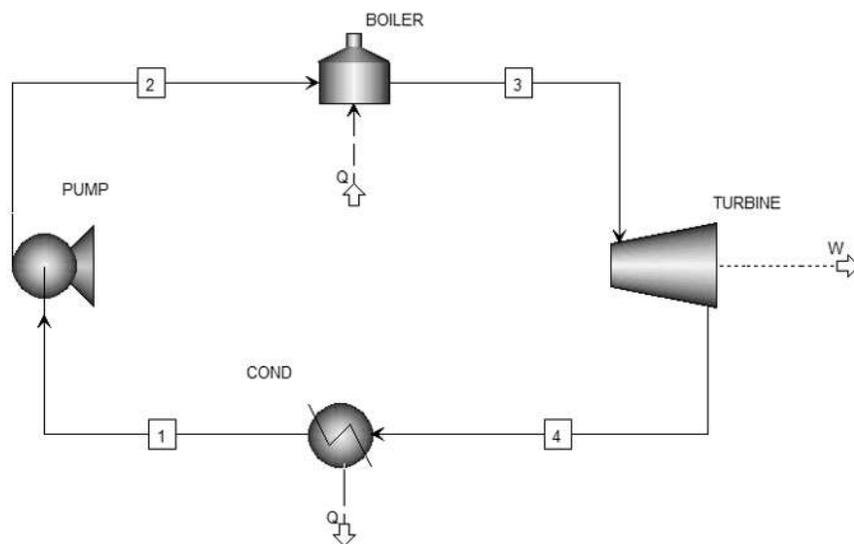


Figura 3.2. Ciclo Rankine de vapor (SRC) en Aspen plus®.

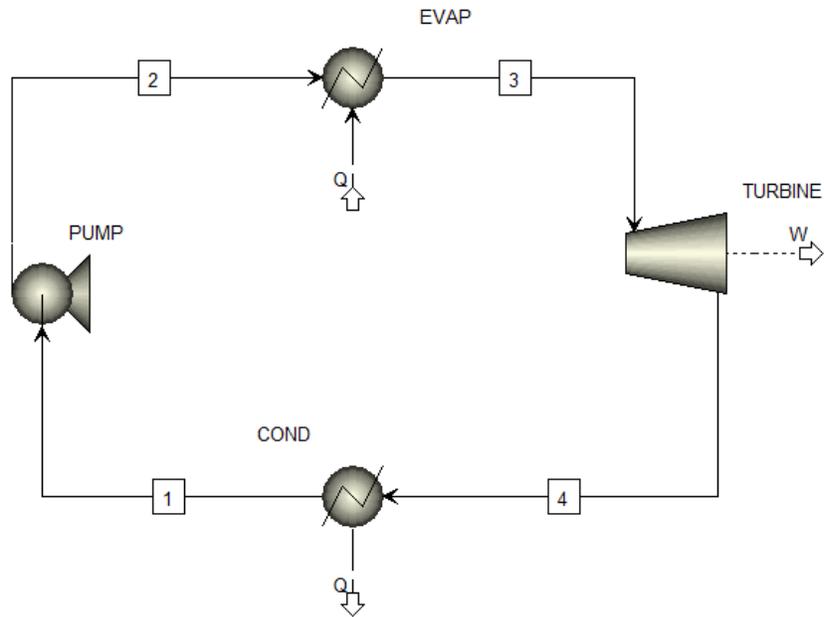


Figura 3.3. Ciclo de Rankine orgánico (ORC) en Aspen plus®.

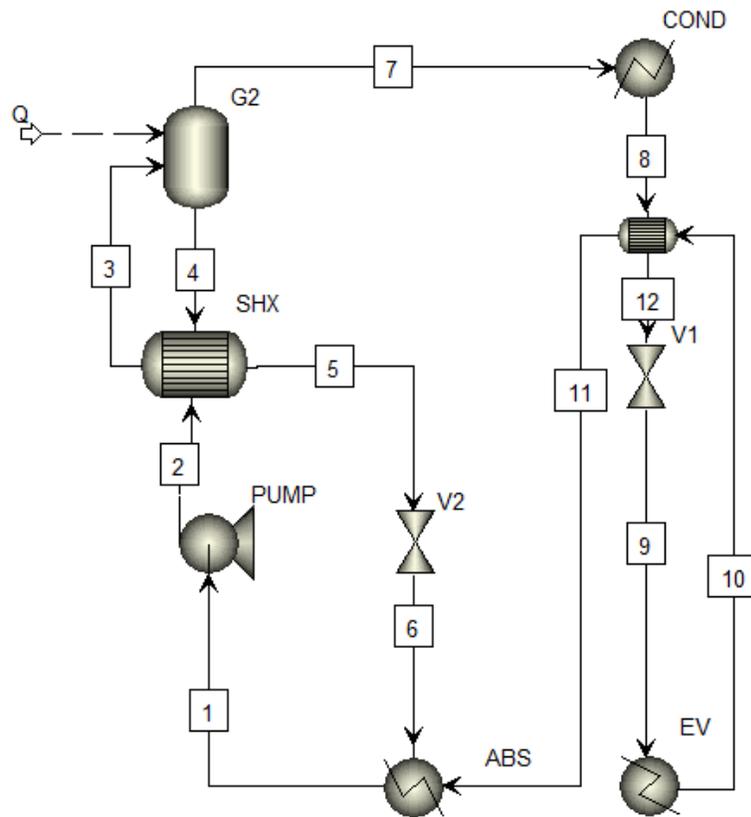


Figura 3.4. Ciclo de refrigeración por absorción (AR) en Aspen plus®.

Tabla 3.1. Secuencia de cálculo para el ciclo AR.

Etapas	Suposición
1	Líquido saturado
2	Determinado por el modelo de bomba de solución
3	Determinado por el modelo SHX
4 y 7	Líquido saturado, vapor saturado; la relación de caudal másico entre los estados 4 y 7 está determinada por la temperatura del calor residual disponible.
5	Determinado por el modelo SHX
6	Determinado por el modelo de válvula de solución 2
8	Determinado por el modelo de condensador (líquido saturado)
9	Determinado por el modelo de la válvula de refrigerante 1
10	Determinado por el modelo de evaporador
11 y 12	Determinado por el modelo de intercambiador de calor vapor-líquido

3.2.1. Procedimiento de Solución

El enfoque de solución propuesto (**Figura 3.5**) implica una estrategia híbrida de optimización metaheurística-determinista, que se describe a continuación:

La optimización metaheurística implementada para las máquinas térmicas, inicia cuando, se envía un vector de decisión de variables de diseño desde MS Excel® a Aspen Plus® (por ejemplo, temperaturas, presiones, caudales másicos, etc.) donde se obtienen cálculos rigurosos para los datos de diseño de las máquinas térmicas considerando métodos rigurosos para las propiedades termodinámicas. Los datos se devuelven desde Aspen Plus® a MS Excel® para calcular las funciones objetivo del modelo metaheurístico, que se evalúan y se generan nuevos vectores de variables de diseño. Después del máximo número de generaciones (MNG), se selecciona la mejor solución para cada máquina térmica y se envían variables (eficiencias, rendimiento, temperaturas de operación, presión de operación, etc.) a la plataforma de optimización determinista. En GAMS® se evalúa la función objetivo del modelo determinista y se obtienen los resultados de las máquinas térmicas, la configuración óptima, los ingresos y los costos de la integración de calor. Los resultados de las máquinas térmicas (calor suministrado, producción de electricidad, cantidad de utilidades de calor, frío y refrigeración, etc.) se seleccionan y se reenvían a la plataforma metaheurística. Finalmente, tras varias iteraciones entre la optimización metaheurística y la optimización determinista, se

obtiene la convergencia (última iteración) del procedimiento general de solución cuando la diferencia entre las variables de decisión (eficiencias, temperaturas, coeficientes de rendimiento, etc.) es mínima respecto a la iteración anterior.

Cabe señalar que los ciclos SRC, ORC y AR se optimizan secuencialmente utilizando la estrategia metaheurística, ya que la optimización simultánea para las máquinas térmicas genera problemas de alta convergencia; por lo tanto, los resultados se analizan por separado.

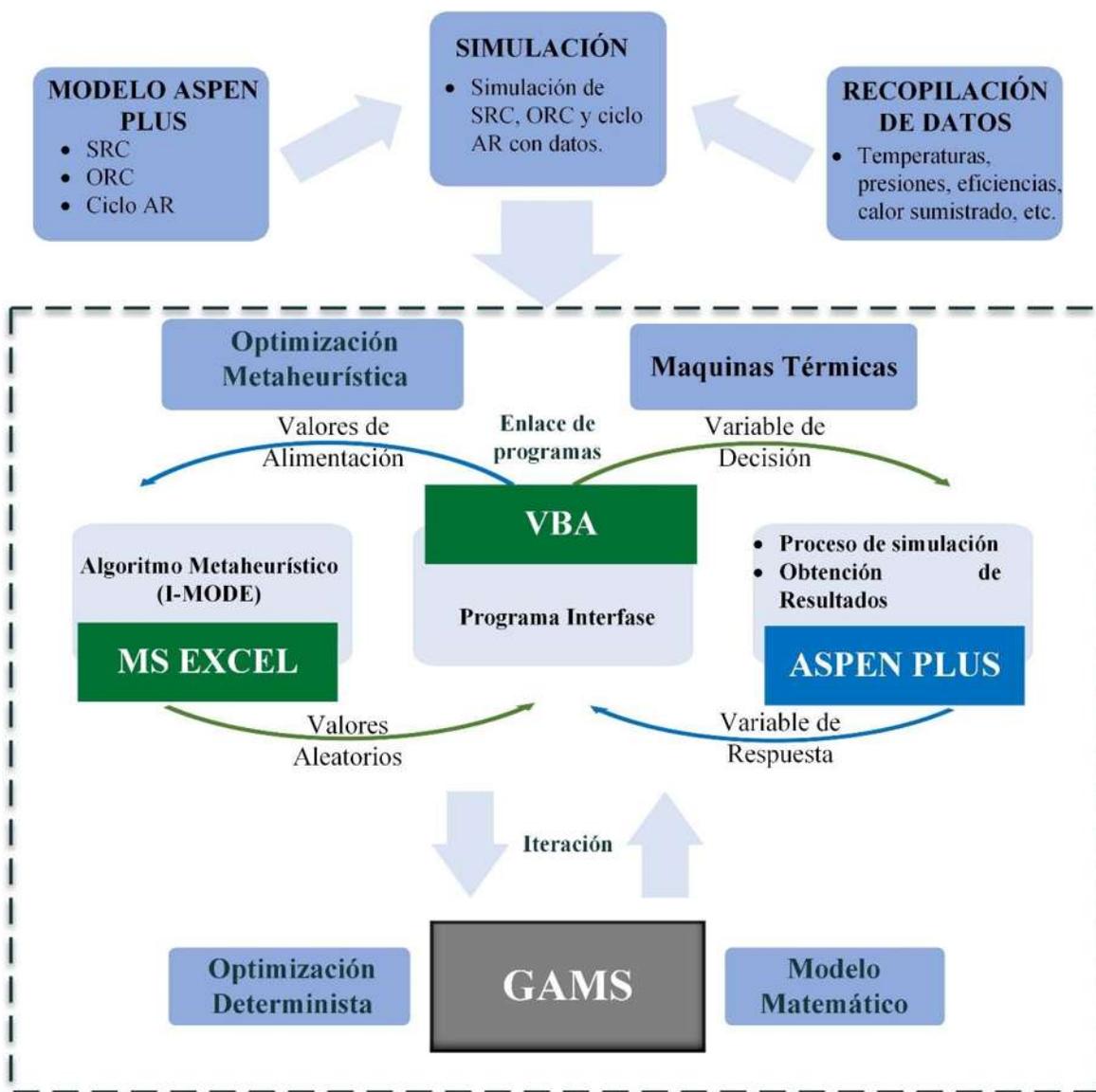


Figura 3.5. Enfoque de solución propuesto.

3.2.2. Modelo determinista

Para comprender el modelo determinista, primero se definen los conjuntos utilizados en la formulación matemática. Los conjuntos que representan corrientes de proceso calientes, corrientes de proceso frías y etapas internas en la superestructura son *HPS*, *CPS* y *ST*; el índice *i* se usa para el *HPS*, *j* denota *CPS* y el índice *k* se usa para las etapas internas de la superestructura. Los conjuntos *G* y *H* se utilizan para los fluidos de trabajo disponibles para operar el ORC y los sistemas disponibles para el ciclo AR; el índice *g* representa los fluidos orgánicos y *h* es el sistema utilizado por el ciclo AR. Los conjuntos *F*, *B* y *T* denotan combustibles fósiles, biocombustibles y períodos de tiempo (meses); Los índices *f*, *b* y *t* se utilizan para indicar combustibles fósiles, biocombustibles y meses.

La formulación matemática se basa en la superestructura propuesta en la **Figura 3.6**. Esta figura muestra que las *HPS* pueden transferir calor al ORC y al ciclo AR, también las *HPS* intercambian calor con las *CPS* en cada una de las etapas internas. Posteriormente, se coloca un conjunto de enfriadores para disminuir las temperaturas de las *HPS*. Además, si cualquier *HPS* requiere una temperatura objetivo por debajo de la temperatura ambiente (es decir, es necesario refrigerar estas *HPS*); luego, hay un conjunto de unidades AR2 para satisfacer esta demanda. Además, se considera el intercambio de calor entre *CPS*, el ORC y la utilidad de calor proporcionada por el SRC para lograr las temperaturas deseadas asociadas a las *CPS*.

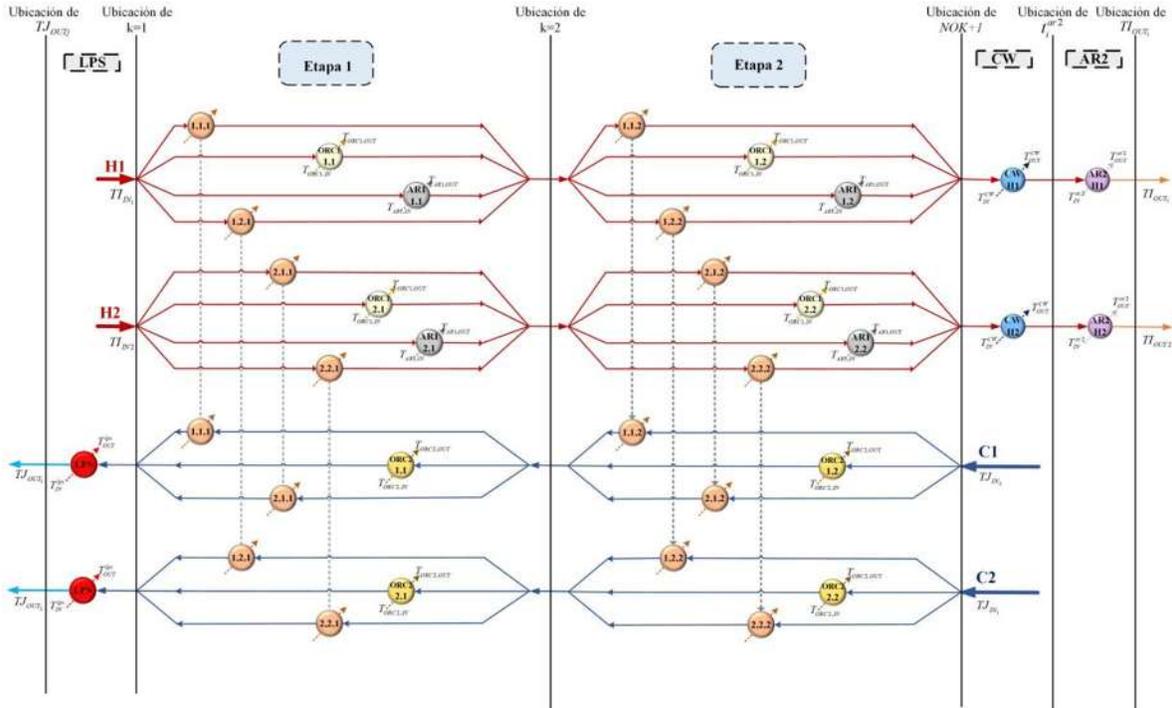


Figure 3.6. Superestructura propuesta para el sistema energético integrado.

Las siguientes ecuaciones describen la representación matemática de la **Figura 3.6**, y se subdivide en las siguientes secciones: primero se presentan las relaciones asociadas con el modelo HEN, luego el modelo para la selección óptima de los fluidos de trabajo, luego el modelo asociado con los ciclos termodinámicos, y finalmente las funciones objetivo.

3.2.2.1. Balance de energía total para las corrientes del proceso

La carga de energía total contenida por cada HPS_i se transfiere en las etapas internas k CPS_j ($q_{i,j,k}$), al SRC ($q_{i,k}^{src}$), al ORC ($q_{i,k}^{orc}$), y al ciclo AR ($q_{i,k}^{ar1}$) como en las etapas externas al agua fría (q_i^{cw}) y finalmente los requisitos de refrigeración (q_i^{ar2}),

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

Del mismo modo, el calor total requerido por cada CPS_j se obtiene a través del intercambio de energía con cualquier HPS_i y el ORC ($q_{j,k}^{orc2}$) en todas las etapas internas, así como la energía recibida del SRC (q_j^{lps}),

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

3.2.2.2. Balance energético para etapas internas

Además, se requieren balances de energía para las etapas internas con el fin de calcular las temperaturas internas. Por lo tanto, las siguientes relaciones permiten calcular las temperaturas internas para HPS y CPS ,

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

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

3.2.2.3. Balance energético para etapas externas

Los requisitos de enfriamiento para HPS se logran a través del agua fría y mediante el ciclo AR. Estos se expresan de la siguiente manera:

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

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

Cabe señalar que a través de las relaciones anteriores se puede calcular la temperatura en el último borde de las etapas ($t_{i,NOk+1}$), internas, así como la temperatura antes de la refrigeración (t_i^{ar2}).

Del mismo modo, para que CPS logre las temperaturas objetivo, pueden usar la utilidad de calor externa,

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

3.2.2.4. Asignación de temperatura para los bordes extremos de las etapas internas.

Nótese que, de acuerdo a la superestructura propuesta, la temperatura de entrada de cada *HPS* corresponde a la temperatura en el primer borde,

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

Mientras que para *CPS* sus temperaturas de entrada son las mismas que la temperatura en la última frontera de las etapas internas,

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

3.2.2.5. Restricciones para la viabilidad de la temperatura en la superestructura.

Dado que el lado izquierdo de la superestructura corresponde a la parte más caliente; mientras que el lado derecho es la zona más fría; las temperaturas involucradas en la superestructura deben tener una reducción monotónica de izquierda a derecha y se necesitan las siguientes relaciones,

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

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

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

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

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

3.2.2.6. Existencia de los 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; de lo contrario, si no se requiere el intercambiador, z es igual a cero). Por lo tanto, las siguientes relaciones lógicas se incluyen en la formulación, donde la existencia o no de todas las unidades de intercambio de calor se determina de la siguiente manera:

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

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

$$q_{i,k}^{orc1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{orc1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.18)$$

$$q_{i,k}^{ar1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{ar1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.20)$$

$$q_i^{cw} - Q_i^{\max} z_i^{cw} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (3.21)$$

$$q_i^{ar2} - Q_i^{\max} z_i^{ar2} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (3.22)$$

$$q_j^{lps} - Q_j^{\max} z_j^{lps} \leq 0, \quad \forall j \in CPS \quad (3.25)$$

donde $Q_{i,j}^{\max}$ puede aproximarse a la mayor carga de calor entre HPS_i y CPS_j mientras que la carga de calor total para HPS_i se puede usar como $Q_{i,k}^{\max}$ y Q_i^{\max} finalmente la carga de calor total para CPS_j se puede usar como $Q_{j,k}^{\max}$ y Q_j^{\max} .

3.2.2.7. Viabilidad de las diferencias de temperatura.

Además del cumplimiento de las relaciones anteriores para determinar la existencia de cada unidad de intercambiador 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 de temperatura mínima debe cumplirse en ambos lados de cada intercambiador incluido en la superestructura; 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,

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

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

$$dt_{i,k}^{src} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{src} + \Delta T_i^{src \max} (1 - z_{i,k}^{src}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.28)$$

$$dt_{i,k+1}^{src} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{src} + \Delta T_i^{src \max} (1 - z_{i,k}^{src}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.29)$$

$$dt_{i,k}^{orc1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.30)$$

$$dt_{i,k+1}^{orc1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.31)$$

$$dt_{i,k}^{ar1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.32)$$

$$dt_{i,k+1}^{ar1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.33)$$

$$dt_i^{cw-1} \leq t_{i,NOK+1} - T_{OUT}^{cw} + \Delta T_i^{cwmax} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.34)$$

$$dt_i^{cw-2} \leq t_i^{ar2} - T_{IN}^{cw} + \Delta T_i^{cwmax} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.35)$$

$$dt_i^{ar2-1} \leq t_i^{ar2} - T_{OUT}^{ar2} + \Delta T_i^{ar2max} (1 - z_i^{ar2}), \quad \forall i \in HPS \quad (3.36)$$

$$dt_{j,k}^{orc2} \leq T_{IN}^{orc2} - t_{j,k} + \Delta T_j^{orc2max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.37)$$

$$dt_{j,k+1}^{orc2} \leq T_{OUT}^{orc2} - t_{j,k+1} + \Delta T_j^{orc2max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.38)$$

$$dt_j^{lps-2} \leq T_{OUT}^{lps} - t_{j,1} + \Delta T_j^{lpsmax} (1 - z_j^{lps}), \quad \forall j \in CPS \quad (3.39)$$

Cabe señalar que no se requiere la relación para incluir el lado derecho de las unidades AR2, ni para el lado izquierdo de las unidades LPS, debido a que las temperaturas involucradas en estos lados particulares están resueltas por el problema.

Después, se especifica que todas las diferencias de temperatura; deben ser mayores que la diferencia mínima de temperatura. Para esto se requieren las siguientes restricciones lógicas:

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

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{src}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.41)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.42)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{ar1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.43)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.44)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-2}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.45)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{ar-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (3.46)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{j,k}^{orc-2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.47)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_j^{lps-2}, \quad \forall j \in CPS \quad (3.48)$$

3.2.2.8. Selección óptima de fluidos de trabajo.

En esta sección se aborda 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. Aquí, es importante señalar que en cada solución óptima se determina si se requiere o no el ORC; mientras que el ciclo AR siempre es necesario debido a que la metodología propuesta considera la existencia de requisitos de refrigeración.

3.2.2.9. Selección óptima del fluido de trabajo para ORC

El siguiente modelo disyuntivo establece que, si se requiere el ORC, generará un valor para la producción de energía mayor que cero. Además, hay un conjunto de fluidos de trabajo disponibles para ser utilizados por la ORC; así, cuando existe el ORC, debe seleccionarse el fluido de trabajo óptimo para ejecutarlo. En este sentido, cada fluido de trabajo tiene un valor característico para el factor de eficiencia, así como temperaturas operativas 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. Finalmente, se considera el escenario donde el ORC no existe y todos los parámetros mencionados anteriormente se establecen como cero. Lo anterior matemáticamente se representa mediante la siguiente disyunción:

$$\left[\begin{array}{c} Y^{orc} \\ Power^{orc} \geq 0 \\ \left[\begin{array}{c} W_1^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_1^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,1}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,1}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,1}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,1}^{orc2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} W_2^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_2^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,2}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,2}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,2}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,2}^{orc2} \end{array} \right] \vee \dots \vee \left[\begin{array}{c} W_g^{orc} \\ \mu^{orc} = \mu_g^{orc} \\ T_{IN}^{orc1} = T_{IN,g}^{orc1} \\ T_{OUT}^{orc1} = T_{OUT,g}^{orc1} \\ T_{IN}^{orc2} = T_{IN,g}^{orc2} \\ T_{OUT}^{orc2} = T_{OUT,g}^{orc2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} Y^{orc} \\ Power^{orc} = 0 \\ \mu^{orc} = 0 \\ T_{IN}^{orc1} = 0 \\ T_{OUT}^{orc1} = 0 \\ T_{IN}^{orc2} = 0 \\ T_{OUT}^{orc2} = 0 \end{array} \right] \end{array} \right]$$

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

Por otro lado, la disyunción previa se transforma en un conjunto de relaciones algebraicas a través de la técnica del *convex Hull* (Ponce-Ortega y col., 2008). En este sentido, cada variable booleana está asociada a una variable binaria para llevar a cabo la reformulación adecuada. Por lo tanto, cuando la variable booleana es verdadera, la variable binaria asociada se establece como uno; de lo contrario, si la variable booleana es falsa, la variable binaria debe establecerse como cero. Entonces, la siguiente relación lógica establece que cuando se requiere el ORC, se debe seleccionar un fluido de trabajo; de lo contrario, si no se requiere el ORC, no se activa ningún fluido de trabajo,

$$y^{orc} = \sum_{g \in G} w_g^{orc} \quad (3.49)$$

La siguiente relación establece que, si existe el ORC, la cantidad de electricidad producida debe ser inferior a un límite superior ($Power^{orc_Max}$),

$$Power^{orc} \leq Power^{orc_Max} y^{orc} \quad (3.50)$$

Además, el factor de eficiencia elegido se obtiene a través de la siguiente relación,

$$\mu^{orc} = \sum_{g \in G} \mu_g^{orc} w_g^{orc} \quad (3.51)$$

Debe notarse que solo se puede seleccionar un fluido de trabajo (ecuación (3.49)). Y en torno a la seleccionar las cuatro temperaturas involucradas en el ORC se emplean el mismo tipo de relaciones matemáticas,

$$T_{IN}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (3.52)$$

$$T_{OUT}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (3.53)$$

$$T_{IN}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (3.54)$$

$$T_{OUT}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (3.55)$$

Además, las siguientes relaciones establecen que, si se requiere el ORC, entonces puede ser posible el intercambio de calor entre el ORC con *HPS* y *CPS*; en el otro caso, si el ORC no existe, entonces se elimina la posibilidad del intercambio de calor con ORC

$$y^{orc} \geq z_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (3.56)$$

$$y^{orc} \geq z_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (3.57)$$

3.2.2.10. Selección óptima del sistema para ciclo AR

Este trabajo considera la selección óptima del sistema para operar el ciclo AR. Para llevar a cabo esta tarea, 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),

$$\left[\begin{array}{c} Y_1^{ar} \\ COP^{ar} = COP_1^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,1}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,1}^{ar2} \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} Y_2^{ar} \\ COP^{ar} = COP_2^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,2}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,2}^{ar2} \end{array} \right] \vee \dots \vee \left[\begin{array}{c} Y_h^{ar} \\ COP^{ar} = COP_h^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,h}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,h}^{ar2} \end{array} \right]$$

La disyunción anterior se emplea para la selección el sistema óptimo entre un conjunto de sistemas disponibles. Cada sistema disponible tiene un valor característico para COP_h^{ar} , y según el sistema, cambia los valores de las temperaturas de entrada y salida para las unidades AR2 ($T_{IN,h}^{ar2}$ y $T_{OUT,h}^{ar2}$, respectivamente). Cabe señalar que las temperaturas anteriores afectan drásticamente la temperatura más baja que puede lograr el HPS.

Cuando el modelo disyuntivo anterior se reformula en un conjunto de ecuaciones algebraicas, obtiene las siguientes relaciones lógicas. En primer lugar, se debe elegir un sistema,

$$\sum_{h \in H} y_h^{ar} = 1 \quad (3.58)$$

Luego, las temperaturas de COP, entrada y salida para la operación del ciclo AR se seleccionan de acuerdo con el sistema seleccionado,

$$COP^{ar} = \sum_{h \in H} COP_h^{ar} y_h^{ar} \quad (3.59)$$

$$T_{IN}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{IN,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (3.60)$$

$$T_{OUT}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{OUT,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (3.61)$$

3.2.2.11. Ciclos termodinámicos y sus interacciones.

Para modelar la operación del ciclo AR, se considera un COP; mientras que el modelado para ciclos termodinámicos se realiza a través de factores de eficiencia (μ). Además, en esta sección se establece que el calor disponible en el condensador en el SRC (calor residual) se puede utilizar en el ciclo ORC, AR y en la HEN.

3.2.2.12. Modelado para el SRC

El balance de energía para todas las fuentes de energía externas suministradas a la caldera colocada en el SRC se indica de la siguiente manera:

$$Q^{External} = Q_t^{Solar} + \sum_{b \in B} Q_{b,t}^{Biofuel} + \sum_{f \in F} Q_{f,t}^{Fossil}, \quad \forall t \in T \quad (3.62)$$

donde $Q^{External}$ representa la energía total proporcionada al SRC.

Luego, 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 externa proporcionada al ciclo en electricidad.

$$Power^{src} = Q^{External} \mu^{src} \quad (3.63)$$

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

$$Q^{src_mps} = Q^{orc_mps} + Q^{ar_mps} + \sum_{j \in CPS} q_j^{lps} \quad (3.64)$$

El balance de energía general para el SRC establece que la energía total suministrada al ciclo ($Q^{External}$) se convierte en electricidad ($Power^{src}$) o se puede enviar a otros subsistemas (Q^{src_mps}), así como también se considera la posible transferencia de calor al agua de refrigeración. (Q^{src_cw}),

$$Q^{External} = Power^{src} + Q^{src_mps} + Q^{src_cw} \quad (3.65)$$

Cabe señalar que el peor escenario para el calor residual es la transferencia de calor con agua fría, ya que esta opción genera un costo operativo (costo del agua de enfriamiento) y no se aprovecha para aplicaciones relevantes.

3.2.2.13. Modelado para el ORC

De acuerdo con el esquema propuesto, el ORC puede recibir calor proveniente del SRC (Q^{orc_mps}), así como también tiene en cuenta la transferencia de calor del HPS al ORC $q_{i,k}^{orc1}$. Luego, para determinar la potencia producida por el ORC ($Power^{orc}$), considera el factor de eficiencia (μ^{orc}) de la siguiente manera,

$$Power^{orc} = \left(Q^{orc_mps} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} \right) \mu^{orc} \quad (3.66)$$

Además, el calor residual (disponible en el condensador del ORC) puede ser utilizada por el CPS ($q_{j,k}^{orc2}$) o puede transferirse al agua fría (Q^{orc-cw}),

$$Q^{orc_mps} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} = Power^{orc} + \sum_{j \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{j,k}^{orc2} + Q^{orc-cw} \quad (3.67)$$

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

3.2.2.14. Modelado 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 el exceso de calor del HPS ($q_{i,k}^{ar1}$), así como por la energía disponible en el condensador del SRC (Q^{ar_mps}). Este balance de energía también considera un COP (que depende del sistema elegido) como factor para describir la conversión de energía entre el calor proporcionado y el enfriamiento obtenido; por lo tanto, es necesaria la siguiente expresión matemática;

$$\frac{\sum_{i \in HPS} q_i^{ar2}}{COP^{ar}} = \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ar1} + Q^{ar_mps} \quad (3.68)$$

3.2.2.15. Máxima producción de energía.

Antes del proceso de optimización, debe analizarse y determinarse la generación de energía máxima deseada (es decir, la electricidad máxima que será producida por el SRC y el ORC), que puede obtenerse a través de un estudio considerando los propios requisitos de electricidad del proyecto y la cantidad máxima de energía que se puede vender a otras industrias o gobiernos locales. Esta restricción se modela de la siguiente manera:

$$Power^{src} + Power^{orc} \leq Power^{Max} \quad (3.69)$$

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

3.2.2.16. Tamaño óptimo para el colector solar y máxima disponibilidad para biocombustibles.

Las fuentes de energía externas para proporcionar los requisitos de energía externa 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, se debe determinar su área óptima. Además, una limitación importante que debe considerarse para el uso de biocombustibles es la variación para su producción durante el año.

3.2.2.17. Tamaño óptimo para el colector solar.

Si se requiere un colector solar en la solución óptima, su tamaño óptimo debe determinarse mediante la siguiente relación. Esta ecuación también determina la energía solar total proporcionada al sistema (Q_t^{Solar}). Cabe señalar que, si la energía solar total requerida en la solución óptima es cero, significa que no es necesario instalar el colector solar,

$$Q_t^{Solar} \leq Q_t^{Useful_Solar} A_c^{Solar} \frac{1}{D_t}, \quad \forall t \in T \quad (3.70)$$

donde $Q_t^{Useful_Solar}$ representa la energía solar útil para la radiación solar disponible en la ubicación específica donde se puede instalar el colector solar (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.

3.2.2.18. Disponibilidad máxima para biocombustibles

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

$$Q_{b,t}^{Biofuel} \leq \frac{Heating_b^{Power} Avail_{b,t}^{Max}}{D_t}, \quad \forall b \in B, t \in T \quad (3.71)$$

donde $Heating_b^{Power}$ representa la potencia de calentamiento para biocombustible b y $Avail_{b,t}^{Max}$ indica la cantidad máxima de biocombustible b disponible en el período t .

3.2.2.19. Funciones objetivo

El problema propuesto es un modelo MINLP de objetivos múltiples que considera simultáneamente cuestiones económicas, ambientales y sociales (que son criterios importantes incluidos en la sostenibilidad). Por lo tanto, el objetivo económico consiste en la maximización del *TAP*; considerando que el objetivo medioambiental contabilizado en la metodología propuesta es la minimización del *GEI* neto, y finalmente el objetivo social es maximizar los empleos generados por el proyecto,

$$OF = \{Max \ TAP; Min \ NGHGE^{Overall}; Max \ Jobs\} \quad (3.72)$$

Dado que las dos primeras funciones objetivas (*Max TAP*, *Min NGHGE^{Overall}*) se contradicen entre sí; el número de empleos que puede crear el proyecto juega un papel importante para los tomadores de decisiones y los gobiernos locales involucrados en el proyecto.

3.2.2.20. Función objetivo económica

La función del objetivo económico consiste en maximizar la ganancia, que incluye el *RSP* (ingresos provenientes de la venta de energía) y *TCR* (crédito fiscal), menos el *CaC* (costo de capital), *FiC* (costo fijo), *OC* (costo operativo) y *ESC* (costo de las fuentes de energía):

$$Max \ profit = RSP + TCR - CaC - FiC - OC - ESC \quad (3.73)$$

Estos términos se describen a continuación:

Ingresos por la venta de energía (*RSP*). Los principales beneficios económicos se obtienen mediante la venta de la energía generada por el SRC y el ORC,

$$RSP = H_y D^{sh} (GaPow^{src} Power^{src} + GaPow^{orc} Power^{orc}) \quad (3.74)$$

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, $GaPow^{src}$ y $GaPow^{orc}$ representan las ganancias unitarias por la venta de energía producida en el SRC y ORC. Estas ganancias unitarias se determinan considerando el precio unitario de la energía, así como los costos unitarios de producción de energía para el SRC ($PPCost^{src}$) y el ORC ($PPCost^{orc}$), respectivamente,

$$GaPow^{src} = SuP^{Power} - PPCost^{src} \quad (3.75)$$

$$GaPow^{orc} = SuP^{Power} - PPCost^{orc} \quad (3.76)$$

Créditos fiscales (TCR). Recientemente, varios gobiernos han promovido el uso de energías más limpias a través de créditos fiscales. En base a esto, el proyecto puede obtener créditos fiscales para el uso de energía solar, biocombustibles e incluso algunos combustibles fósiles (debido a que algunos de ellos reducen el *GEI* con respecto al carbón),

$$TCR = H_Y \left\{ \begin{aligned} & R^{Solar} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [R_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] \\ & + \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [R_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] \end{aligned} \right\} \quad (3.77)$$

Donde R^{Solar} , $R_b^{Biofuel}$ y R_f^{Fossil} representan los créditos fiscales unitarios para energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles, respectivamente.

Costos de capital (CaC). Los costos de capital incluidos son el costo de capital para el ciclo AR y los costos de capital para todas las unidades de intercambiador de calor que se muestran en la **Figura 3.6**. En este orden, la metodología propuesta utiliza la aproximación de Chen (1987) para determinar la diferencia de temperatura media logarítmica para las unidades de intercambio de calor; y así, evitar términos logarítmicos en el modelo de optimización; los cuales representan cierta complejidad durante la etapa de optimización.

$$\begin{aligned}
C_{ac} = k_f & \left[\sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} + \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{i,j}^{exc} \left\{ \frac{q_{i,j,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right)}{\left[(dt_{i,j,k})(dt_{i,j,k+1}) \left(\frac{dt_{i,j,k} + dt_{i,j,k+1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \right. \\
& \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{orc1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{orc1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{orc1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{orc1})(dt_{i,k+1}^{orc1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{orc1} + dt_{i,k+1}^{orc1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{ar1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{ar1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar1})(dt_{i,k+1}^{ar1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar1} + dt_{i,k+1}^{ar1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} C_i^{cw} \left\{ \frac{q_{i,k}^{cw} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cw}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{cw})(dt_{i,k+1}^{cw}) \left(\frac{dt_{i,k}^{cw} + dt_{i,k+1}^{cw}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} \left\{ \frac{q_{i,k}^{ar2} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar2}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar2-1})(T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar2-1} + (T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2})}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{j \in HPS} \sum_{k \in ST} C_j^{orc2} \left\{ \frac{q_{j,k}^{orc2} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{orc2}} \right)}{\left[(dt_{j,k}^{orc2})(dt_{j,k+1}^{orc2}) \left(\frac{dt_{j,k}^{orc2} + dt_{j,k+1}^{orc2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \left. \sum_{j \in HPS} \sum_{k \in ST} C_j^{lps} \left\{ \frac{q_{j,k}^{lps} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{lps}} \right)}{\left[(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j})(dt_j^{lps-2}) \left(\frac{(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j}) + dt_j^{lps-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \right]
\end{aligned} \tag{3.78}$$

Costos fijos (FiC). Los costos fijos contabilizados por este trabajo son los costos fijos para todos los intercambiadores requeridos en la solución óptima

$$FiC = k_f \left[\begin{aligned} & \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i,j}^{exc} z_{i,j,k} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{orc1} z_{i,k}^{orc1} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{ar1} z_{i,k}^{ar1} \\ & + \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{cw} z_i^{cw} + \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{ar2} z_i^{ar2} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_j}^{orc2} z_{j,k}^{orc2} + \sum_{j \in CPS} C_{F_j}^{lps} z_j^{lps} \end{aligned} \right] \quad (3.79)$$

Donde k_f es un factor utilizado para anualizar, $C_{F_i,j}^{exc}$, $C_{F_i}^{orc1}$, $C_{F_i}^{ar1}$, $C_{F_i}^{cw}$, $C_{F_i}^{ar2}$, $C_{F_j}^{orc2}$ y $C_{F_j}^{lps}$ representan los costos fijos para intercambiadores, enfriadores *ORC1*, enfriadores *AR1*, enfriadores *CW*, enfriadores *AR2*, calentadores *ORC2* y calentadores *LPS*, respectivamente

Costos de operación (OC). Los costos operativos tomados en cuenta son los costos del agua de enfriamiento para enfriar *HPS* (q_i^{cw}), así como en el condensador del SRC (Q^{src-cw}) y el ORC (Q^{orc-cw}),

$$OC = C_{cw} \left[\sum_{i \in HPS} q_i^{cw} + Q^{src-cw} + Q^{orc-cw} \right] \quad (3.80)$$

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

$$ESC = H_Y \left\{ \sum_{f \in F} \left[C_f^{Fossil} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{Fossil} D_t) \right] + \sum_{b \in B} \left[C_b^{Biofuel} \times \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{Biofuel} D_t) \right] \right\} + H_Y C_{op}^{Solar} + k_f C_{cap}^{Solar} \quad (3.81)$$

donde C_f^{Fossil} y $C_b^{Biofuel}$ son el costo unitario para combustibles fósiles f y biocombustibles b ,

C_{op}^{Solar} , C_{cap}^{Solar} son el costo de capital y el costo operativo del colector solar y se expresan de

la siguiente manera:

$$C_{cap}^{Solar} = FC^{Solar} y^{Solar} + VC^{Solar} (A_c^{Solar}) \alpha^{Solar} \quad (3.82)$$

$$C_{op}^{Solar} = C_u^{Solar} \sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \quad (3.83)$$

donde FC^{Solar} y VC^{Solar} representan los costos unitarios fijos y variables para los costos de capital del colector solar; mientras y^{Solar} es una variable binaria utilizada 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 operativo unitario.

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

3.2.2.21. Función objetivo ambiental

Este documento propone que la evaluación del impacto ambiental se lleve a cabo a través de la cuantificación general de *GEI*; ya que los combustibles fósiles y los biocombustibles liberan dióxido de carbono cuando se queman,

$$Min\ NGHGE^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [GHGE_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [GHGE_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] \quad (3.84)$$

donde $Min\ NGHGE^{Overall}$ en general son los *GEI* globales liberados al medio ambiente, mientras que $GHGE_f^{Fossil}$ y $GHGE_b^{Biofuel}$ son los *GEI* individuales para los combustibles fósiles f y biocombustibles b . Es importante señalar que los *GEI* individuales se determinan a través del análisis del ciclo de vida dado en unidades de tonelada de reducción de CO_{2eq} por kJ generado.

3.2.2.22. Función objetivo social

La metodología propuesta considera la maximización del número de puestos de trabajo que se pueden crear a través de la implementación del proyecto. Estos empleos están en función de la producción de combustibles fósiles, biocombustibles y por la operación del colector solar para proveer los requerimientos energéticos del proyecto. En sí, para cuantificar el número de puestos de trabajo creados se utiliza el modelo *JEDI* (empleo e impacto en el desarrollo económico). Al respecto, Miller y Blair (2009), utilizaron el modelo *JEDI* para las ciencias económicas y sociales, que se basa en un análisis input-output. El análisis input-output se basa en el uso de multiplicadores, donde un multiplicador es una relación simple del cambio sistémico total sobre el cambio inicial resultante de una actividad económica determinada. Esto proporciona estimaciones del impacto total resultante de un cambio inicial en la producción económica (por ejemplo, empleo) a través de la implementación o finalización de un proyecto. El tamaño del multiplicador depende de varios factores económicos, como el nivel de gasto local para una industria determinada, el grado

de ventas fuera de la región local, el tipo de industria y otras consideraciones regionales. Con base en esto, el efecto total de un gasto único se puede calcular sumando los tres efectos, utilizando multiplicadores regionales específicos y patrones de gasto personal (Goldberg y col., 2004; You y col., 2012). Por tanto, la función social es maximizar el número de puestos de trabajo creados por el proyecto para la producción de combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar:

$$Max NJOBS^{Overall} = \left(\sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [NJOB_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [NJOB_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} [NJOB^{Solar} Q_t^{Solar} D_t] \right) \quad (3.85)$$

donde $NJOB_f^{Fossil}$, $NJOB_b^{Biofuel}$ y $NJOB^{Solar}$ representan el número de empleos generados por kJ proporcionados por combustibles fósiles, biocombustibles y colectores solares, respectivamente.

3.2.3. Optimización Metaheurística

3.2.3.1. Función objetivo para la optimización metaheurística

La función objetivo consiste en maximizar los ingresos por generación eléctrica y minimizar el costo total anual.

$$OF = \{Max REVENUE, MinTAC\} \quad (3.86)$$

El ingreso total de la venta de la electricidad generada viene dado por:

$$REVENUE = (Power^{src} + Power^{orc}) SuP^{power} H_y \quad (3.87)$$

donde SuP^{power} es el precio de venta de la electricidad, $Power^{src}$ y $Power^{orc}$ denotan la electricidad producida por las turbinas en el SRC y el ORC, respectivamente.

Continuando, las siguientes relaciones matemáticas se utilizan para calcular la inversión de capital de los componentes de los sistemas SRC, ORC y AR.

3.2.3.2. Ciclo Rankine de vapor

El costo total anualizado del SRC (TAC^{src}) se puede determinar de la siguiente manera:

$$TAC^{src} = k_f C_{cap}^{src} + C_{pump,op}^{src} \quad (3.88)$$

donde C_{cap}^{src} representa el costo de capital total para el SRC, $C_{pump,op}^{src}$ es el costo de operación anual.

El costo de capital total para el SRC (C_{cap}^{src}) está compuesto por el costo de capital de la caldera (C_{boiler}^{src}), el costo de capital para la turbina ($C_{turbine}^{src}$), el costo de capital para el condensador (C_{cond}^{src}) y el costo de capital para la bomba (C_{pump}^{src}) como sigue:

$$C_{cap}^{src} = C_{boiler}^{src} + C_{turbine}^{src} + C_{cond}^{src} + C_{pump}^{src} \quad (3.89)$$

En este sentido, el costo de capital para la caldera se determina de la siguiente manera (Bamufleh y col., 2013):

$$C_{boiler}^{src} = 3N_p N_T \left[Q_{boiler}^{src} 3412.14 \right]^{0.77} \quad (3.90)$$

donde Q_{boiler}^{src} es el calor neto suministrado en la caldera, N_p es el factor de costo para tener en cuenta la presión de operación y N_T es un factor para la temperatura de recalentamiento. Entonces, la siguiente relación es usada para determinar N_p :

$$N_p = 7 \times 10^{-4} (P_b - 1) \quad (3.91)$$

En este caso, P_b es la presión de operación en la caldera; mientras que N_T se determina de la siguiente manera:

$$N_T = 1.5 \times 10^{-6} T_{sh}^2 + 1.13 \times 10^{-3} T_{sh} + 1 \quad (3.92)$$

donde T_{sh} representa la temperatura de recalentamiento dado por:

$$T_{sh} = T_b + T_{sat} \quad (3.93)$$

En la ecuación anterior, T_b denota la temperatura de operación en la caldera and T_{sat} es la temperatura de saturación.

Adicionalmente, el costo de capital para la turbina es determinado por la siguiente relación matemática (Bruno y col., 1998):

$$C_{turbine}^{orc} = 2237(Power^{src})^{0.41} \quad (3.94)$$

Así, el costo de capital para el condensador es dado por:

$$C_{cond}^{src} = 5.7 \times 10^{-5} Q_c^{src2} + 3.391Q_c^{src} + 10446 \quad (3.95)$$

donde Q_c^{src} es el calor total removido por el condensador.

Además, el costo de capital para la bomba perteneciente al SRC puede ser determinado de acuerdo a la siguiente relación:

$$C_{pump}^{src} = 4 \times 10^{-4} (W_p^{src})^3 - 0.5474(W_p^{src})^2 + 607.3W_p^{src} + 10572 \quad (3.96)$$

donde W_p^{src} es la energía requerida por la bomba.

Finalmente, para el costo de capital, solo es considerado el generado por la bomba (el resto de componentes implican un costo de operación insignificante) por que presenta un alto consumo de energía que está relacionado con el flujo y la presión de operación, lo que produce un alto costo de operación. Normalmente, el costo de operación anual de la bomba es mayor que el costo de capital total anualizado. El costo de operación para la bomba es definido de la siguiente manera:

$$C_{pump,op}^{src} = (W_p^{src} SuP^{power} H_y) / 0.6 \quad (3.97)$$

3.2.3.3. Ciclo Rankine Orgánico

El costo total anualizado del ORC se determina de la siguiente manera:

$$TAC^{orc} = k_f C_{cap}^{orc} + C_{pump,op}^{orc} \quad (3.98)$$

donde C_{cap}^{orc} denota el costo de capital total para el ORC, $C_{pump,op}^{orc}$ es el costo de operación anual para la bomba, que es generado por la electricidad requerida durante su operación.

El costo total de capital para el ORC se define como sigue.

$$C_{cap}^{orc} = C_{ev}^{orc} + C_{turbine}^{orc} + C_{pump}^{orc} \quad (3.99)$$

Cabe señalar que parte del costo de capital para el evaporador y el costo de capital total para el condensador están incluidos en el modelo determinista considerado para la HEN (ver la sección 3.2), porque estos componentes están separados en un conjunto de intercambiadores de calor. Exactamente, el evaporador se divide en un intercambiador de calor para el calor residual recibido del SRC, y múltiples intercambiadores de calor para el calor de las corrientes de proceso calientes (cada corriente de proceso caliente, cuyo calor se suministra al evaporador, produce la existencia de un intercambiador de calor) y el condensador se divide en múltiples intercambiadores de calor para el calor suministrado a las corrientes de proceso fríos y solo un intercambiador de calor para el calor suministrado al agua de enfriamiento. Por lo tanto, en los costos de capital para el evaporador (C_{ev}^{orc}), solo se considera el costo de capital del intercambiador de calor relacionado con el calor recibido del SRC y el costo de capital para los intercambiadores de calor que componen el condensador están determinados por el modelo determinista (por esta razón, el costo de capital del condensador no se considera en esta sección).

El costo de capital para el evaporador es dado por:

$$C_{ev}^{orc} = 3 \times 10^{-4} Q_{ev}^2 + 4.9598 Q_{ev} + 10092 \quad (3.100)$$

donde Q_{ev} es la energía total transferida por el evaporador.

El costo de capital para la turbina es determinado por:

$$C_{turbine}^{orc} = 2237 (Power^{orc})^{0.41} \quad (3.101)$$

Además, el costo de capital para la bomba es dado por:

$$C_{pump}^{orc} = 4 \times 10^{-4} (W_p^{orc})^3 - 0.5474 (W_p^{orc})^2 + 607.3 W_p^{orc} + 10572 \quad (3.102)$$

En la ecuación anterior, W_p^{orc} representa la energía requerida por la bomba. Finalmente, el costo de operación para la bomba es definida de la siguiente manera:

$$C_{pump,op}^{orc} = (W_p^{orc} SuP^{power} H_y) / 0.6 \quad (3.103)$$

3.2.3.4. Ciclo de Refrigeración por Absorción

El costo total anualizado del ORC es dado por:

$$TAC^{ar} = k_f C_{cap}^{ar} + C_{pump,op}^{ar} \quad (3.104)$$

donde C_{cap}^{ar} representa el costo de capital total para el ciclo AR and $C_{pump,op}^{ar}$ es el costo de operación para la bomba.

El costo de capital total para el ciclo AR es determinado por la suma del costo de capital para el condensador (C_{cond}^{ar}), más el costo de capital de bomba (C_{pump}^{ar}), el costo de capital para el intercambiador de calor de solución (C_{shx}^{ar}), el costo de capital del generador (C_{gen}^{ar}) y el costo de capital del absorbedor (C_{abs}^{ar}).

$$C_{cap}^{ar} = C_{cond}^{ar} + C_{pump}^{ar} + C_{shx}^{ar} + C_{gen}^{ar} + C_{abs}^{ar} \quad (3.105)$$

Cabe señalar que no se considera el costo de capital del evaporador, ya que se determina en el modelo determinista para la HEN (véase la sección 3.2). El evaporador se divide en un conjunto de intercambiadores de calor asociados con aquellas corrientes de proceso calientes que requieren una disminución de temperatura por debajo de la temperatura ambiente; todo el calor de refrigeración producido es consumido por las corrientes de proceso en caliente.

El costo de capital para el condensador se define como sigue:

$$C_{cond}^{src} = 5.7 \times 10^{-5} Q_c^{src2} + 3.391 Q_c^{src} + 10446 \quad (3.106)$$

donde Q_c^{ar} es el calor total removido por el condensador. Mientras que el costo de capital para la bomba es calculado de la siguiente manera:

$$C_{pump}^{ar} = 4 \times 10^{-4} (W_p^{ar})^3 - 0.5474 (W_p^{ar})^2 + 607.3 W_p^{ar} + 10572 \quad (3.107)$$

En la relación anterior, W_p^{ar} denota la energía demanda por la bomba. Adicionalmente, el costo de capital para el intercambiador de calor de solución (*SHX*) es dado por la siguiente ecuación:

$$C_{shx}^{ar} = 856.27 A_{shx}^{0.7741} \quad (3.108)$$

donde A_{shx} es el área del SHX. Mientras que, el costo de capital para el generador se calcula de la siguiente manera:

$$C_{gen}^{ar} = -6 \times 10^{-4} Q_g^2 + 11.513 Q_g - 6166.47 \quad (3.109)$$

donde Q_g es la energía intercambiada en el generador. Finalmente, el costo de capital para el absorbedor es dado por:

$$C_{abs}^{ar} = 14.8666 Q_{abs}^{0.9399} \quad (3.110)$$

donde Q_{abs} es el calor removido en el absorbedor.

Debe notarse que las funciones de costo (es decir, ecuaciones 3.95, 3.96, 3.100, 3.102, 3.106, 3.107, 3.108, 3.109 y 3.110) se determinaron con Aspen Process Economic Analyzer (APEA), que se basa en la tecnología Aspen Icarus y está diseñado para producir estimaciones conceptuales y detalladas (AspenTech, 2012). En este contexto, para obtener las funciones de costo para un componente, es necesario realizar el siguiente procedimiento:

- En primer lugar, se grafica un conjunto de costos de capital para un componente específico contra una variable importante. Estos valores se obtienen con APEA.
- Una vez graficada la función anterior, se establece su comportamiento y se compara con una función de tipo exponencial, polinomial o potencial; por lo tanto, se determinan las funciones de costo.

Además, las eficiencias para SCR y ORC están determinadas por la relación 26 de la siguiente manera:

$$\mu = \frac{Power}{Q_{sup}} \quad (3.111)$$

donde $Power$ es la electricidad producida por las turbinas, Q_{sup} es el calor total suministrado al ciclo. Vale la pena mencionar que la ecuación 3.111 se aplica a SRC y ORC.

El coeficiente de rendimiento para el ciclo AR viene dado por la siguiente relación:

$$COP = \frac{Q_{ref}}{Q_{gen}} \quad (3.112)$$

donde Q_{ref} es el calor total de refrigeración y Q_{gen} es el calor total suministrado al generador.

3.3. Resultados

3.3.1. Caso de Estudio

Para aplicar la metodología propuesta se aborda un caso de estudio ubicado en la ciudad de Morelia, México, el cual tiene las coordenadas N 19° 42' 08'' y W 101° 11' 08''. Se consideran seis *HPS* y cinco *CPS* para la integración de energética (ver **Tabla 3.2**). Adicionalmente, las **Tablas 3.3-3.6** muestran los fluidos de trabajo considerados para los sistemas ORC y AR disponibles, la disponibilidad máxima de biocombustibles, la energía útil recolectada por mes para el colector solar y los datos de los combustibles fósiles y biocombustibles considerados, respectivamente.

Además, las variables iniciales para la optimización metaheurística se muestran en la **Tabla 3.7**, estas variables iniciales son las condiciones de operación que fueron utilizadas para el ciclo SRC, ORC y AR por Lira-Barragán y col. (2014). Específicamente, el fluido de trabajo R245ca fue seleccionado por el ORC porque presenta temperaturas de operación más beneficiosas para el evaporador y el condensador (Mago y col., 2007), también se seleccionó el fluido de trabajo NH_3-H_2O para el ciclo AR por presentar temperaturas más bajas en el evaporador (ver **Tabla 3.3**).

Tabla 3.2. Datos de las corrientes para el caso estudio abordado.

Corrientes	Temperatura de entrada (K)	Temperatura de salida (K)	FCp(kW)
H1	345	278	22.4
H2	448	342	25.8
H3	300	273	77.8
H4	288	271	226.5
H5	488	383	27.8
H6	543	395	9.4
C1	358	453	19.5
C2	370	418	55.3
C3	283	315	135.4
C4	278	298	215.6
C5	338	416	62.1

Tabla 3.3. Fluidos de trabajo para ORC (Mago y col., 2007) y sistemas para AR disponibles

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)
1	R113	0.19	294	458	298	295
2	R245ca	0.17	305	443	308	306
3	Isobutano	0.145	304	398	306	305
Ciclo AR						
#	Sistema	COP	$T_{IN,h}^{ar1}$ (K)	$T_{OUT,h}^{ar1}$ (K)		
1	H ₂ O-LiBr	1.2	268	268		
2	NH ₃ -H ₂ O	0.7	243	243		

Tabla 3.4. Cantidad mensual disponible para los biocombustibles (ton/mes).

Combustible/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Biomasa	50	70	180	320	450	600	700	600	500	350	120	60
Biogás	25	35	50	42	40	45	45	39	49	58	32	27
Madera blanda	35	40	60	100	130	120	120	85	70	50	3	32
Madera dura	33	41	75	90	120	125	125	80	70	45	40	33

Tabla 3.5. Energía recolectada útil por mes para el colector solar.

Mes/tipo de colector solar	de PTSC [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	410,470
Noviembre	407,430
Diciembre	522,288

Tabla 3.6. Datos para los combustibles fósiles y biocombustibles considerados.

Combustibles	Poder de calentamiento (kJ/kg)	de General CO _{2eq} /kJ)	GHGE (ton	Costo (\$/mm kJ)	Generación de Trabajos (Trabajos/kJ)
--------------	--------------------------------	-----------------------------------	-----------	------------------	--------------------------------------

Combustibles fósiles

1. Carbón	35,000	2.21357×10^{-7}	1.5559	1.06281×10^{-11}
2. Petróleo	42,200	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}
<i>Bio combustibles</i>				
1. Biomasa	17,200	2.44307×10^{-8}	2.0303	6.6964×10^{-8}
2. Biogás	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 3.7. Condiciones iniciales para la simulación.

Parámetros	Valor
Sistema SRC	
$T_1(K)$	622
$T_2(K)$	-
$T_3(K)$	-
$T_4(K)$	623
μ^{src}	0.28
$Q_{boiler}^{src} (kW)$	32,151
Sistema ORC	
Fluido de Trabajo	R245ca
$T_1(K)$	306
$T_2(K)$	305
$T_3(K)$	443
$T_4(K)$	308
μ^{orc}	0.17
$Q_{ev}^{orc} (kW)$	5,868
Sistema AR	
Fluido de Trabajo	NH_3-H_2O
$T_{in,ev}^{ar} (K)$	243
$T_{out,ev}^{ar} (K)$	243
COP	0.7
$Q_g^{ar} (kW)$	10,645.57

Las variables de entrada para GAMS® determinadas por la optimización metaheurística se muestran en la **Tabla 3.8**. Además, con Aspen Plus® se simularon los intercambiadores de calor de la configuración óptima obtenidos con el enfoque de Lira-Barragán y col. (2014); con esto, se calcularon los costos (con APEA) y se determinaron los

coeficientes de película para cada flujo. Los coeficientes de película de transferencia de calor determinan las áreas de intercambio de calor y los costos correspondientes de los intercambiadores de calor, por lo que su obtención es significativa e importante (Edward, 2008). La **Figura 3.7** muestra la configuración óptima implementada en Aspen Plus® y la **Tabla 3.9** muestra los costos de cada intercambiador de calor.

Para el proceso de optimización, en este caso de estudio, los valores para los parámetros asociados con la optimización metaheurística (algoritmo I-MODE) son los siguientes: tamaño de población (PS) de 10 individuos, máximo número de generación (MNG) de 50, tamaño de lista tabú (TLS) de 5 individuos, radio tabú (TR) de 0.01, fracciones de cruzamiento (CF) de 0.8 y fracciones de mutación (MF) de 0.5. El tiempo de cálculo requerido para obtener las soluciones óptimas de Pareto varió de 40 a 70 minutos para cada iteración. Además, los solucionadores DICOPT, CONOPT y CPLEX se implementaron en GAMS (*General Algebraic Modelling System*) para la resolución del modelo determinista. Este modelo consta de 1,001 ecuaciones, 1,015 variables continuas y 270 variables binarias. El tiempo de la CPU fue de 22 s para cada iteración.

Tabla 3.8. Variables de entrada a GAMS® determinadas por la optimización metaheurística.

Variable de entrada (GAMS)	Símbolo
Eficiencia ORC	μ^{orc}
Eficiencia SRC	μ^{src}
Coefficiente de rendimiento AR	COP
Costo unitario de producción de energía ORC	$PPCost^{orc}$
Costo unitario de producción de energía SRC	$PPCost^{src}$
Costo de capital unitario AR	C_{cap}^{ar}
Temperaturas para el SRC	T_{IN}^{LPS} and T_{OUT}^{LPS}
Temperaturas para el ORC	T_{IN}^{ORC1} , T_{OUT}^{ORC1} , T_{IN}^{ORC2} and T_{OUT}^{ORC2}
Temperaturas para el AR	T_{IN}^{ar1} and T_{OUT}^{ar1}
Coefficientes de película de las corrientes calientes	h_i
Coefficientes de película de las corrientes frías	h_j
Coefficientes de película de las corrientes AR1	h_{ar1}
Coefficientes de película de las corrientes AR2	h_{ar2}
Coefficientes de película de las corrientes ORC1	h_{orc1}
Coefficientes de película de las corrientes ORC2	h_{orc2}

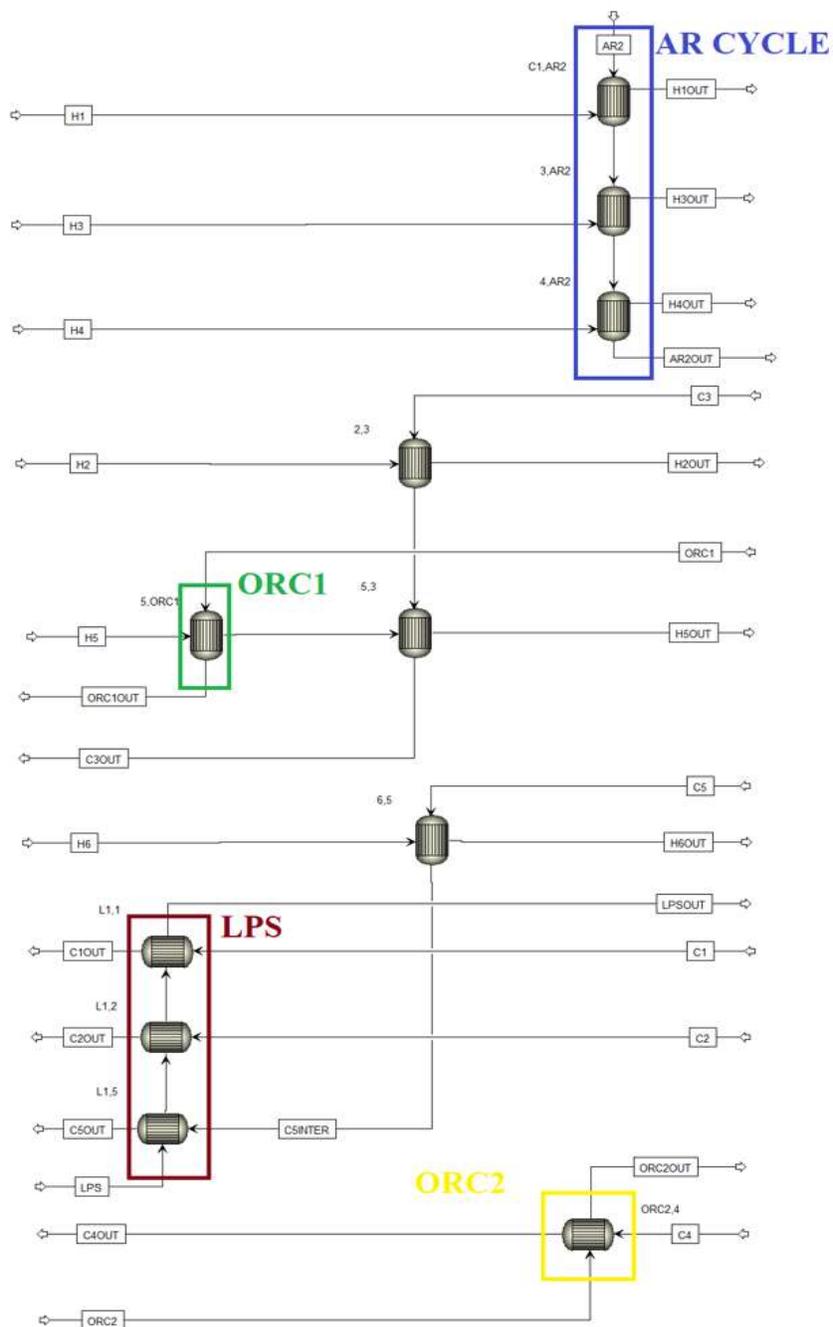


Figura 3.7. La configuración óptima implementada en Aspen Plus®.

Tabla 3.9. Costos del intercambiador de calor de tubos y coraza (APEA)

Corriente (Caliente/Fría)	$Q_{exc}(kW)$	Costo (\$)
H1, AR2	1500	13,300
H2, C3	2,739	12,200
H3, AR2	2,100	42,600
H4, AR2	3,850	2,632,900
H5, ORC1	1,328	217,400
H5, C3	1,595	11,400
H6, C5	1,391	10,500
LPS, C1	1,852	25,400
LP2, C2	2,654	24,800
ORC2, C4	4,313	30,300
LPS, C5	3,456	25,400
Costo total		\$ 3,046,200

3.3.2. Resultados de la Optimización Metaheurística

Las soluciones se dividen en iteraciones que se determinaron en base al calor suministrado en cada ciclo (resultados de GAMS®) y la simulación inicial de las máquinas térmicas con los datos que se muestran en la **Tabla 3.7**. Por ende, se presentan para cada ciclo las curvas de Pareto después del MNG y las condiciones de operación. Los resultados de optimización metaheurística para el SRC, el ORC y el ciclo AR se muestran a continuación.

En la **Figura 3.8** (resultados obtenidos después del MNG para el SRC), se observa el costo anual en función de la ganancia por venta de electricidad de la última iteración. Además, se muestra que a medida que aumentan las ganancias por la venta de energía, aumentan los costos anuales. Sin embargo, se observan cuatro soluciones con alto costo anual, obteniendo pérdidas económicas; por lo tanto, son soluciones inviables. En el Punto A, se presenta la máxima ganancia por venta de energía con un valor de 9,104,286 \$ / año, así como un costo anual de 6,589,292 \$ / año, y una ganancia total anual de 2,514,993 \$ / año, el cual es un valor conveniente. El punto B muestra los valores mínimos para la ganancia por venta de energía y el costo anual con valores de 7,942,325 \$ / año y 4,809,943 \$ / año, lo que equivale a una disminución del 12.76% y 27% (con respecto al punto A). Sin embargo, el punto B representa la ganancia total anual más alta con un valor de \$ 3,132,382 \$ / año; por lo tanto, fue la mejor solución. Este punto produce un valor para el costo unitario de producción de energía SRC ($PPCost^{src}$) de 0.084 \$/kWh.

Los resultados de operación de la mejor solución para el SRC calculados por Aspen Plus® se muestran en la **Tabla 3.10**. Note que se presentan las presiones, temperaturas en cada etapa y eficiencia con valor de 0.249 para la última iteración; este valor es inferior al reportado en la Referencia (Lira-Barragán y col., 2014) con un valor de 0.28. Esto se debe a que aumentar la presión para maximizar la eficiencia provoca un alto consumo de energía por parte de la bomba, lo que significa una alta inversión y alto costo operativo, además de incrementar los costos de la caldera. Sin embargo, incluso cuando las eficiencias son menores, se obtiene un costo anual menor.

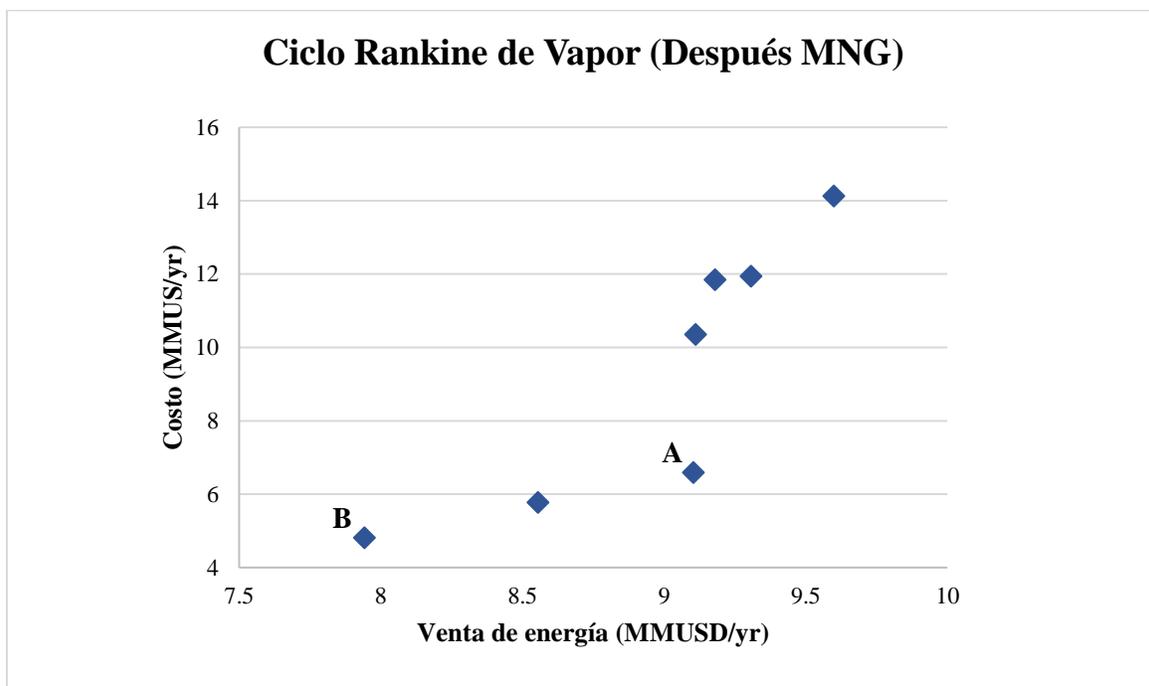


Figura 3.8. Resultados después del MNG para el SRC usando I-MODE.

Tabla 3.10. Datos de operación de la mejor solución para el SRC.

Variable	Ref.	Ultima iteración
$T_1(K)$	622	621
$T_2(K)$	-	666
$T_3(K)$	-	1,069
$T_4(K)$	623	769
$P_{high}(atm)$	-	755
$P_{low}(atm)$	-	158
$\dot{m}_{H_2O}(kg/s)$	-	12
μ^{src}	0.28	0.249

El gráfico obtenido después del MNG para el ORC se muestra en la **Figura 3.9**. Nótese que conforme el costo anual aumenta, las ganancias por venta de energía incrementan. En esta figura, se pueden ver tres puntos importantes (A, B y C). El punto A representa el mínimo costo anual con un valor de 84,656 \$ /año, sin embargo, presenta la ganancia mínima por venta de energía de 1,516,734 \$ /año, teniendo una ganancia total anual de 1,432,078 \$ /año, lo cual es apropiado. El punto B muestra valores para el costo anual de 126,188 \$ /año, y la ganancia por la venta de energía de 1,824,319 \$ /año, lo que representa una ganancia total anual con un valor de 1,698,130 \$ /año; esto equivale a un incremento del 18.6% con respecto al Punto A. El punto C presenta los valores máximos para el costo anual de 138,197 \$ /año, y la ganancia por la venta de energía de 1,835,864 \$ /año, esto es igual a una ganancia total anual con un valor de 1,697,667 \$ /año; siendo este menor que el obtenido en el punto B. En base a lo anterior, se concluyó que el mejor punto es B y este punto produce un valor del costo unitario de producción de energía para el ORC ($PPCos t^{orc}$) de 0.009 \$ / kWh.

La **Tabla 3.11** muestra los resultados de operación del ORC de la mejor solución. En esta tabla, se observan temperaturas ligeramente diferentes. Además, se presentan las presiones operativas del ORC y el flujo másico del fluido de trabajo. El punto más importante es la eficiencia obtenida con un valor de 0.203 para la última iteración; esto con respecto a la eficiencia reportada de 0.17 (Lira-Barragán y col., 2014; Mago y col., 2007), lo que se traduce a un incremento de 19.4%.

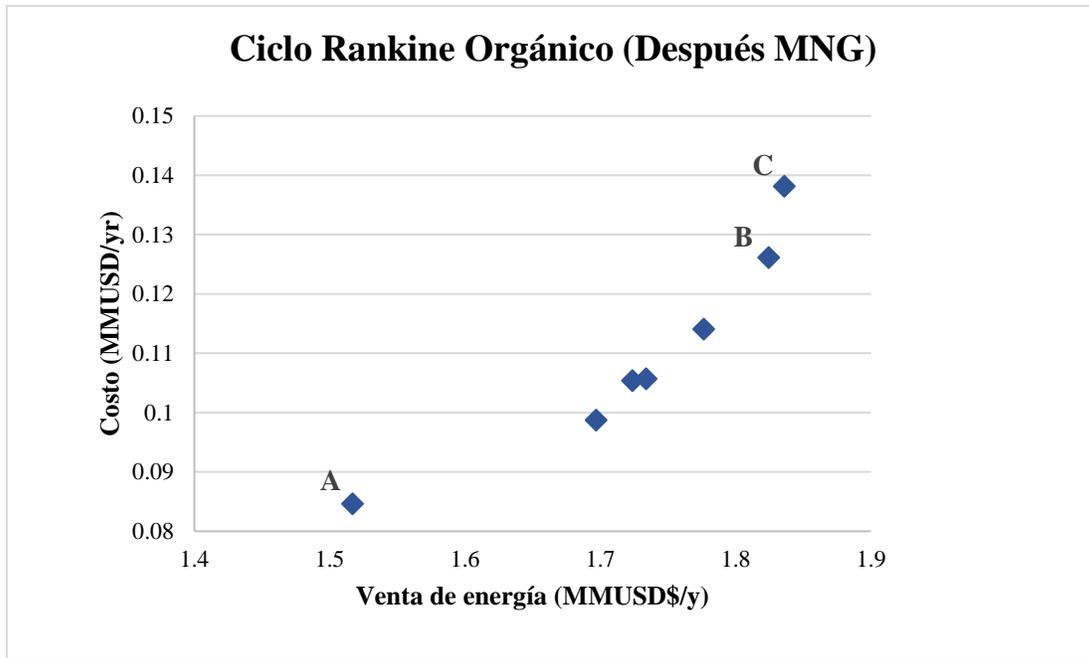


Figura 3.9. Resultados después del MNG para el ORC usando I-MODE.

Tabla 3.11. Resultados de operación la mejor solución para el ORC.

Variable	Ref. (Lira-Barragán y col., 2014; Mago y col., 2007)	Ultima iteración
$T_1(K)$	306	300
$T_2(K)$	305	302
$T_3(K)$	443	508
$T_4(K)$	308	415
$P_{high}(atm)$	-	35
$P_{low}(atm)$	-	1.1
$\dot{m}(kg/s)$	-	18
μ^{orc}	0.17	0.203

Los resultados para el ciclo AR después del MNG se muestran en la **Figura 3.10**. En esta figura se observa el comportamiento del costo anual del ciclo AR en función del calor de refrigeración. Además, se muestra que el costo anual es proporcional a la refrigeración necesaria. Para la última iteración, solo se obtienen tres soluciones. El punto A tiene el mínimo costo anual con un valor de 130,952 \$/ año, y el mínimo calor de refrigeración de

4,965 kW. El punto B muestra un valor para el costo anual de 132,625 \$/ año, y un calor de refrigeración igual a 4,992 kW. En tanto, el punto C muestra el máximo valor para costo anual igual a 132,968 \$/ año, y el máximo valor para la refrigeración de 4,997 kW. Debido a ello, este proyecto requiere la mayor cantidad de refrigeración, por lo tanto, la mejor solución es el punto B y con este punto se obtiene un valor de costo de capital unitario para el AR (C_{cap}^{ar}) de 265.6 \$/kW.

Los resultados de la mejor solución para el ciclo AR (calculados por Aspen Plus®) se presentan en la **Tabla 3.12**. Específicamente, se muestran las condiciones de operación para cada etapa. Además, el coeficiente de rendimiento presenta un valor de 0.54 para la última iteración, el cual es muy inferior al reportado por Lira-Barragán y col., 2013. Utilizando amonio-agua como fluido de trabajo, el valor de 0.70 para el coeficiente de rendimiento es notablemente alto, difícil de alcanzar y no se encontró en la literatura un reporte de una simulación que logre un valor tan alto, mientras que los obtenidos en este trabajo se encuentra en el rango informado (Mansouri y col., 2015; Balamuru y col., 2000; Darwish y col., 2008; Steiu y col., 2009).

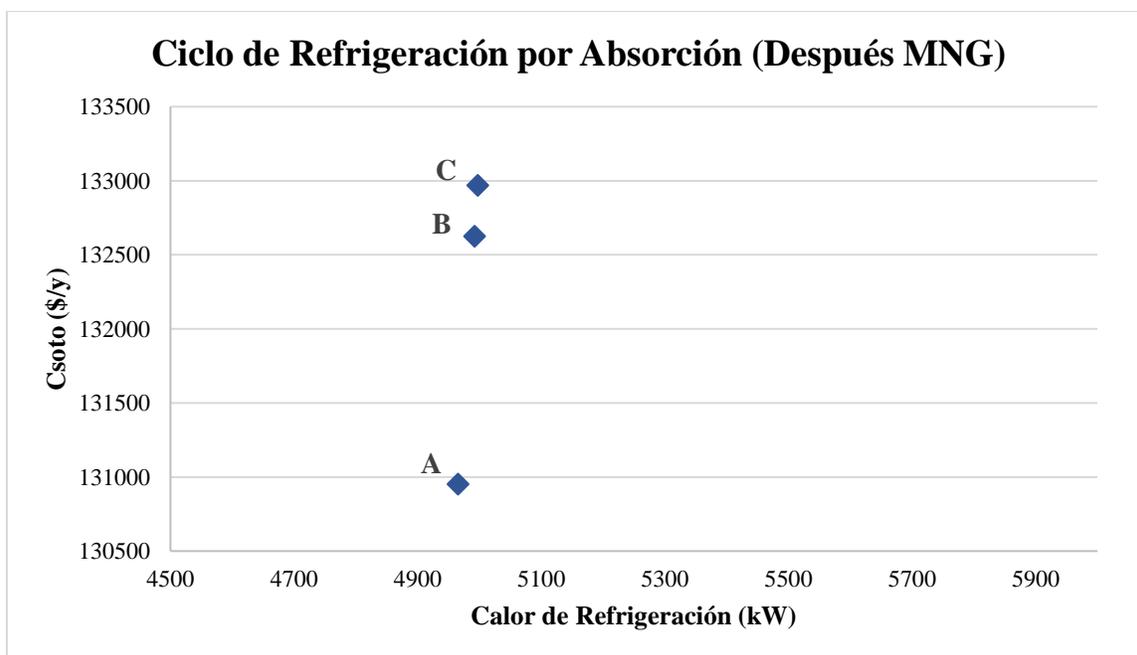


Figura 3.10. Resultados después del MNG para el ciclo AR usando I-MODE.

Tabla 3.12. Resultados de operación para cada una de las etapas de la mejor solución del ciclo de AR.

Etapa	de	a	Temp (K)	Pres (atm)	Frac de vap	Fj másico (kg/s)	NH ₃ (%)
1	Absorber	Pump	261	1.22	0	17.5	60
2	Pump	SHX	261	18.3	0	17.5	60
3	SHX	Generator	313	18.3	0	17.5	60
4	Generator	SHX	364	18.3	0	13.2	48
5	SHX	Valve	298	18.3	0	13.2	48
6	Valve	Absorber	278	1.22	0.06	13.2	48
7	Generator	Condenser	364	18.3	1	4.29	98
8	Condenser	Valve	321	18.3	0	4.29	98
9	Valve	Evaporator	244	1.22	0.02	4.29	98
10	Evaporator	LVHX	247	1.22	0.86	4.29	98
11	LVHX	Absorber	303	1.22	1	4.29	98
12	LVHX	Valve	250	18.3	0	4.29	98
<i>COP</i>			<i>0.54</i>				

3.3.3. Resultados de la Optimización Determinista

En el modelo matemático implementado en GAMS®, se corrigieron los parámetros que se muestran en la **Tabla 3.8**; resultados de la optimización metaheurística en cada iteración. Además, se corrigieron los coeficientes de película y el costo unitario de los intercambiadores de calor, los cuales fueron encontrados en la simulación de la configuración óptima reportada previamente (**ver Figura 3.7**).

La **Tabla 3.13** muestra los resultados detallados de la última iteración. Estos resultados se comparan favorablemente con los encontrados por Lira-Barragán y col. (2014). La energía producida es menor en 19.5%, el costo de capital para SRC y ORC es considerablemente menor en 44.4%, esto porque el costo unitario de producción de energía ($PPCost^{src}$ y $PPCost^{orc}$), determinados por la optimización metaheurística tienen valores más bajos, entre 0.078 y 0.084 \$ / kW-h para el SRC, y para el ORC entre 0.0122 y 0.009 \$ / kWh, comparable con 0.1 \$ / kW-h para el SRC y 0.12 \$ / kW-h para el ORC. El costo de los intercambiadores de calor es 37.4% menor, el costo de capital del ciclo AR es 50.8% menor, para todas las iteraciones no hay costos operativos (agua de enfriamiento), el costo de la fuente de energía es 17.2% menor. Basado en lo anterior, se obtuvieron los siguientes resultados más importantes, una ganancia total anual 148% mayor, el NGHGE general es más bajo en un 18.7%, y el número de trabajos generados es menor con tan solo dos. Por lo tanto, se concluye que se obtuvieron mejores soluciones económicas, ambientales y sociales.

La **Figura 3.11** muestra la configuración óptima para la última iteración con una producción de energía de 6,597.4 kW para el SRC y 1,454.5 kW para el ORC, no hay requisitos de agua de enfriamiento, la refrigeración es de 5,214.5 kW, el ORC solo recibe calor del SRC, solo las corrientes frías 1 y 5 requieren calentamiento con vapor a baja presión (*LPS*), las corrientes frías 3 y 4 reciben calor del ORC. Además, las corrientes frías 2, 3, 4, y 5 tienen dos intercambiadores de calor en la misma etapa (en paralelo). Además, el colector solar no se considera una fuente de calor.

Obsérvese que las áreas de transferencia de calor de los intercambiadores *LPS*, *C1* y *LPS*, *C4* son pequeñas. Esto se debe a las diferencias de temperatura y a los coeficientes de película de transferencia de calor entre las corrientes del proceso. Además, en la industria existe una gran versatilidad de intercambiadores de calor cuyo tamaño va desde los pequeños ($0,1 \text{ m}^2$) hasta los supergigantes (más de 10^5 m^2) (Shah y Sekulic, 2003). El ORC y el sistema AR pueden recibir calor tanto de las corrientes de proceso calientes como del *LPS*, pero en la configuración óptima obtenida del caso de estudio esto no se da. El principal problema es que los coeficientes de película de transferencia de calor determinados para el *ORC1* y el *ARI* son excesivamente pequeños (valores inferiores a $1 \text{ kW/m}^2 \text{ K}$) en comparación con los valores del resto de las corrientes de proceso, por lo que la existencia de intercambiadores de calor para suministrar calor al ORC y al AR no se considera una ventaja para la solución óptima (**Figura 3.11**). Sin embargo, se podría considerar un caso de estudio con un mayor número de corrientes de proceso calientes, una mayor diversidad de temperaturas, diferentes fluidos de trabajo que proporcionan diferentes coeficientes de película de transferencia de calor y restricciones para la existencia de al menos un intercambiador de calor entre el *HPS* y las máquinas térmicas (ORC y AR), por lo que se esperaría obtener una configuración óptima donde las corrientes calientes suministren calor a estos ciclos.

Tabla 3.13. Resultados detallados de la solución.

Concepto	Ref. (Lira-Barragán y col., 2013)	Ultima Iteración
Costo de combustibles fósiles, \$/y	1,470,509	1,193,006
Costo de biocombustibles, \$/y	139,684	139,684
Costo del colector solar, \$/y	0	0
Energía producida, kW	10,000	8051
Energía vendida por el SRC and ORC, \$/y	12,263,999	9,874,898
Costo total para el SRC y ORC, \$/y	8,934,793	4,969,298
Ingresos totales para SRC and ORC, \$/y	3,329,205	4,905,600
Créditos fiscales, \$/y	67,742	67,742
Costo de capital para los intercambiadores, \$/y	79,576	49,818
Costo de capital del ciclo AR, \$/y	283,172	139,214
Costo del agua de enfriamiento, \$/y	11,160	0
Costo de las fuentes de energía, \$/y	1,610,193	1,332,691
Ganancia total anual, \$/y	1,366,799	3,393,014
NGHGE general, ton CO _{2eq} /y	210,889	171,409
Empleos generados	4617	4615

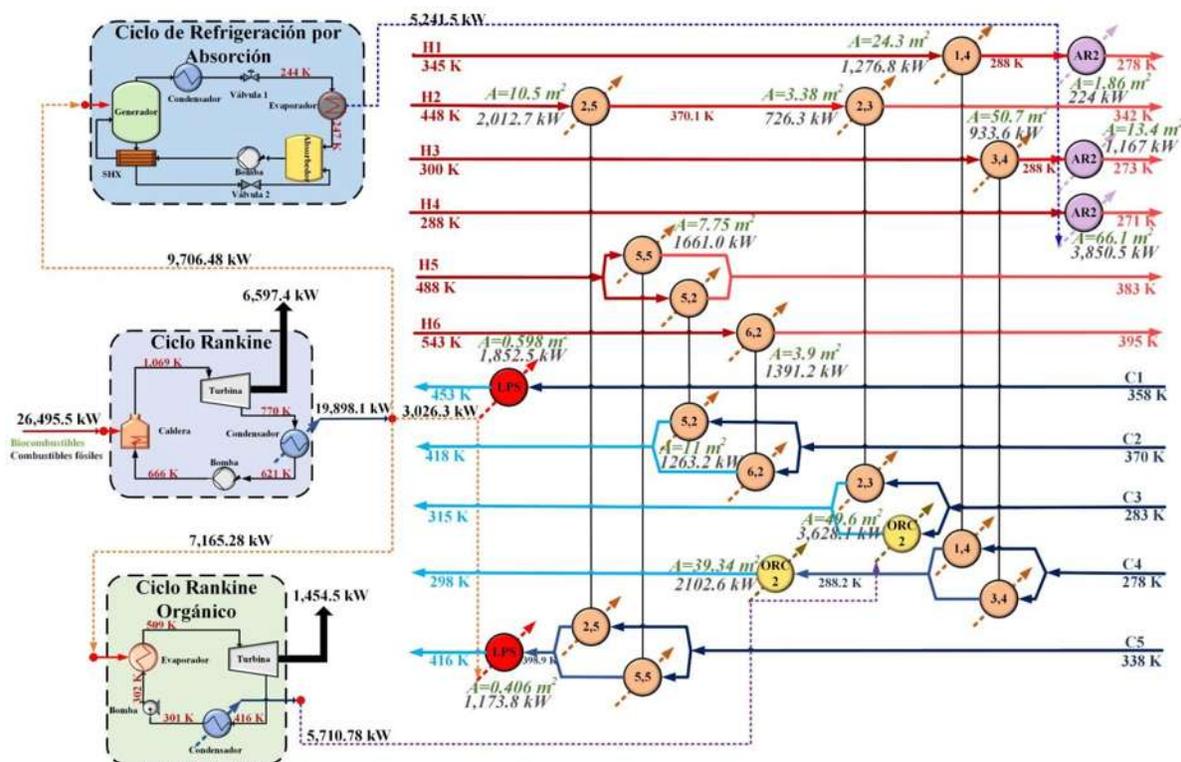


Figura 3.11. Configuración óptima para la última iteración.

PLANTEAMIENTO 2: Integración de Calor entre Plantas Industriales

4. INTEGRACIÓN DE CALOR ENTRE PLANTAS INDUSTRIALES

4.1. Generalidades

Se considera la existencia de un conjunto de plantas industriales con corrientes de proceso que demandan calentamiento, enfriamiento y refrigeración. Además, las plantas industriales demandan electricidad, por lo que es necesario instalar unidades auxiliares (máquinas térmicas) para satisfacer las demandas. Las corrientes de proceso calientes (*HPS*) y frías (*CPS*) tienen temperaturas de entrada y salida conocidas, así como los caudales de capacidad calorífica. El enfriamiento se satisface utilizando agua de enfriamiento. Las máquinas térmicas (*SRC*, *ORC* y ciclo *AR*) pueden interconectarse con las corrientes de proceso (*HEN*), donde el *SRC* puede funcionar con diferentes fuentes de energía (energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles) y el calor residual disponible en el condensador puede ser reutilizado por el *ORC* y el ciclo *AR* (para generar las necesidades de refrigeración). El calor residual del *ORC* puede ser consumido por los servicios externos de enfriamiento. La demanda de electricidad o la venta de electricidad de las diferentes plantas pueden satisfacerse con la electricidad generada en el *SRC* y el *ORC*.

La **Figura 4.1** muestra la superestructura propuesta para el desarrollo de un parque eco-industrial. Esta superestructura es una representación esquemática de tres plantas industriales, cada una con una corriente de proceso caliente y otra fría, y dos etapas para la transferencia de calor entre las corrientes de proceso de la misma planta y la transferencia de calor entre planta (el número de etapas en la superestructura es igual al número máximo de corrientes de proceso calientes y frías de todas las plantas). La *HPS* de las diferentes plantas puede intercambiar calor con *CPS*, transferir calor al *ORC* y al ciclo *AR* en cada etapa. A continuación, los enfriadores pueden reducir la temperatura de las *HPS*. Además, hay un conjunto de unidades *AR2* para satisfacer la demanda de refrigeración de aquellas *HPS* que necesitan bajar su temperatura por debajo de la temperatura ambiente. Además, se considera que las *CPS* de las diferentes plantas pueden intercambiar calor con el *ORC*, y vapor de baja presión (*LPS*) dado por el *SRC* para lograr las temperaturas deseadas para las *CPS*. El *LPS* puede utilizarse para alimentar el evaporador del *ORC*, así como puede suministrarse al ciclo *AR* y reutilizarse como servicio público caliente. Se considera que las *CPS* pueden recibir energía del *ORC*. También, la superestructura permite configuraciones de intercambiadores de calor en serie, en paralelo y en serie-paralelo. Además, la electricidad generada en el *SRC*

y el ORC puede utilizarse para satisfacer la demanda de electricidad de las distintas plantas o puede ser vendida por éstas. Por último, se considera la opción de comprar energía externa.

En este enfoque se lleva a cabo la integración energética de un parque eco-industrial con el fin de obtener la configuración óptima, las condiciones de operación de las máquinas térmicas, la electricidad producida, la cantidad de energía entre planta intercambiada, la distribución de la electricidad entre las diferentes plantas, de manera que cada planta industrial participante pueda obtener beneficios tanto económicos como energéticos.

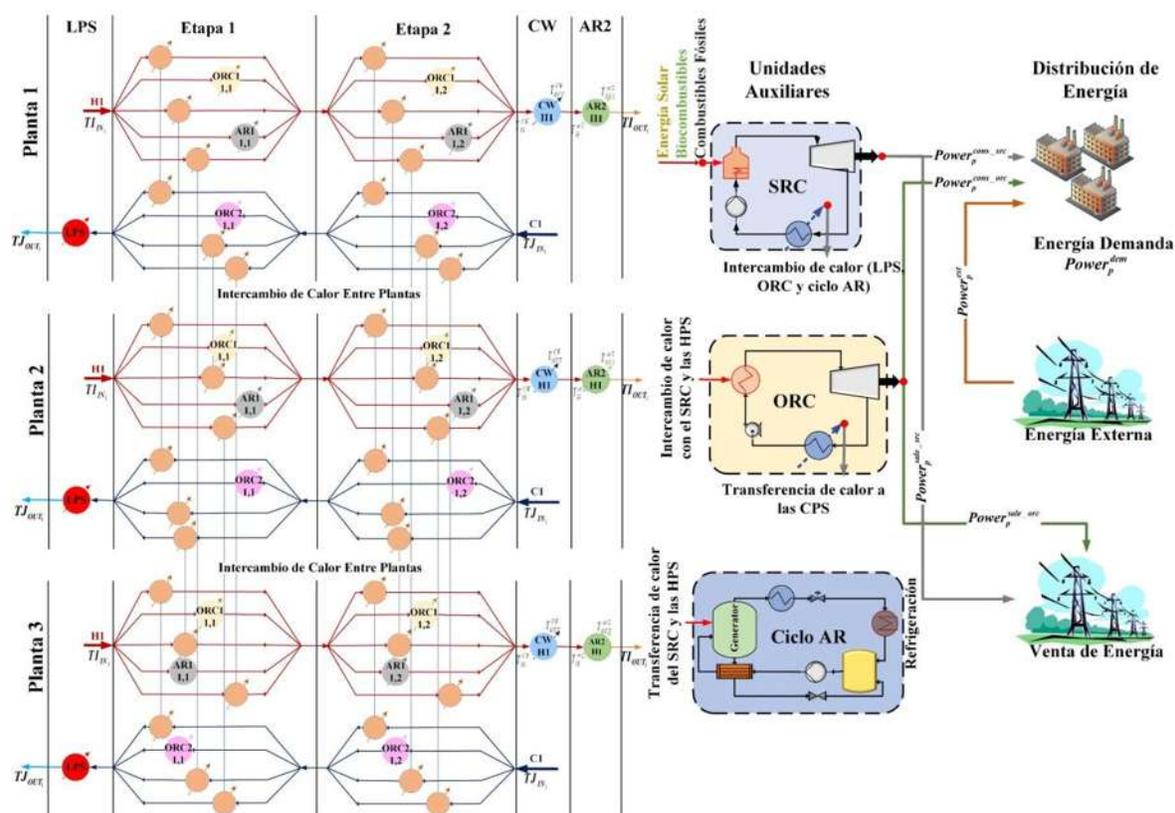


Figura 4.1. Superestructura propuesta para la integración de calor entre plantas.

4.2 Metodología

La metodología propuesta para la integración de calor entre plantas en esta sección es similar a la presentada en la **Sección 3.2** (las diferencias serán mencionadas), la cual consiste en una estrategia de optimización metaheurística-determinista. Las máquinas térmicas se optimizan mediante el uso del algoritmo I-MODE (Sharma y Rangaiah, 2013) y un enlace

entre MS Excel®- VBA®- Aspen Plus® (Ponce-Ortega y Hernández-Pérez, 2019). La integración entre plantas consiste en un modelo matemático implementado en el programa GAMS®. Tal modelo se basa en la superestructura propuesta (**Figura 4.1**).

Además, los modelos implementados en Aspen Plus® para cada máquina térmica se muestran en las **Figuras 3.2-3.4**. Mientras que se seleccionó el modelo termodinámico de tablas de vapor NBS (STEAMNBS) para el SRC (AspenTech, 2013). El método de propiedad de la ecuación de estado de Peng-Robinson para ORC (AspenTech, 2013) y el método de la propiedad PR-BM para el ciclo AR (Ecuación de Estado de Peng-Robinson modificada por Boston-Mathia) (Mansouri y col., 2015). Finalmente, las eficiencias usadas son $\eta_{t, isentropic} = 0.9$ para las turbinas y $\eta_p = 0.8$ para todas las bombas.

4.2.1. Procedimiento de Solución

El procedimiento general de solución propuesto (**Figura 4.2**) se describe como sigue: Inicialmente en la optimización metaheurística, el algoritmo I-MODE propone valores de las variables de decisión para cada máquina térmica, luego estos son enviados desde MS Excel® a Aspen Plus®. Aspen Plus® ejecuta la simulación con los valores de decisión propuestos. Tras ejecutar la simulación, se obtienen cálculos rigurosos para los datos de diseño de cada máquina térmica, los valores de las variables de respuesta se devuelven desde Aspen Plus® a MS Excel®, donde se evalúa el rendimiento de las funciones objetivo del modelo metaheurístico para proponer nuevos valores de las variables de decisión. Este proceso se lleva a cabo consecutivamente hasta que se alcanza el criterio de finalización del MNG. Una vez obtenidos los resultados de cada máquina térmica, se selecciona la mejor solución y se envían las variables (eficiencias, rendimiento, temperaturas de operación, presiones de operación, etc.) a la plataforma de optimización determinista. En GAMS® se evalúa la función objetivo del modelo determinista y se obtienen resultados para las máquinas térmicas, la configuración óptima, los ingresos y los costos de la integración entre planta mediante los diferentes esquemas de asignación. Los resultados de las máquinas térmicas (calor suministrado, producción de electricidad, cantidad de utilidades de calor, frío y refrigeración, etc.) se seleccionan y se envían a la plataforma metaheurística. Finalmente, tras varias iteraciones entre la optimización metaheurística y la optimización determinista, se

obtiene la convergencia (última iteración) y una diferencia mínima entre las variables de decisión (eficiencias, temperaturas, coeficientes de rendimiento, etc.).

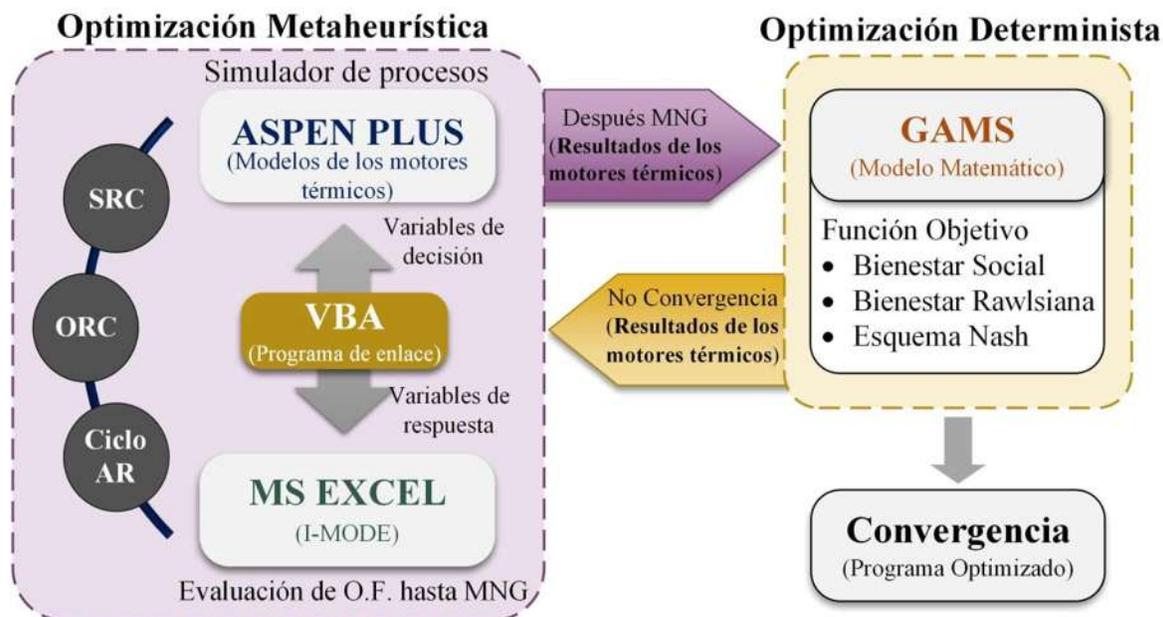


Figura 4.2. Enfoque de solución general.

4.2.2. Modelo determinista

Los conjuntos utilizados en la formulación matemática se definen a continuación. El conjunto P se utiliza para representar las plantas industriales disponibles. Los conjuntos que representan corrientes de proceso calientes, corrientes de proceso frías y etapas internas en la superestructura son HPS , CPS y ST ; el índice i se usa para el HPS , j denota CPS y el índice k se usa para las etapas internas de la superestructura. Los conjuntos G y H se utilizan para los fluidos de trabajo disponibles para operar el ORC y los sistemas disponibles para el ciclo AR; el índice g representa los fluidos orgánicos y h es el sistema utilizado por el ciclo AR. Los conjuntos F , B y T denotan combustibles fósiles, biocombustibles y períodos de tiempo (meses); los índices f , b y t se utilizan para indicar combustibles fósiles, biocombustibles y meses. Las ecuaciones siguientes describen la representación matemática de la **Figura 4.1**

Es importante señalar que las **Secciones** desde la **3.2.2.1**, hasta la sección **3.2.2.18**, presentadas en el **Planteamiento 1**, son consideradas en este modelo determinista, donde a continuación se describen las ecuaciones adicionales.

4.2.2.1. Distribución de energía

La electricidad producida por el SRC ($Power^{src}$), es igual a la suma entre la electricidad consumida por las plantas ($Power_p^{cons_src}$) y el total de electricidad vendida por las plantas ($Power_p^{sale_src}$).

$$Power^{src} = \sum_{p \in P} Power_p^{cons_src} + \sum_{p \in P} Power_p^{sale_src} \quad (4.1)$$

La electricidad producida por el ORC ($Power^{orc}$), es igual a la suma de la electricidad consumida por las plantas ($Power_p^{cons_orc}$) más la electricidad total vendida por las plantas ($Power_p^{sale_orc}$).

$$Power^{orc} = \sum_{p \in P} Power_p^{cons_orc} + \sum_{p \in P} Power_p^{sale_orc} \quad (4.2)$$

Además, la demanda de electricidad de cada planta es expresada de la siguiente manera:

$$Power_p^{dem} = Power_p^{cons_src} + Power_p^{cons_orc} + Power_p^{ext}, \quad \forall p \in P \quad (4.3)$$

donde $Power_p^{ext}$ es la electricidad externa requerida.

4.2.2.2. Función objetivo económica

El total de los ingresos individuales de cada planta (TIR_p) es igual a el ingreso de cada planta ($REVENUE_p$), menos el costo total anual de cada planta (TAC_p).

$$TIR_p = \{REVENUE_p - TAC_p\}, \quad \forall p \in P \quad (4.4)$$

donde $REVENUE_p$ es igual a los ingresos de la venta de energía (RSP_p), más los créditos fiscales (TCR_p).

$$REVENUE_p = RSP_p + TCR_p, \quad \forall p \in P \quad (4.5)$$

y el TAC_p es igual a la suma del costo de capital (CaC_p), costo fijo (FiC_p), costo de operación (OC_p), costo de la electricidad externa (CPE_p) y costo de las fuentes de energía (ESC_p),

$$TAC_p = CaC_p + FiC_p + OC_p + CPE_p + ESC_p, \quad \forall p \in P \quad (4.6)$$

$$TAC_p \leq \Omega_p, \quad \forall p \in P \quad (4.7)$$

La ecuación 4.7 es la restricción presupuestaria de cada planta, donde Ω_p es el presupuesto disponible de cada planta. En tanto, los ingresos por la venta de energía se definen como:

$$RSP_p = H_y D^{sh} \left(GaPow^{src} Power_p^{sale_src} + GaPow^{orc} Power_p^{sale_orc} \right), \quad \forall p \in P \quad (4.8)$$

donde $Power_p^{sale_src}$ y $Power_p^{sale_orc}$ son el total de electricidad vendida por el SRC y el ORC, respectivamente.

Los créditos fiscales son obtenidos por el uso de la energía solar, biocombustibles e incluso algunos combustibles fósiles,

$$TCR_p = H_y \omega_p \left\{ \begin{array}{l} R^{Solar} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} \left[R_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t \right] \\ + \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} \left[R_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t \right] \end{array} \right\}, \quad \forall p \in P \quad (4.9)$$

Los costos de capital (CaC_p) incluyen el costo de capital para el ciclo AR y los costos de capital para todas las unidades de intercambio de calor mostradas en la **Figura 4.1**.

$$\begin{aligned}
C_{cap} = k_f \xi_p \left[\right. & \sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} \left\{ \frac{q_{i,j,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right)}{\left[(dt_{i,j,k})(dt_{i,j,k+1}) \left(\frac{dt_{i,j,k} + dt_{i,j,k+1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{orc1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{orc1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{orc1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{orc1})(dt_{i,k+1}^{orc1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{orc1} + dt_{i,k+1}^{orc1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{ar1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{ar1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar1})(dt_{i,k+1}^{ar1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar1} + dt_{i,k+1}^{ar1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} C_i^{cw} \left\{ \frac{q_{i,k}^{cw} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cw}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{cw})(dt_{i,k+1}^{cw}) \left(\frac{dt_{i,k}^{cw} + dt_{i,k+1}^{cw}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} \left\{ \frac{q_{i,k}^{ar2} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar2}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar2-1})(T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar2-1} + (T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2})}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \sum_{j \in HPS} \sum_{k \in ST} C_j^{orc2} \left\{ \frac{q_{j,k}^{orc2} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{orc2}} \right)}{\left[(dt_{j,k}^{orc2})(dt_{j,k+1}^{orc2}) \left(\frac{dt_{j,k}^{orc2} + dt_{j,k+1}^{orc2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\
& \left. \sum_{j \in HPS} \sum_{k \in ST} C_j^{lps} \left\{ \frac{q_{j,k}^{lps} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{lps}} \right)}{\left[(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j})(dt_j^{lps-2}) \left(\frac{(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j}) + dt_j^{lps-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \right]
\end{aligned} \tag{4.10}$$

donde ξ_p representa el factor de costo de los intercambiadores de calor de cada planta (por lo tanto, el costo de capital de cada planta es proporcional a la cantidad de servicios externos y de refrigeración que requiere cada planta), y es igual a la suma del calor contenido en las corrientes de proceso calientes de cada planta (Q_{HPS_p}) y el calor requerido por las corrientes

de proceso frías de cada planta (Q_{CPS_p}), esto dividido por la suma del calor total contenido en las corrientes de proceso calientes de todas las plantas (Q_{HPS}) y el calor total requerido por las corrientes de proceso frías de todas las plantas (Q_{CPS}).

$$\xi_p = \left[\frac{(Q_{HPS_p} + Q_{CSP_p})}{(Q_{HPS} + Q_{CPS})} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.11)$$

donde Q_{HPS} , Q_{CPS} , Q_{HPS_p} y Q_{CSP_p} se determinan de la siguiente manera,

$$Q_{HPS} = \sum_{i \in HPS} (T_{INi} - T_{OUTi}) FCp_i \quad (4.12)$$

$$Q_{CPS} = \sum_{j \in CPS} (T_{OUTj} - T_{INj}) FCp_j \quad (4.13)$$

$$Q_{HPS_p} = \sum_{i \in HPS_p} (T_{INi} - T_{OUTi}) FCp_i, \quad \forall p \in P \quad (4.14)$$

$$Q_{CSP_p} = \sum_{j \in CPS_p} (T_{OUTj} - T_{INj}) FCp_j, \quad \forall p \in P \quad (4.15)$$

Los costos fijos (FiC_p) corresponden a todos los intercambiadores requeridos en la solución óptima,

$$FiC_p = k_f \xi_p \left[\sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_{ij}}^{exc} z_{i,j,k} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{orc1} z_{i,k}^{orc1} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{F_i}^{ar1} z_{i,k}^{ar1} \right. \\ \left. + \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{cw} z_i^{cw} + \sum_{i \in HPS} C_{F_i}^{ar2} z_i^{ar2} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{F_j}^{orc2} z_{j,k}^{orc2} + \sum_{j \in CPS} C_{F_j}^{lps} z_j^{lps} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.16)$$

Los costos de operación (OC_p) consideran el agua de enfriamiento requerida por las HPS, así como en el condensador del SRC y el ORC.

$$OC_p = C_{cw} \left\{ \zeta_p \sum_{i \in HPS} q_i^{cw} + \left[\psi_p (Q^{src-cw} + Q^{orc-cw}) \right] \right\}, \quad \forall p \in P \quad (4.17)$$

donde ζ_p es el factor de costo de operación de las corrientes calientes de cada planta, y ψ_p es el factor de costo de las plantas que requieren electricidad del SRC y el ORC (este factor

es igual a la suma del factor de energía consumida (ψ_p^{cons}) y el factor de energía vendida (ψ_p^{sale})).

$$\zeta_p = \left(\frac{Q_{HPS_p}}{Q_{HPS}} \right), \quad \forall p \in P \quad (4.18)$$

$$\psi_p = \psi_p^{cons} + \psi_p^{sale}, \quad \forall p \in P \quad (4.19)$$

$$\psi_p^{cons} = \left[\frac{(power_p^{cons_src} + power_p^{cons_orc})}{(power^{src} + power^{orc})} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.20)$$

$$\psi_p^{sale} = \left[\frac{(power_p^{sale_src} + power_p^{sale_orc})}{(power^{src} + power^{orc})} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.21)$$

El costo de la electricidad externa se define de la siguiente manera,

$$CPE_p = H_y SuP^{power} Power_p^{ext}, \quad \forall p \in P \quad (4.22)$$

Los costos de las fuentes de energía (ESC_p) corresponden a las fuentes de energía primaria (combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar), los cuales son determinadas de la siguiente manera,

$$ESC_p = H_y \omega_p \left\langle \left\{ \left[\sum_{f \in F} \left[C_f^{Fossil} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{Fossil} D_t) \right] + \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. \left[\sum_{b \in B} \left[C_b^{Biofuel} \times \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{Biofuel} D_t) \right] \right] \right\} + H_y C_{op}^{Solar} + k_f C_{cap}^{Solar} \right\rangle, \quad \forall p \in P \quad (4.23)$$

donde ω_p es el factor económico por el uso de la energía proveniente del SRC.

$$\omega_p = \omega_p^{cons} + \omega_p^{sale}, \quad \forall p \in P \quad (4.24)$$

$$\omega_p^{cons} = \left[\frac{power_p^{cons_src}}{power^{src}} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.25)$$

$$\omega_p^{sale} = \left[\frac{Power_p^{sale_src}}{power^{src}} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.26)$$

A través de los factores ξ_p , ψ_p , ζ_p y ω_p , pueden ser determinados los costos totales de cada planta. Estos factores consideran que el requerimiento/consumo de servicios es proporcional al costo. Basado en lo anterior, el consumo de servicios externos, refrigeración y electricidad de cada planta son proporcionales a los costos de cada planta.

4.2.2.3. Esquemas de Asignación

La función objetivo utilizada depende del esquema de asignación que se seleccione. El esquema de asignación de bienestar social busca maximizar las ganancias para todas las plantas (φ^{SW}). Para este esquema de asignación, la ecuación siguiente es necesaria,

$$\max \varphi^{SW} = \sum_{p \in P} TIR_p \quad (4.27)$$

El esquema de asignación Rawlsiana corresponde a la maximización de los ingresos menores de las partes interesadas. Por lo tanto, este esquema de asignación puede ser obtenido como se muestra en las ecuaciones siguientes,

$$\begin{aligned} \max \varphi^{RW} \\ \varphi^{RW} \geq TIR_p, \quad \forall p \in P \end{aligned} \quad (4.28)$$

Esquema de asignación Nash es obtenido por la maximización de la suma de los logaritmos de los ingresos de todas las plantas. Por ello, el esquema de asignación Nash es obtenido como se muestra a continuación,

$$\max \varphi^{NS} = \sum_{p \in P} \log TIR_p \quad (4.29)$$

4.2.3. Modelo Metaheurístico

Al respecto, este modelo es presentado en la **Sección 3.2.3**; donde como función objetivo se considera la maximización de los ingresos generados por la venta de electricidad producida por el SRC y el ORC, y la minimización de el costo total anual de cada máquina térmica; el costo total anual es determinado mediante la sumatoria de los costos de capital y de operación de cada componente de cada ciclo. Esto con la finalidad de poder obtener las mejores eficiencias térmicas, *COP*, temperaturas de operación, y costos unitarios de

producción de electricidad y de refrigeración, los cuales son enviados a la plataforma de optimización determinística en cada iteración.

4.3. Resultados

4.3.1. Caso de estudio

Para mostrar la aplicabilidad de la metodología propuesta e ilustrar los resultados, se presenta un estudio de caso ubicado en la ciudad de Morelia Michoacán en México. Hay cinco plantas disponibles para la integración de calor, que tienen una diversidad necesaria de servicios externos calientes y fríos, refrigeración, electricidad y presupuestos disponibles (**Tabla 4.1** y **Tabla 4.2**). Hay que tener en cuenta que la planta 5 no requiere servicios externos ni refrigeración, sólo requiere electricidad. Además, en las **Tablas 4.3-4.6** se presentan los fluidos de trabajo disponibles para el ciclo ORC y AR, la máxima disponibilidad de biocombustibles, la energía útil recogida por mes para el colector solar y los datos de los combustibles fósiles y los biocombustibles. Asimismo, la **Tabla 4.7** muestra los parámetros que se corrigen para cada interacción dentro de la formulación matemática implementada en GAMS® (resultados de la optimización metaheurística).

Además, para el caso de estudio se abordan bajo cuatro escenarios para los tres esquemas de asignación: (a) Maximización de los ingresos totales individuales (TIR_p) sin considerar el presupuesto disponible de cada planta (sin considerar la ecuación 4.7), (b) Maximización de TIR_p considerando el presupuesto disponible de cada planta, (c) Maximización de TIR_p considerando una disminución del 10% en el presupuesto disponible para cada planta, (d) Maximización de TIR_p considerando una disminución del 20% en el presupuesto disponible para cada planta. Obsérvese que para los escenarios (b), (c) y (d), se considera la restricción presupuestaria (ecuación 4.7).

Tabla 4.1. Corrientes de proceso disponibles de cada planta.

	Temperatura de entrada (K)	Temperatura de salida (K)	FCp(kW/K)	Q(kW)
<i>Planta 1</i>				
H1	345	278	22.4	1,500
H2	448	342	25.84	2,739
H3	300	273	77.80	2,100
C1	358	453	19.50	1,852
C2	370	418	55.30	2,654
<i>Planta 2</i>				

H1	288	271	226.50	3,850
C1	283	315	135.45	4,334
C2	278	298	215.65	4,313
<i>Planta 3</i>				
H1	488	383	27.85	2,924
H2	543	395	9.40	1,391
C1	338	416	62.15	4,847
<i>Planta 4</i>				
H1	456	288	13.86	2328
C2	308	368	28.16	1689
C2	288	383	29.83	2833

Tabla 4.2. Necesidades totales de calefacción, enfriamiento, demanda eléctrica y presupuesto disponible.

	Q_{HPS_p} (kW)	Q_{HPS_p} (kW)	$Power_p^{dem}$ (kW)	Ω_p (\$/y)
Planta 1	6,340.5	4,506.9	1,550	636,768
Planta 2	3,850.5	8,647.4	2,950	855,152
Planta 3	4,315.5	4,847.7	1,150	403,084
Planta 4	2,328.5	4,523.4	1,200	425,098
Planta 5	0.0	0.0	1,630	601,783

Tabla 4.3. Fluidos de trabajo para ORC (Mago y col., 2007) y sistemas para AR disponibles

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)
1	R113	0.19	294	458	298	295
2	R245ca	0.17	305	443	308	306
3	Isobutano	0.145	304	398	306	305
Ciclo AR						
#	Sistema	COP	$T_{IN,h}^{ar1}$ (K)	$T_{OUT,h}^{ar1}$ (K)		
1	$H_2O-LiBr$	0.7	268	268		
2	NH_3-H_2O	0.6	243	243		

Tabla 4.4. Disponibilidad de biocombustibles (ton/mes).

Combustible/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Biomasa	50	70	180	320	450	600	700	600	500	350	120	60
Biogás	25	35	50	42	40	45	45	39	49	58	32	27
Madera blanda	35	40	60	100	130	120	120	85	70	50	3	32
Madera dura	33	41	75	90	120	125	125	80	70	45	40	33

Tabla 4.5. Energía recolectada útil por mes por el colector solar.

Mes/tipo de colector solar	de PTSC [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	410,470
Noviembre	407,430
Diciembre	522,288

Tabla 4.6. Datos para los combustibles fósiles y biocombustibles.

Combustibles	Poder de calentamiento (kJ/kg)	Costo (\$/mm kJ)
<i>Combustibles fósiles</i>		
4. Carbón	35,000	1.5559
5. Petróleo	42,200	18.2447
6. Gas natural	54,000	5.8349
<i>Bio combustibles</i>		
5. Biomasa	17,200	2.0303
6. Biogás	52,000	8.5388
7. Madera Blanda	20,400	2.5332
8. Madera Dura	18,400	2.8975

Tabla 4.7. Variables de decisión seleccionadas.

VARIABLES DE ENTRADA	SÍMBOLO
Eficiencia del SRC	μ^{src}
Eficiencia del ORC	μ^{orc}
Coeficiente de rendimiento	COP
costo unitario de producción de energía (SRC)	$PPCost^{src}$
costo unitario de producción de energía (ORC)	$PPCost^{orc}$
Costo de capital unitario (AR)	C_{cap}^{ar}

Temperaturas para el SRC	T_{IN}^{LPS} and T_{OUT}^{LPS}
Temperaturas para el ORC	T_{IN}^{ORC1} , T_{OUT}^{ORC1} , T_{IN}^{ORC2} and T_{OUT}^{ORC2}
Temperaturas para el AR	T_{IN}^{ar1} and T_{OUT}^{ar1}

Para resolver la formulación de matemática (optimización determinista), se utilizó el software GAMS® y se implementó el conjunto de solucionadores DICOPT, CONOPT y CPLEX para resolver los subproblemas correspondientes. Esta formulación matemática consta de 1,950 variables continuas, 533 binarias y 1,944 ecuaciones. El tiempo de cálculo necesario para la solución óptima en la optimización determinista fue de 43 segundos. Mientras que los parámetros asociados para la implementación del algoritmo I-MODE (optimización metaheurística) son los siguientes: tamaño de la población (PS):10 individuos, Máximo número de generaciones (MNG):30, tamaño de la lista tabú (TLS): 5 individuos, radio tabú (TR): 0.01, fracción de cruce (CF): 0.8, y fracción de mutación (MF): 0.5. El tiempo de cálculo requerido para la solución en el enfoque de optimización metaheurística varió entre 40 y 60 minutos para cada iteración.

4.3.2. Resultados de la Optimización Metaheurística

Los resultados del enfoque de optimización metaheurística en cada interacción se obtienen a través del calor suministrado en cada ciclo (el calor suministrado es un resultado de GAMS®). Las soluciones en la última iteración para cada máquina térmica se presentan en curvas de Pareto después de MNG. Además, el algoritmo I-MODE proporciona un conjunto de soluciones, donde la solución con la mayor ganancia total fue seleccionada y denominada como "la mejor solución" para cada máquina térmica. También, a través de la mejor solución, se determinan las condiciones de operación en Aspen Plus®, que son variables de entrada a la formulación matemática determinista en cada iteración (**Tabla 4.7**).

Las soluciones después del MNG para el SRC se muestran en la **Figura 4.3**. Esta figura muestra el comportamiento del costo total anual en función de la ganancia por la venta de energía. El punto A fue seleccionado como la mejor solución porque este punto genera el mayor beneficio total anual, que es igual a 6,831,683 \$/año. Además, la mejor solución presenta un costo unitario de producción de energía para el SRC ($PPCost^{src}$) de 0.065 \$/kWh. La **Figura 4.4** muestra las soluciones después del MNG para el ORC, donde se observa que el costo total anual aumenta a medida que aumenta la ganancia por la venta de

energía. La mejor solución para el ORC fue la que obtuvo la mayor ganancia total anual (punto A) con un valor igual a 2,442,221 \$/año. Además, este punto presenta un valor para el costo unitario de producción de energía para el ORC ($PPCost^{orc}$) de 0.008 \$/kWh.

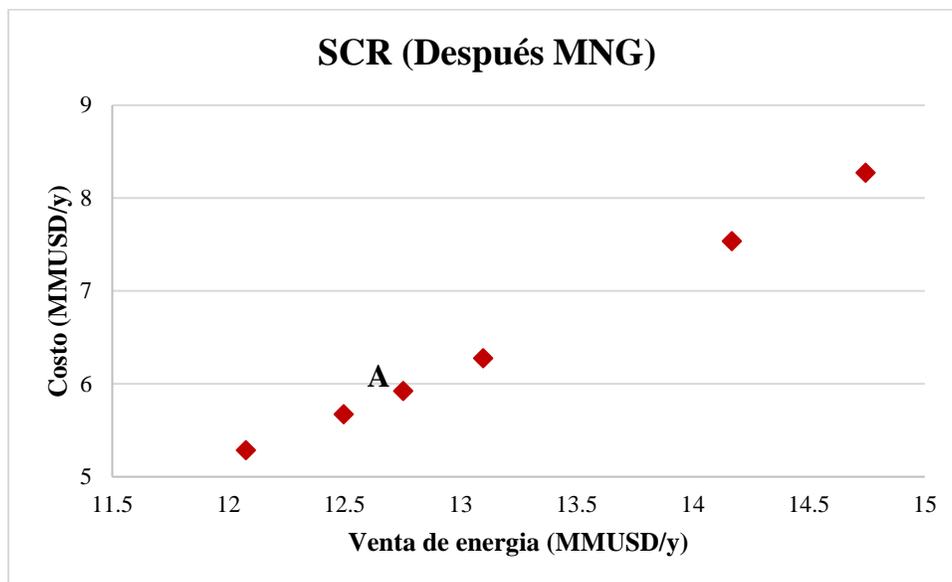


Figura 4.3. Soluciones para el SRC usando I-MODE.

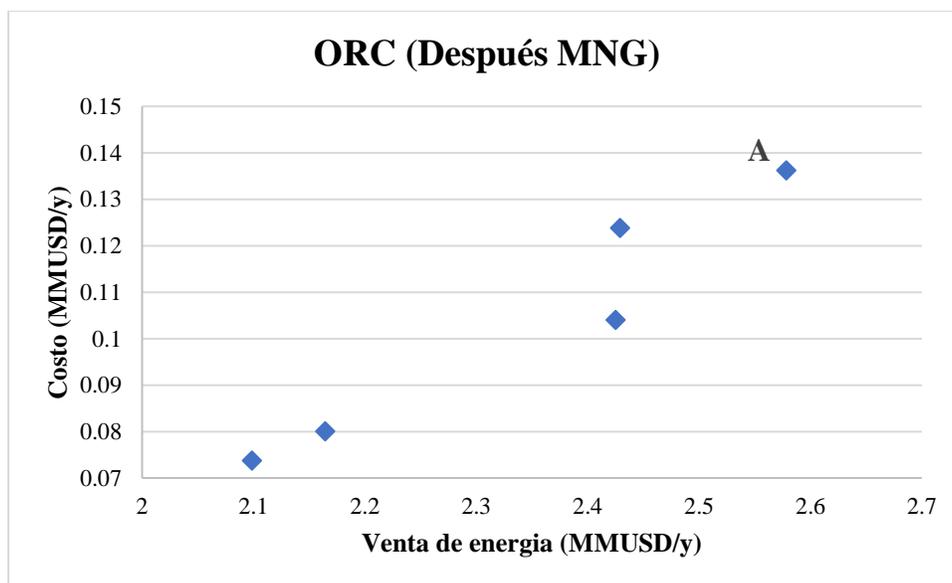


Figura 4.4. Soluciones para el ORC usando I-MODE.

La **Figura 4.5** muestra el comportamiento del costo total anual en función del calor total de refrigeración producido por el ciclo AR después del MNG. Cabe destacar que sólo se obtienen dos soluciones. El punto A representa la mejor solución en términos económicos y en producción de refrigeración. En este punto, el aumento en la refrigeración producida es más significativo que el aumento del costo total anual del ciclo. El costo de capital unitario del ciclo AR (C_{cap}^{ar}) es de 210.5 \$/kW.

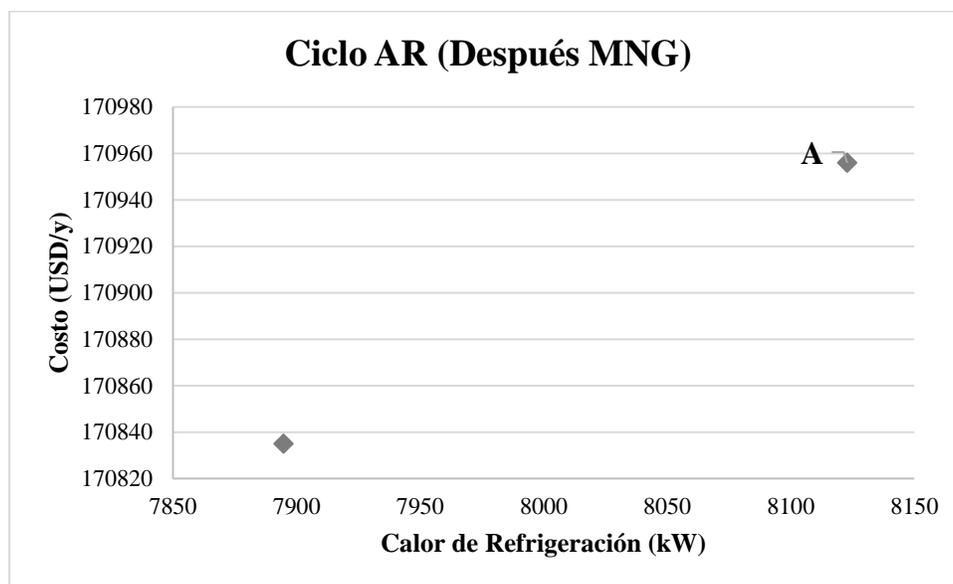


Figura 4.5. Soluciones para el ciclo AR usando I-MODE.

Las condiciones de operación de la mejor solución para el SRC y el ORC determinadas por Aspen Plus® se presentan en la **Tabla 4.8**. En concreto, se muestran las temperaturas de cada etapa (a estas temperaturas operan las máquinas térmicas en la integración entre planta en GAMS®), las presiones, los flujos de másicos y las eficiencias térmicas. Se seleccionó el R245ca como fluido de trabajo para el ORC. Mientras que las condiciones de operación de la mejor solución para el ciclo AR se presentan en la **Tabla 4.9**. El *COP* para el ciclo AR es igual a 0.565, donde se seleccionó NH_3-H_2O como fluido de trabajo.

Tabla 4.8. Condiciones de operación de la mejor solución para el SRC y el ORC

Variable/ciclo	SRC	ORC
$T_1(K)$	606	301
$T_2(K)$	642	302
$T_3(K)$	1315	520
$T_4(K)$	956	439
$P_{high}(atm)$	131	26.3
$P_{low}(atm)$	716	1.1
$\dot{m}(kg / s)$	14	28
μ	0.26	0.19

Tabla 4.9. Condiciones de operación de la mejor solución para el ciclo AR.

Etapa	de	a	Temp (K)	Pres (atm)	Frac. de vapor	Fj. másico (kg/s)	NH_3 (%)
1	Absorber	Bomba	263	1.35	0	20.5	60
2	Bomba	SHX	264	20.3	0	20.5	60
3	SHX	Generador	313	20.3	0	20.5	60
4	Generador	SHX	378	20.3	0	13.7	42
5	SHX	Válvula	308	20.3	0	13.7	42
6	Válvula	Absorber	287	1.35	0.06	13.7	42
7	Generador	Condensador	379	20.3	1	6.8	97
8	Condensador	Valve	379	20.3	0	6.8	97
9	Valve	Evaporador	247	1.35	0.07	6.8	97
10	Evaporador	LVHX	263	1.35	0.91	6.8	97
11	LVHX	Absorber	314	1.35	1	6.8	97
12	LVHX	Válvula	267	20.3	0	6.8	97
<i>COP</i>			0.565				

4.3.3. Resultados de la Optimización Determinista

La formulación matemática propuesta proporciona los ingresos y el *TAC* para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación. En primer lugar, en el escenario (a), la restricción presupuestaria no está activa (**Tabla 4.10**); por lo tanto, se muestran diferentes *TAC* para cada planta en los distintos esquemas de asignación. Cabe señalar que los ingresos obtenidos por cada planta son diferentes en los tres esquemas de asignación. Además, los ingresos obtenidos por cada planta son diferentes, y bajo el Bienestar Social la planta 1 y la planta 5 obtienen una gran cantidad de ingresos, mientras que las plantas 2, 3 y 4 obtienen ingresos inferiores a su *TAC*; lo que genera pérdidas económicas. Bajo el Bienestar Rawlsiana, se consiguen ingresos similares para todas las plantas, mientras que la diferencia de ingresos entre la planta 2 (mayor ingreso) y la planta 5 (menor ingreso) es del 41.5%. Bajo

el esquema Nash, los ingresos de las plantas son notablemente similares, donde la diferencia entre la planta 5 (mayor ingreso) y la planta 1 (menor ingreso) es del 19%, lo que supone una diferencia menor de ingresos entre la planta de mayor ingreso y la de menor ingreso en comparación con el Bienestar Rawlsiana. Además, la *TAP* obtenida bajo los esquemas de Bienestar Rawlsiana y Nash es menor que el logrado para el Bienestar Social. Finalmente, se concluye que el Bienestar Social es menos justo porque el 86% de los ingresos se concentran sólo en la planta 1 y la planta 5, el Bienestar Rawlsiana es más justo que el Bienestar Social; sin embargo, a la planta 2 se le asigno ingresos ligeramente superiores a los asignados al resto de las plantas, mientras que el esquema de Nash es el más justo debido a que los ingresos de cada planta son similares (**Figura 4.6**).

Tabla 4.10. Ingreso y *TAC* para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (a)).

	Bienestar Social		Bienestar Rawlsiana		Nash	
	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>
Planta 1	3,253,340	563,589	1,025,256	406,187	1,001,897	383,234
Planta 2	11,686	517,141	1,593,379	974,310	1,136,665	518,002
Planta 3	383,100	379,609	1,248,994	629,926	1,181,429	562,766
Planta 4	361,904	398,586	974,829	355,760	1,216,504	597,840
Planta 5	1,763,900	818,978	931,473	312,405	1,237,433	618,770
<i>TAP</i>	3,096,026		3,095,340		3,093,317	

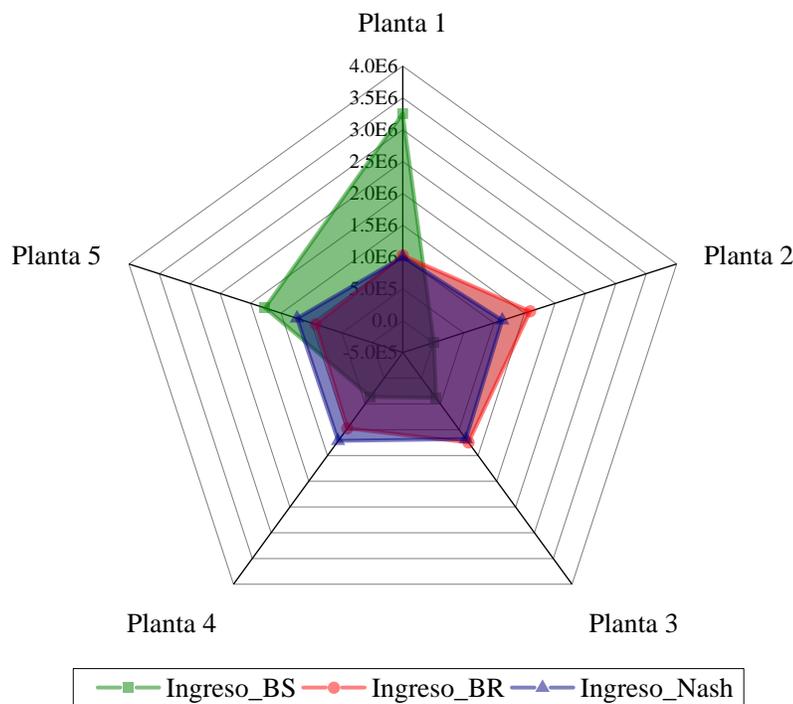


Figura 4.6. Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (a)).

En el escenario (b) está activa la restricción presupuestaria (ecuación 4.7) (**Tabla 4.11**). Bajo el esquema Bienestar Social, sólo las plantas 1, 2 y 4 utilizan el presupuesto total disponible. En el esquema Bienestar Rawlsiana, sólo la planta 5 no utiliza el presupuesto total. Bajo el esquema Nash, sólo la planta 1, la planta 4 y la planta 5 utilizan el presupuesto total. En base a lo anterior, el Bienestar Rawlsiana es el que más se acerca en términos de presupuesto disponible para cada planta. En términos de *TAP* obtenida bajo los esquemas de Bienestar Social y Nash, es menor que la *TAP* obtenida bajo el Bienestar Rawlsiana, donde la diferencia es mayor entre el Bienestar Social y el Bienestar Rawlsiana. Por otro lado, los ingresos de cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación son diferentes, donde bajo el Bienestar Social sólo se logran altos ingresos para la planta 4 y la planta 2, mientras que para la planta 1 y la planta 5 los ingresos son menores, y los ingresos asignados a la planta 3 son excesivamente pequeños. En cuanto al Bienestar Rawlsiana, los ingresos son similares para cada planta, donde la diferencia entre la planta 2 (mayor ingreso) y la planta 5 (menor ingreso) es sólo del 33%. Bajo el esquema de Nash, los ingresos son muy similares entre las

plantas y la diferencia es menor, ya que la diferencia entre la planta con mayor ingreso (planta 2) y la planta con menor ingreso (planta 3) es del 26%. Además, en términos de ingresos entre plantas, el esquema de Nash es más justo que los otros esquemas de asignación porque los ingresos son más similares entre las diferentes plantas, seguidamente el Bienestar Rawlsiana es menos justo que el esquema de Nash, ya que los ingresos obtenidos por la planta 2 son ligeramente superiores a los obtenidos por el resto de la planta, mientras que con el Bienestar Social se consigue el reparto de ingresos menos justo (**Figura 4.7**).

Tabla 4.11. Ingreso y *TAC* para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (b)).

	Bienestar Social		Bienestar Rawlsiana		Nash	
	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>
Planta 1	885,675	636,768	1,255,881	636,768	1,255,512	636,768
Planta 2	1,178,591	855,152	1,474,265	855,152	1,297,170	678,427
Planta 3	5363	271,134	1,022,197	403,084	956,880	338,136
Planta 4	3,070,268	425,098	1,044,210	425,098	1,043,842	425,098
Planta 5	634,033	492,559	977,377	358,265	1,220,527	601,783
<i>TAP</i>	3,093,219		3,095,564		3,093,718	

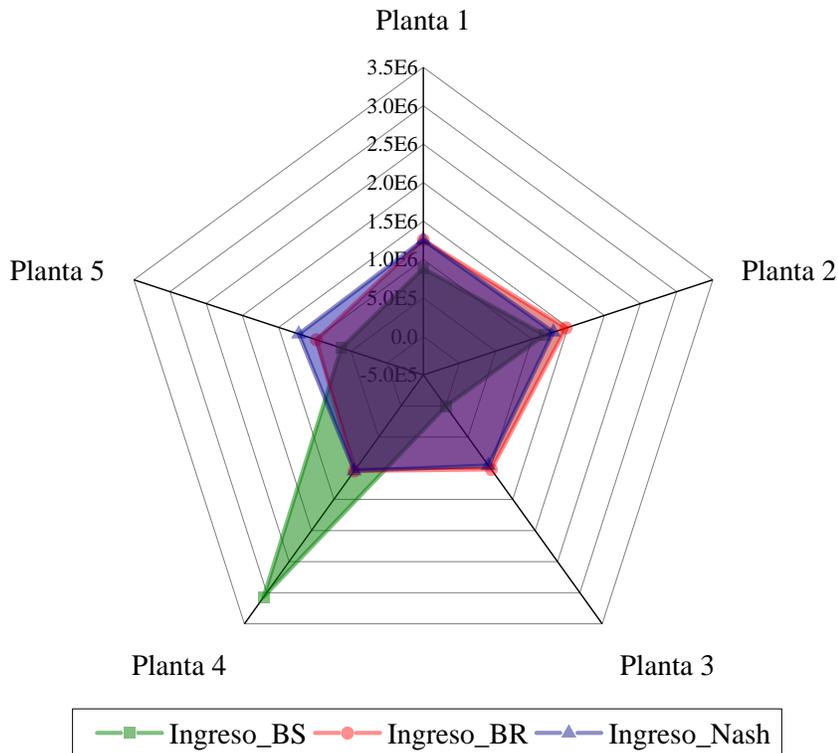


Figura 4.7. Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (b)).

En el escenario (c) está activa la restricción presupuestaria y el presupuesto disponible para cada planta es un 10% inferior al presupuesto del escenario (b) (**Tabla 4.12**). En este escenario, los *TACs* alcanzados para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación son iguales al presupuesto disponible en cada planta, mientras que la *TAP* obtenida bajo el esquema de Bienestar Social y Nash es menor que la *TAP* obtenida bajo el Bienestar Rawlsiano, donde la mayor diferencia se encuentra entre el Bienestar Social y el Bienestar Rawlsiano. Concretamente, en el esquema Bienestar Social, los ingresos de las plantas 1, 2, 3 y 4 son muy escasos, mientras que la planta 5 obtiene ingresos muy elevados. Los ingresos conseguidos por cada planta bajo los esquemas de Bienestar Rawlsiano y Nash son notablemente similares; sin embargo, a través del Bienestar Rawlsiano se consiguieron ingresos ligeramente superiores para cada planta. En este escenario, en términos de ingresos obtenidos por cada planta, el Bienestar Rawlsiano es tan justo como el esquema de Nash, mientras que el Bienestar Social es injusto porque sólo la planta 5 obtiene grandes ingresos (**Figura 4.8**).

Tabla 4.12. Ingreso y *TAC* para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (c)).

	Bienestar Social		Bienestar Rawlsiana		Nash	
	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>	Ingreso	<i>TAC</i>
Planta 1	674,840	573,091	1,178,250	573,091	1,177,118	573,091
Planta 2	895,805	769,637	1,374,796	769,637	1,373,663	769,637
Planta 3	328,236	362,776	967,935	362,776	966,802	362,776
Planta 4	311,296	382,588	987,747	382,588	986,615	382,588
Planta 5	3,432,905	541,605	1,146,764	541,605	1,145,631	541,605
<i>TAP</i>	3,013,386		3,025,796		3,020,133	

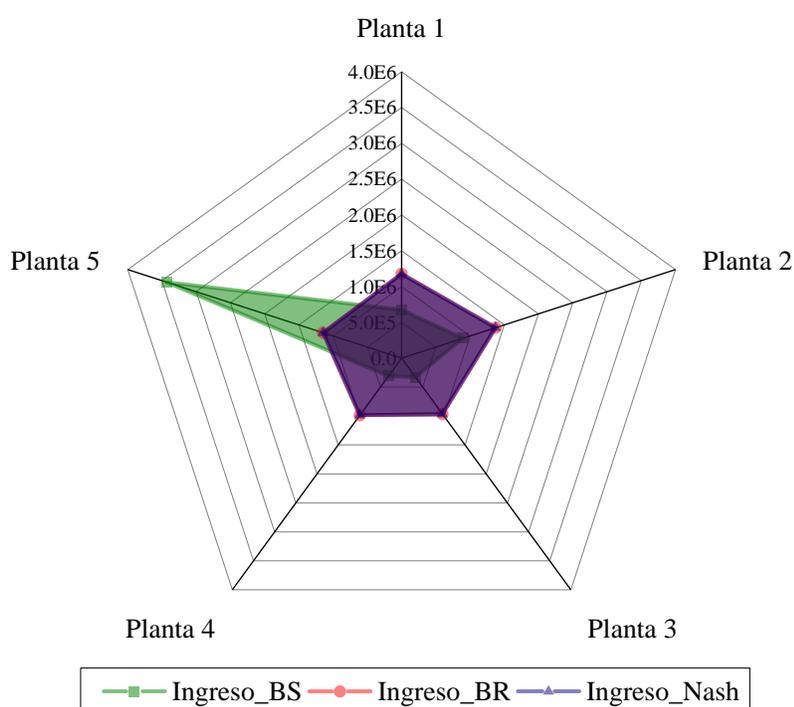


Figura 4.8. Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (c)).

En el escenario (d) está activa la restricción presupuestaria y el presupuesto disponible para cada planta es un 20% menor al presupuesto del escenario (b) (**Tabla 4.13**). En los diferentes esquemas de asignación, se logran los mismos *TACs* para cada planta, que son iguales al presupuesto disponible. La *TAP* obtenida bajo el Bienestar Social y el Bienestar Rawlsiana es menor que la *TAP* obtenida bajo el esquema de Nash. La mayor diferencia del *TAP* se da entre los esquemas Nash y Bienestar Social, que equivale al 5.6%. Bajo el

Bienestar Social, sólo se alcanzan mayores ingresos en la planta 1, mientras que en el resto de las plantas los ingresos logrados no son satisfactorios. Los ingresos obtenidos bajo los esquemas Bienestar Rawlsiana y Nash son notablemente similares; sin embargo, en el esquema Nash, se obtiene un poco más de ingresos en cada planta. Por lo tanto, el esquema Nash es el mejor en este escenario en cuanto a ingresos generados, así como el más justo, junto con el esquema de Bienestar Rawlsiana, donde el esquema de Bienestar Social no es justo en la asignación de ingresos (**Figura 4.9**).

Tabla 4.13. Ingreso y TAC para cada planta bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (d)).

	Bienestar Social		Bienestar Rawlsiana		Nash	
	Ingreso	TAC	Ingreso	TAC	Ingreso	TAC
Planta 1	2,866,012	492,222	912,562	492,222	914,382	492,222
Planta 2	536,294	661,032	1,081,373	661,032	1,083,193	661,032
Planta 3	164,117	311,584	731,925	311,584	733,744	311,584
Planta 4	129,190	327,325	747,666	327,325	749,485	327,325
Planta 5	547,271	465,178	885,519	465,178	887,338	465,178
TAP	1,985,543		2,101,704		2,110,802	

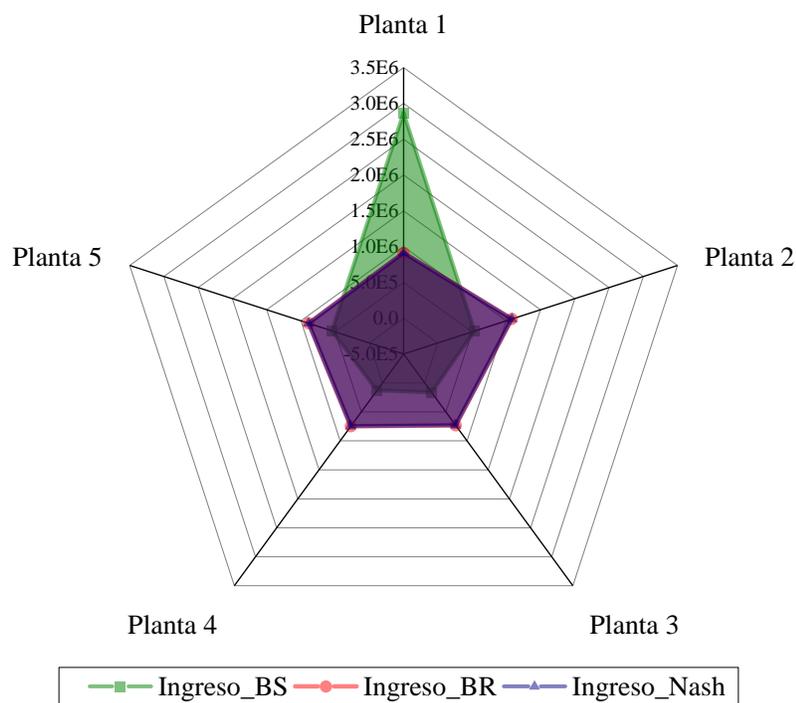


Figura 4.9. Distribución de ingresos para las plantas bajo los diferentes esquemas de asignación (escenario (d)).

La **Figura 4.10** muestra los *TIRs* para cada planta en cada escenario, donde en todos los escenarios bajo Bienestar Social, los *TIRs* están altamente sesgados hacia plantas específicas, mientras que, para el resto de las plantas, hay valores negativos en algunos *TIRs*, lo que se traduce en costos extras en el presupuesto de estas plantas. Bajo el esquema Bienestar Rawlsiano y Nash, el *TIR* obtenido es el mismo en cada planta y esto ocurre en todos los escenarios. Sin embargo, los *TIRs* conseguidos en algunos escenarios son mayores bajo el Bienestar Rawlsiano y en otros son mayores bajo el esquema de Nash.

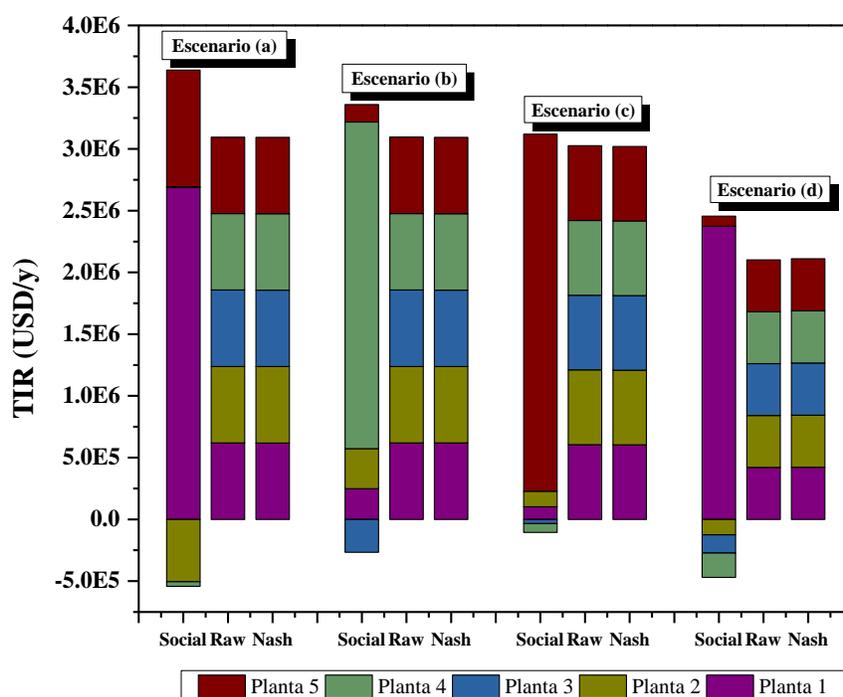


Figura 4.10. Distribución de ingresos totales para cada planta.

Además, el *TAC* de cada planta es distinto bajo los diferentes esquemas de asignación (**Figura 4.11**) en los escenarios (a) y (b). En el escenario (a) bajo el Bienestar Social, el *TAC* es bastante diferente en cada planta; sin embargo, este esquema no es satisfactorio debido al injusto *TIR* obtenido en algunas plantas. Bajo el esquema Nash, el *TAC* es similar para cada planta, por lo que puede considerarse injusto para algunas plantas; por ejemplo, hay plantas (planta 3 o planta 5) que requieren pocos servicios (servicios externos, refrigeración, electricidad), mientras que otras plantas (planta 1 o planta 2) requieren muchos servicios, por

lo que no es justo que una planta que requiere más servicios obtenga el mismo *TIR* y un *TAC* similar (o igual) a una planta que requiere pocos servicios. Bajo el Bienestar Rawlsiana, el *TAC* es diferente para cada planta; sin embargo, en términos de servicios requeridos y *TAC*, es el más justo porque las plantas que requieren más servicios tienen el *TAC* más alto, y las que requieren menos servicios tienen el *TAC* más bajo. Específicamente, el *TIR* obtenido en cada planta bajo el Bienestar Rawlsiana es igual a 619,069 \$/año, y el *TIR* obtenido bajo el esquema Nash es igual a 618,663 \$/año. Por tanto, se concluye que bajo el Bienestar Rawlsiana se obtienen mejores resultados en el escenario (a), tanto en términos de *TIRs* como de *TACs*.

En el escenario (b) está activa la restricción presupuestaria. Bajo el Bienestar Social, los *TACs* obtenidos son similares al presupuesto disponible en cada planta; sin embargo, este esquema es muy injusto en el *TIR* ganado en cada planta. Bajo el Bienestar Rawlsiana, el *TAC* de cada planta es igual en casi todas las plantas, excepto en la planta 5 donde el *TAC* es menor que el presupuesto, lo cual es beneficioso para esta planta. Bajo el esquema Nash, los *TACs* obtenidos en las plantas 1, 4 y 5 son iguales al presupuesto, mientras que para el resto de las plantas el *TAC* es menor que el presupuesto. Aunque el *TAC* de la planta 5 está dentro del presupuesto bajo el esquema Nash, este *TAC* es el doble al obtenido bajo el Bienestar Rawlsiana. Además, el *TIR* conseguido en cada planta bajo el Bienestar Rawlsiana es igual a 619,113 \$/año, mientras que el *TIR* conseguido en cada planta bajo el esquema de Nash es igual a 618,744 \$/año. En base a lo anterior, se puede concluir que para el escenario (b) bajo el Bienestar Rawlsiana, se obtienen resultados más justos tanto en términos de *TIR* como de *TAC* para cada planta.

Bajo los esquemas Bienestar Rawlsiana y Nash en los escenarios (c) y (d) los *TACs* son iguales al presupuesto disponible para cada planta, por lo que los resultados solo difieren ligeramente en el *TIR* ganado por cada esquema de asignación.

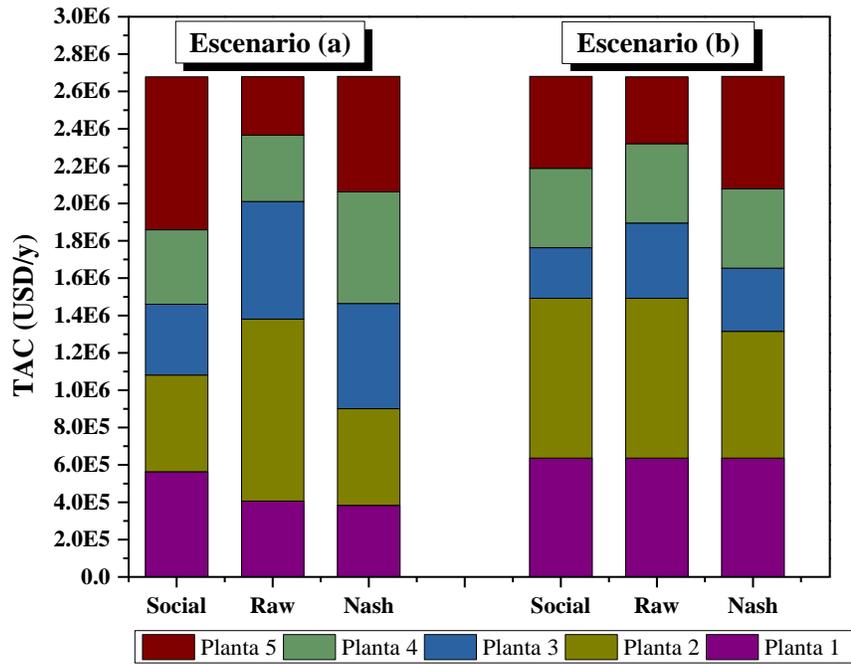


Figura 4.11. Costo total anual para cada planta (escenario (a) y (b)).

CONCLUSIONES

Se propuesto un nuevo enfoque basado en estrategias de optimización metaheurístico-determinista para la recuperación de calor residual en una planta industrial que implica simultáneamente la integración de redes de intercambiadores de calor (HENs) y máquinas térmicas (SRC, ORC y ciclo AR). Se utilizó un caso de estudio previamente reportado en la literatura para ilustrar la aplicación del enfoque propuesto y poder realizar una comparación de resultados.

Se presento un nuevo enfoque de optimización híbrido metaheurístico-determinista para la asignación de ingresos entre diferentes plantas industriales en la integración de calor entre plantas considerando máquinas térmicas. (es decir, se considera una HEN integrada con máquinas térmicas, así como la distribución de electricidad). La asignación de beneficios a los interesados implica la comparación de los resultados obtenidos con diferentes esquemas de asignación (Bienestar Social, Bienestar Rawlsiana y Nash). Para mostrar la aplicabilidad del enfoque propuesto, se consideró un caso de estudio bajo diferentes escenarios.

En los enfoques propuestos, las variables se seleccionan y envían (eficiencias, temperaturas, calor suministrado, costos unitarios, etc.) entre la iteración de las plataformas de optimización metaheurística y determinista. Además, las máquinas térmicas se simulan y optimizan mediante la estrategia metaheurística que se basa en la vinculación entre programas (MS Excel® - Visual Basic® - Aspen Plus®), para obtener resultados operativos más precisos y obtener beneficios económicos. La optimización determinista se basa en un problema de programación mixta entera no lineal (MINLP) implementado en la plataforma GAMS®, que determina la configuración y los parámetros operativos de los sistemas integrados.

Los resultados para las máquinas térmicas se observan en las figuras que muestran las soluciones después del MNG en la última iteración entre ambas técnicas de optimización, donde se identifican varias soluciones interesantes a través de las ventajas y desventajas en términos de economía y calor de refrigeración para el ciclo AR; las soluciones con la mejor ganancia total anual son seleccionadas como la mejor solución. Además, se determinan y presentan las condiciones de operación de la mejor solución para cada máquina térmica.

Específicamente, en el planteamiento 1 las condiciones de operación son distintas al ejemplo evaluado, pero favorables entre los valores reportados en la literatura.

En el planteamiento 1 los resultados muestran aspectos interesantes como la disminución en la producción de energía, reduciendo así un 17.2 % los costos de las fuentes de energía, y consecuentemente disminuyendo un 19.5% la venta de energía producida por el SRC y ORC. Sin embargo, el resultado más interesante es la reducción de 44.4% en los costos totales anuales de las máquinas térmicas; por lo tanto, se generan mayores ganancias totales (aproximadamente 148% más), menor NGHGE general (un 18.7) y trabajos producidos similares.

En el planteamiento 2, bajo los diferentes esquemas de asignación, se obtuvieron diversos resultados para cada escenario. El esquema de Bienestar Social, en todos los escenarios, asigna *TIRs* de forma muy sesgada a ciertas plantas, lo que perjudica al resto de las plantas, convirtiéndolo en el esquema más injusto. Los esquemas de Bienestar Rawlsiana y Nash en todos los escenarios asignan *TIRs* simétricos para todas las plantas. Sin embargo, en los escenarios (a) y (b) la principal diferencia está en los *TACs* asignados, ya que el esquema de Bienestar Rawlsiana proporciona asignaciones más cercanas al presupuesto disponible de cada planta, además los *TIR* obtenidos bajo el esquema Rawlsiana son ligeramente superiores a los obtenidos bajo el esquema Nash. Por lo tanto, en los escenarios (a) y (b) el esquema de asignación más equitativo entre las diferentes plantas es el esquema Rawlsiana. Finalmente, en los escenarios (c) y (d) los resultados obtenidos bajo los esquemas Rawlsiana y Nash en términos de *TIRs* son iguales.

Finalmente, los enfoques de solución propuestos son generales, y pueden implementarse bajo diferentes casos de estudios en cualquier sistema de integración energética que considere simultáneamente el uso de máquinas térmicas.

1 A Hybrid Metaheuristic–Deterministic Optimization Strategy for 2 Waste Heat Recovery in Industrial Plants

3 Francisco Javier López-Flores, Luis Germán Hernández-Pérez, Luis F. Lira-Barragán,
4 Eusiel Rubio-Castro, and José M. Ponce-Ortega*

 Cite This: <https://dx.doi.org/10.1021/acs.iecr.0c06201>

 Read Online

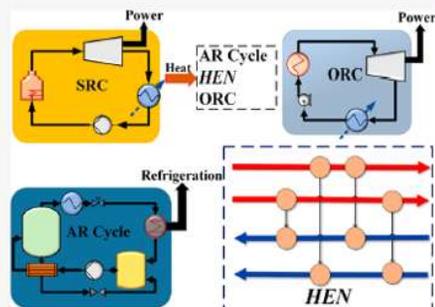
ACCESS |

 Metrics & More

 Article Recommendations

 Supporting Information

5 **ABSTRACT:** This work presents a novel approach to recover industrial
6 waste heat and to integrate it into utilities, refrigeration, and electricity
7 production through the incorporation of heat exchanger networks and
8 thermal engines (steam Rankine cycle, organic Rankine cycle, and absorption
9 refrigeration cycle). The solution approach is based on the iteration between
10 metaheuristic–deterministic optimization strategies. Metaheuristic optimiza-
11 tion is established through the MS Excel-VBA-Aspen Plus link to obtain
12 accurate modeling results. Deterministic optimization is implemented in the
13 GAMS platform, where the mathematical formulation is based on a
14 superstructure that considers all of the energy interconnections between
15 the heat exchanger network, utilities, and thermal engines. Furthermore,
16 economic, environmental, and social targets are evaluated. A case study is
17 presented to show the applicability of the proposed methodology. The
18 operating conditions obtained are presented (working fluid flow rate,
19 temperatures, pressures, and efficiencies) for each thermal engine. Furthermore, the results show an increase in the total annual
20 profit by 148%.



Apéndice II. NOMENCLATURA

Parámetros

$Avail$	máxima disponibilidad, kg/mes
Cu	costo operativo unitario, \$/kJ
D^{sh}	factor de conversión de tiempo, s/h
FC	costo fijo, \$/y
FCp	caudales de capacidad calorífica, kW/K
$GaPow$	ganancias unitarias obtenidas por la venta de energía, \$/kW
h	coeficiente de película de transferencia de calor, kW/m ² K
$Heating^{power}$	potencia de calentamiento, kJ/kg
H_y	horas de funcionamiento al año, h/año
k_f	factor utilizado para anualizar los costos de capital
Q^{Useful_solar}	radiación solar útil, kJ/m ² mes
R	crédito fiscal para la reducción del GHGE, \$/kJ
SuP^{Power}	precio de venta de la electricidad, \$/kW
T_{IN}	temperatura de entrada, K
T_{OUT}	temperatura de salida, K
VC	costo variable, \$/m ³ y

Variables

A_c	área, m ²
C	costo, \$
CaC	costo de capital para los intercambiadores, \$/año
CPE	costo externo de energía, \$/año
dt	diferencia de temperatura, K
ESC	costo de las fuentes de energía, \$/año
FiC	costo fijo de los intercambiadores, \$/año
N_p	factor de costo para tener en cuenta la presión de operación

N_T	factor que tiene en cuenta la temperatura de recalentamiento
OC	costo de operación, \$/año
$Power$	electricidad de salida, kW
q	calor transferido en las unidades de intercambio de calor, kW
Q	el calor intercambiado entre las máquinas térmicas, kW
$Q^{External}$	calor total suministrado al ciclo Rankine de vapor, kW
Q^{mps}	calor disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor, kW
y	variable binaria utilizada para modelar la existencia del colector solar
TAC	costo total anual, \$/año
TCR	Crédito fiscal, \$/año
TAP	ganancia total anual, \$/año
TIR	Ingreso total individual, \$/año
W_p	electricidad requerida por la bomba, kW
z	variable binaria utilizada para modelar la existencia de unidades de intercambio de calor

Conjuntos

B	conjunto para los biocombustibles ($b/b=1, \dots, B$)
CPS	conjunto para las corrientes de proceso fría ($j/j=1, \dots, CPS$)
F	conjunto para los combustibles fósiles ($f/f=1, \dots, F$)
G	conjunto para los fluidos de trabajo del ciclo Rankine orgánico ($g/g=1, \dots, G$)
H	conjunto para los sistemas de refrigeración por absorción ($h/h=1, \dots, H$)
HPS	conjunto para las corrientes de proceso calientes ($i/i=1, \dots, HPS$)
ST	conjunto para las etapas de la superestructura ($k/k=1, \dots, NOK$)
P	conjunto para las plantas industriales ($p/p=1, \dots, P$)
T	conjunto para los periodos ($t/t=1, \dots, T$)

Subíndices y superíndices

abs	absorbedor
-------	------------

<i>ar</i>	refrigeración por absorción
<i>ar1</i>	unidad de intercambio de calor donde se elimina el exceso de calor de las corrientes de proceso calientes
<i>ar2</i>	etapa de la superestructura en la que se enfrían las corrientes de proceso calientes
<i>b</i>	biocombustibles
<i>c</i>	condensador
<i>cap</i>	capital
<i>cw</i>	agua de enfriamiento
<i>ev</i>	evaporador
<i>f</i>	combustible fósil
<i>gen</i>	generador
<i>i</i>	corriente de proceso caliente
<i>j</i>	Corriente de proceso fría
<i>k</i>	índice para la localización de la etapa (1,..., NOK) y temperatura (1,..., NOK + 1)
<i>lps</i>	etapa de la superestructura donde las corrientes de proceso frías intercambian calor con el vapor de baja presión
<i>max</i>	máximo
<i>op</i>	operación
<i>orc</i>	ciclo Rankine orgánico
<i>orc1</i>	intercambiador de calor donde las corrientes de proceso calientes transfieren energía al ciclo Rankine orgánico
<i>orc2</i>	intercambiador de calor donde el ciclo Rankine orgánico transfiere la energía a los flujos de proceso fríos
<i>shx</i>	intercambiador de calor de solución
<i>src</i>	ciclo Rankine de vapor
<i>P</i>	planta industrial
<i>t</i>	periodo

Símbolos griegos

α	exponente para el costo del área del colector solar
β	exponente para el costo de los intercambiadores
δ	número pequeño (por ejemplo, 1×10^{-5})
μ	factor de eficiencia
Ω	presupuesto disponible, \$/año
φ	símbolo para denotar la función objetivo en los diferentes esquemas de asignación
ω	factor económico para el uso del SRC
ψ	factor de costo de operación de las plantas que requieren electricidad
ξ	factor de costo de los intercambiadores de calor
ζ	factor de costo de operación de las corrientes calientes
ΔT^{\max}	límite máximo de la diferencia de temperatura, K
ΔT^{\min}	límite mínimo de la diferencia de temperatura, K

BIBLIOGRAFÍA

Anastasovski, A., Rasković, P., & Guzović, Z. (2020). A review of heat integration approaches for organic rankine cycle with waste heat in production processes. *Energy Conversion and Management*, 221, 113175.

Annual Energy Outlook (AEO). (2020). *U.S. Energy Information Administration*.

AspenTech. Aspen Icarus Reference Guide, V8. Aspen Technology Inc. <https://www.aspentech.com/en/products/pages/aspentech-process-economic-analyzer>; 2012 (Accessed April 2021)

AspenTech. Aspen Physical Property System. <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspentech-properties>; 2013 (Accessed April 2021)

Bade, M. H., & Bandyopadhyay, S. (2014). Minimization of thermal oil flow rate for indirect integration of multiple plants. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53(33), 13146-13156.

Balamuru, V. G., Ibrahim, O. M., & Barnett, S. M. (2000). Simulation of ternary ammonia–water–salt absorption refrigeration cycles. *International Journal of Refrigeration*, 23(1), 31-42.

Bamufleh, H. S., Ponce-Ortega, J. M., & El-Halwagi, M. M. (2013). Multi-objective optimization of process cogeneration systems with economic, environmental, and social tradeoffs. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 15(1), 185-197.

Bellos, E., Tzivanidis, C., & Antonopoulos, K. A. (2016). Exergetic, energetic and financial evaluation of a solar driven absorption cooling system with various collector types. *Applied Thermal Engineering*, 102, 749-759.

Beygi, S., Haddad, O. B., Fallah-Mehdipour, E., & Mariño, M. A. (2014). Bargaining models for optimal design of water distribution networks. *Journal of Water Resources Planning and Management*, 140(1), 92-99.

Birnbaum, D. (2005). *Excel VBA Programming for the Absolute Beginner*. Thomson Course Technology PTR.

- Bruno, J. C., Fernandez, F., Castells, F., Grossmann, I. E. (1998). A Rigorous MINLP Model for the optimal synthesis and operation of utility plants. *Chemical Engineering Research and Design*, 76(3), 246–258.
- Brückner, S., Liu, S., Miró, L., Radspieler, M., Cabeza, L. F., & Lävemann, E. (2015). Industrial waste heat recovery technologies: An economic analysis of heat transformation technologies. *Applied Energy*, 151, 157-167.
- Chan, W. M., Leong, Y. T., Foo, J. J., Chew, I. M. L. (2017). Synthesis of energy efficient chilled and cooling water network by integrating waste heat recovery refrigeration system. *Energy*, 141, 1555–1568.
- Chang, C., Chen, X., Wang, Y., & Feng, X. (2017). Simultaneous optimization of multi-plant heat integration using intermediate fluid circles. *Energy*, 121, 306-317.
- Chen, J. J. J. (1987). Comments on improvements on a replacement for the logarithmic mean. *Chemical Engineering Science*, 42(10), 2488-2489.
- Chen, C.-L., Chang, F.-Y., Chao, T.-H., Chen, H.-C., Lee, J.-Y. (2014). Heat-exchanger network synthesis involving Organic Rankine Cycle for waste heat recovery. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53, 16924–16936.
- Darwish, N. A., Al-Hashimi, S. H., & Al-Mansoori, A. S. (2008). Performance analysis and evaluation of a commercial absorption–refrigeration water–ammonia (ARWA) system. *International Journal of Refrigeration*, 31(7), 1214-1223.
- Dhindsa, G. S. (2020). Review on performance enhancement of solar absorption refrigeration system using various designs and phase change materials. *Materials Today: Proceedings*, S2214785320368176.
- Dincer, I., & Bicer, Y. (2018). 2.1 Ammonia. *Comprehensive Energy Systems*, 1-39.
- Dogbe, E. S., Mandegari, M., & Görgens, J. F. (2019). Assessment of the thermodynamic performance improvement of a typical sugar mill through the integration of waste-heat recovery technologies. *Applied Thermal Engineering*, 158, 113768.

- Dunn, R. F., & El-Halwagi, M. M. (2003). Review Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology J Chem Technol Biotechnol*, 1011–1021.
- Edward, J. E. (2008). Design and rating shell and tube heat exchangers; P&I 1019 Design Ltd.: Teesside, UK.
- Elsaid, K., Taha Sayed, E., Yousef, B. A. A., Kamal Hussien Rabaia, M., Ali Abdelkareem, M., & Olabi, A. G. (2020). Recent progress on the utilization of waste heat for desalination: A review. *Energy Conversion and Management*, 221, 113105.
- Elsido, C., Martelli, E., Grossmann, I. E. (2019). A bilevel decomposition method for the simultaneous heat integration and synthesis of steam/Organic Rankine Cycles. *Computers & Chemical Engineering*, 128, 228-245.
- El-Dessouky, H., & Ettouney, H. M. (2002). Evaluation of steam jet ejectors. *Chem. Eng. Processing*, 551-561.
- Fang, H., Xia, J., Zhu, K., Su, Y., & Jiang, Y. (2013). Industrial waste heat utilization for low temperature district heating. *Energy Policy*, 62, 236-246.
- Gharaie, M., Zhang, N., Jobson, M., Smith, R., & Panjeshahi, M. H. (2013). Simultaneous optimization of CO₂ emissions reduction strategies for effective carbon control in the process industries. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(8), 1483-1498.
- Gen, M., & Cheng, R. (1997). Genetic Algorithms & Engineering Design. Ashikaga, Japan: John Wiley & Sons.
- Gingerich, D. B., & Mauter, M. S. (2015). Quantity, quality, and availability of waste heat from United States thermal power generation. *Environmental Science & Technology*, 49(14), 8297-8306.
- Goldberg, M., Sinclair, K., Milligan, M. (2004). Job and Economic Development Impact (JEDI) Model: A User-Friendly Tool to Calculate Economic Impacts from Wind Projects; NREL/CP-500-35953; National Renewable Energy Laboratory: Golden, CO.

- Guo, H., Li, Y., Li, J., Sun, H., Wang, D., & Chen, X. (2014). Differential evolution improved with self-adaptive control parameters based on simulated annealing. *Swarm and Evolutionary Computation*, 19, 52-67.
- Gundersen, T. y Naess, L. (1988). The synthesis of cost optimal heat exchanger networks an industrial review of the state of the art. *Computers & Chemical Engineering*, 12, 503–530.
- Hipólito-Valencia, Brígido J., Rubio-Castro, E., Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., Nápoles-Rivera, F., & El-Halwagi, M. M. (2013). Optimal integration of organic Rankine cycles with industrial processes. *Energy Conversion and Management*, 73, 285-302.
- Hipólito-Valencia, Brígido Jesús, Lira-Barragán, L. F., Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., & El-Halwagi, M. M. (2014). Multiobjective design of interplant trigeneration systems. *AIChE Journal*, 60(1), 213-236.
- Hong, X., Liao, Z., Sun, J., Jiang, B., Wang, J., & Yang, Y. (2019). Transshipment type heat exchanger network model for intra- and inter-plant heat integration using process streams. *Energy*, 178, 853-866.
- Huang, K. F., Al-mutairi, E. M., & Karimi, I. A. (2012). Heat exchanger network synthesis using a stagewise superstructure with non-isothermal mixing. *Chemical Engineering Science*, 73, 30-43.
- Ibrahim, H. O., & Gilbert, L. (1996). Metaheuristics: A bibliography. *Annals of Operations Research*, 513–628.
- Juárez-García, M., Munguía-López, A. del C., & Ponce-Ortega, J. M. (2020). Optimization approach to identify fair solutions in the synthesis of carbon, hydrogen, and oxygen symbiosis networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 59(13), 5985-5995.
- Kang, L., & Liu, Y. (2019). Synthesis of flexible heat exchanger networks: A review. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 27(7), 1485-1497.
- Kaynakli, O. (2008). Exergy analysis of absorber using water/lithium bromide solution. *Heat and Mass Transfer*, 44(9), 1089-1097.

- Kermani, M., Wallerand, A. S., Kantor, I. D., & Maréchal, F. (2017). A hybrid methodology for combined interplant heat, water, and power integration. *Computer Aided Chemical Engineering*, 40, 1969-1974.
- Lee, C.-Y. (2019). Decentralized allocation of emission permits by Nash data envelopment analysis in the coal-fired power market. *Journal of Environmental Management*, 241, 353-362.
- Li Bo, Wang Yufei, Feng Xiao, & Jiang Guiyuan. (2018). A new targeting approach for large scale interplant heat integration. *Chemical Engineering Transactions*, 70, 1675-1680.
- Linnhoff, B., & Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763.
- Lira-Barragán, L. F., Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., & El-Halwagi, M. M. (2014a). Sustainable integration of trigeneration systems with heat exchanger networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53(7), 2732-2750.
- Lira-Barragán, L. F., Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., & El-Halwagi, M. M. (2014b). Optimal design of process energy systems integrating sustainable considerations. *Energy*, 76, 139-160.
- Liu, L., Wu, C., Zhuang, Y., Zhang, L., & Du, J. (2020). Interplant heat integration method involving multiple intermediate fluid circles and agents: Single-period and multiperiod designs. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 59(10), 4698-4711.
- Mago, P. J., Chamra, L. M., Somayaji, C. (2007). Performance analysis of different working fluids for use in organic Rankine cycles. *Journal Power Energy*, 221, 255e64.
- Ma, J., Chang, C., Wang, Y., & Feng, X. (2018). Multi-objective optimization of multi-period interplant heat integration using steam system. *Energy*, 159, 950-960.
- Mahmoudi, A., Fazli, M., & Morad, M. R. (2018). A recent review of waste heat recovery by Organic Rankine Cycle. *Applied Thermal Engineering*, 143, 660-675.

- Mansouri, R., Boukholda, I., Bourouis, M., & Bellagi, A. (2015). Modelling and testing the performance of a commercial ammonia/water absorption chiller using Aspen-Plus platform. *Energy*, *93*, 2374-2383.
- Matsui, K., Thu, K., & Miyazaki, T. (2020). A hybrid power cycle using an inverted Brayton cycle with an indirect evaporative device for waste-heat recovery. *Applied Thermal Engineering*, *170*, 115029.
- Mendoza-Alonzo, J., Zayas-Castro, J., & Charkhgard, H. (2020). Office-based and home-care for older adults in primary care: A comparative analysis using the Nash bargaining solution. *Socio-Economic Planning Sciences*, *69*, 100710.
- Miller, R. E., Blair, P. D. (2009). *Input-output analysis: foundations and extensions*; Cambridge University Press: Cambridge, U.K.
- Munguía-López, A. del C., Núñez-López, J. M., & Ponce-Ortega, J. M. (2020). Identifying fair solutions in the optimal design of integrated residential complexes. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, *157*, 108116.
- Munguía-López, A. del C., Sampat, A. M., Rubio-Castro, E., Ponce-Ortega, J. M., & Zavala, V. M. (2019). Fairness-guided design of water distribution networks for agricultural lands. *Computers & Chemical Engineering*, *130*, 106547.
- Nair, S. K., Soon, M., & Karimi, I. A. (2018). Locating exchangers in an EIP-wide heat integration network. *Computers & Chemical Engineering*, *108*, 57-73.
- Nash, J. F. (1950). The Bargaining Problem. *Econometrica*, *18*(2), 155.
- Ochoa-Barragán, R., Nápoles-Rivera, F., & Ponce-Ortega, J. M. (2021). Optimal and fair distribution of water under water scarcity scenarios at a macroscopic level. *International Journal of Environmental Research*, *15*(1), 57-77.
- Ophir, A., & Lokiec, F. (2005). Advanced MED process for most economical sea water desalination. *Desalination*, 187-98.

- Ouyang, A., Li, K., Fei, X., Zhou, X., & Duan, M. (2015). A novel hybrid multi-objective population migration algorithm. *International Journal of Pattern Recognition and Artificial Intelligence*, 29(01).
- Özahi, E., & Tozlu, A. (2020). Optimization of an adapted Kalina cycle to an actual municipal solid waste power plant by using NSGA-II method. *Renewable Energy*, 149, 1146-1156.
- Papadopoulos, A. I., Stijepovic, M., & Linke, P. (2010). On the systematic design and selection of optimal working fluids for Organic Rankine Cycles. *Applied Thermal Engineering*, 30(6-7), 760-769.
- Pina, E. A., Lozano, M. A.; Ramos, J. C.; Serra, L. M. Tackling thermal integration in the synthesis of polygeneration systems for buildings. *Applied Energy* **2020**, 269, 115115.
- Ponce-Ortega, J. M., Jimenez-Gutierrez, A., Grossmann I. E. (2008). Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams. *Computers & Chemical Engineering*, 32, 1918-1942.
- Ponce-Ortega, J., Serna-González, M., & Jiménez-Gutiérrez, A. (2009). Use of genetic algorithms for the optimal design of shell-and-tube heat exchangers. *Applied Thermal Engineering*, 29(2), 203-209.
- Ponce-Ortega, J. M., Serna-González, M., & Jiménez-Gutiérrez, A. (2010). Synthesis of heat exchanger networks with optimal placement of multiple utilities. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(6), 2849-2856.
- Ponce-Ortega, J. M., & Hernández-Pérez, L. G. (2019). *Optimization of Process Flowsheets through Metaheuristic Techniques*. Springer International Publishing.
- Ponce-Ortega, J. M., Tora, E. A., González-Campos, J. B., & El-Halwagi, M. M. (2011). Integration of renewable energy with industrial absorption refrigeration systems: Systematic design and operation with technical, economic, and environmental objectives. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(16), 9667-9684.
- Rawls J. (1999). A Theory of Justice. Belknap Press of Harvard University Press.

- Sampat A.M., y Zavala V.M. (2019) Fairness measures for decision-making and conflict resolution. *Optim Eng*, 1-24.
- Sharma, S., & Rangaiah, G. P. (2013). An improved multi-objective differential evolution with a termination criterion for optimizing chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 56, 155-173.
- Shah, R. K. y Sekulic, D. P. (2003). Fundamentals of heat exchanger design; 1031 John Wiley & Sons: New York.
- Sen, P., Mudgal, A., Singh, S., Vyas, S., & Davies, P. (2011). A small-scale Multi-effect Distillation (MED) unit for rural micro enterprises: Part I – design and fabrication. *Desalination*, 15–26.
- Silva, A. P., Ravagnani, M. A. S. S., Biscaia, E. C., & Caballero, J. A. (2010). Optimal heat exchanger network synthesis using particle swarm optimization. *Optimization and Engineering*, 11(3), 459-470.
- Singh, O. K., & Kaushik, S. C. (2013). Energy and exergy analysis and optimization of Kalina cycle. *Applied Thermal Engineering*, 787–800.
- Song, R., Chang, C., Tang, Q., Wang, Y., Feng, X., & El-Halwagi, M. M. (2017). The implementation of inter-plant heat integration among multiple plants. Part II: The mathematical model. *Energy*, 135, 382-393.
- Song, R., Feng, X., & Wang, Y. (2016). Feasible heat recovery of interplant heat integration between two plants via an intermediate medium analyzed by Interplant Shifted Composite Curves. *Applied Thermal Engineering*, 94, 90-98.
- Steiu, S., Salavera, D., Bruno, J. C., & Coronas, A. (2009). A basis for the development of new ammonia–water–sodium hydroxide absorption chillers. *International Journal of Refrigeration*, 32(4), 577-587.
- Sun, X., Liu, L., Dong, Y., Zhuang, Y., Zhang, L., & Du, J. (2020). Superstructure-based simultaneous optimization of a heat exchanger network and a compression–absorption cascade refrigeration system for heat recovery. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 59(36), 16017-16028.

- Svensson, I.-L., Jonsson, J., & Berntsson, T. (2008). Excess heat from kraft pulp mills: tradeoffs between internal and external use in the case of Sweden e part 1: methodology. *Energy Policy*, 4178–4185.
- Topolski, K., Lira-Barragán, L. F., Panu, M., Ponce-Ortega, J. M., & El-Halwagi, M. M. (2019). Integrating mass and energy through the anchor-tenant approach for the synthesis of carbon-hydrogen-oxygen symbiosis networks. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 58(36), 16761-16776.
- Wang, B., Klemeš, J. J., Li, N., Zeng, M., Varbanov, P. S., & Liang, Y. (2020). Heat exchanger network retrofit with heat exchanger and material type selection: A review and a novel method. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 110479.
- Wang, J., Lu, Y., Yang, Y., & Mao, T. (2016). Thermodynamic performance analysis and optimization of a solar-assisted combined cooling, heating and power system. *Energy*, 115, 49-59.
- Wang, X., Christ, A., Regenauer-Lieb, K., Hooman, K., & Chua, H. T. (2011). Low grade heat driven multi-effect distillation technology. *Int J Heat Mass Transf*, 5497–503.
- Wang, Y., Chang, C., & Feng, X. (2015). A systematic framework for multi-plants Heat Integration combining Direct and Indirect Heat Integration methods. *Energy*, 90, 56-67.
- Wang, Y., Wei, Y., Feng, X., & Chu, K. H. (2014). Synthesis of heat exchanger networks featuring batch streams. *Applied Energy*, 114, 30-44.
- Xu, Y., Wang, L., Chen, Y., Ye, S., Huang, W. (2020). Simultaneous optimization method for directly integrating ORC with HEN to achieve exergy-economy multiobjective. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- You, F., Tao, L., Graziano, D. J., y Snyder, S. W. (2012). Optimal design of sustainable cellulosic biofuel supply chains: Multiobjective optimization coupled with life cycle assessment and input-output analysis. *AIChE Journal*, 58, 1157-1180.
- Yu, H., Eason, J., Biegler, L. T., Feng, X. (2017). Process integration and superstructure optimization of Organic Rankine Cycles (ORCs) with heat exchanger network synthesis. *Computers & Chemical Engineering*, 107,257–270.

Yu, H., Fu, C., & Gundersen, T. (2018). Work and heat exchange networks-opportunities and challenges. *Computer Aided Chemical Engineering*, 481-486.

Zavala, V. M., Kim, K., Anitescu, M., & Birge, J. (2017). A stochastic electricity market clearing formulation with consistent pricing properties. *Operations Research*, 65(3), 557-576.