



**UNIVERSIDAD MICHOACANA  
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



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

**REÚSO ÓPTIMO DEL CALOR DE DESECHO DE LOS PROCESOS  
INDUSTRIALES**

TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE  
MAESTRO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

PRESENTADA POR:

**BRÍGIDO JESÚS HIPÓLITO VALENCIA**

ASESORES:

DOCTOR EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA:  
**JOSÉ MARÍA PONCE ORTEGA**

DOCTOR EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA:  
**MEDARDO SERNA GONZÁLEZ**

MORELIA, MICHOACAN

FEBRERO 2014

---

## Agradecimientos

Le agradezco a Dios, por concederme la oportunidad de lograr una meta más en mi vida, como es la Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Así también, a mi Familia, que siempre me ha brindado su amor y apoyo incondicional. Además, deseo expresar de todo corazón, mis agradecimientos a todas aquellas personas que me brindaron su colaboración, sus conocimientos, y sobre todo, su amistad durante la realización de esta investigación.

Para el Dr. José María Ponce Ortega, para el Dr. Medardo Serna González y al Dr. Mahmoud M. El-Halwagi porque me permitieron ser parte de su grupo de trabajo, porque me encaminaron a trabajar con rectitud y entusiasmo, y en especial, por ser excelentes personas. Ustedes son ejemplos de perseverancia, dedicación y disciplina.

Le agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por haberme otorgado una beca para realizar mis estudios de posgrado, así como el apoyo recibido para hacer una estancia en Texas A&M University.

Este es el esfuerzo de un gran equipo de trabajo, a cada uno de ellos, Gracias.



---

---

# Contenido

<b>Agradecimientos</b>	<b><i>i</i></b>
<b>Contenido</b>	<b><i>iii</i></b>
<b>Lista de Tablas</b>	<b><i>iv</i></b>
<b>Lista de Figuras</b>	<b><i>v</i></b>
<b>Resumen</b>	<b><i>vi</i></b>
<b>Abstract</b>	<b><i>vii</i></b>
<b>Capítulo 1. Introducción</b>	<b>1</b>
<b>1.1 Generalidades</b>	<b>1</b>
<b>1.2 Justificación</b>	<b>4</b>
<b>1.3 Objetivos</b>	<b>5</b>
<b>1.3.1 Objetivo General</b>	<b>5</b>
<b>1.4 Hipótesis</b>	<b>6</b>
<b>Capítulo 2. Marco Teórico</b>	<b>7</b>
<b>2.1 Redes de intercambio de calor</b>	<b>7</b>
<b>2.2 Ciclo Rankine orgánico (ORC) y ciclo de refrigeración por absorción (ARC)</b>	<b>8</b>
<b>2.3 Parques eco-industriales (EIPs)</b>	<b>12</b>
<b>Capítulo 3. Integración del Ciclo Rankine Orgánico con procesos industriales</b>	<b>15</b>
<b>3.1 Metodología</b>	<b>15</b>
<b>3.1.1 Formulación del modelo</b>	<b>16</b>
<b>3.2 Resultados</b>	<b>25</b>
<b>Capítulo 4. Enfoque holístico de EIP integrados con ORC</b>	<b>35</b>
<b>4.1 Metodología</b>	<b>35</b>
<b>4.1.1 Formulación del modelo</b>	<b>37</b>
<b>4.2 Resultados</b>	<b>45</b>
<b>Capítulo 5. Procesos de Trigeneración integrados térmicamente</b>	<b>55</b>
<b>5.1 Metodología</b>	<b>55</b>
<b>5.1.1 Formulación del modelo</b>	<b>59</b>
<b>5.2 Resultados</b>	<b>74</b>
<b>Capítulo 6. Conclusiones</b>	<b>91</b>
<b>Literatura citada</b>	<b>94</b>
<b>Nomenclatura</b>	<b>102</b>
<b>Anexo</b>	<b>105</b>

---

---

## Lista de Tablas

<b>Tabla 1.1</b> <i>Propiedades de diferentes tipos de fluidos de trabajo</i>	11
<b>Tabla 3.1</b> <i>Datos de los ejemplos</i>	25
<b>Tabla 3.2</b> <i>Parámetros económicos</i>	25
<b>Tabla 3.3</b> <i>Resultados para el ejemplo presentado</i>	28
<b>Tabla 3.4</b> <i>Resultados para Ejemplo 2</i>	34
<b>Tabla 3.5</b> <i>Características y tiempo de CPU para cada problema presentado</i>	34
<b>Tabla 4.1</b> <i>Datos económicos para el ejemplo</i>	46
<b>Tabla 4.2</b> <i>Datos para el ejemplo</i>	46
<b>Tabla 4.4</b> <i>Resultados para el Escenario B</i>	49
<b>Tabla 4.5</b> <i>Resultados del Ejemplo presentado</i>	53
<b>Tabla 4.6</b> <i>Características del ejemplo EIP-ORC</i>	54
<b>Tabla 5.1</b> <i>Datos económicos para el ejemplo considerado</i>	75
<b>Tabla 5.2</b> <i>Energía solar útil colectada mensualmente para los ejemplos</i>	75
<b>Tabla 5.4</b> <i>Datos para el ejemplo</i>	77
<b>Tabla 5.5</b> <i>Disponibilidad mensual para biocombustibles y combustibles fósiles (ton/mes)</i>	77
<b>Tabla 5.6</b> <i>Costos para los diferentes Escenarios</i>	89
<b>Tabla 5.7</b> <i>Características del ejemplo de trigeneración</i>	90

---

## Lista de Figuras

<b>Figura 1.1</b> Representación esquemática de los problemas abordados _____	2
<b>Figura 2.1</b> Diagrama esquemático de un ORC _____	10
<b>Figura 2.2</b> Diagrama esquemático de un ARC _____	12
<b>Figura 2.3</b> Esquema del Parque Eco-industrial de Kalundborg _____	14
<b>Figura 3.1</b> Superestructura formulada para el sistema HEN-ORC _____	15
<b>Figura 3.2</b> Representación óptima de la HEN para Ejemplo 1 (Escenario A) _____	27
<b>Figura 3.3</b> Integración óptima del sistema HEN-ORC para Ejemplo 1 (Escenario B) _____	28
<b>Figura 3.4</b> HEN óptima sin incorporación del ORC para el Ejemplo 2 (Escenario A) _____	30
<b>Figura 3.5</b> HEN-ORC usando un enfoque secuencial del Ejemplo 2 (Escenario B [22]) _____	31
<b>Figura 3.6</b> Configuración óptima simultánea HEN-ORC para el Ejemplo 2 (Escenario C) _____	32
<b>Figura 4.1</b> Superestructura para el sistema integrado EIP-ORC _____	36
<b>Figura 4.2</b> Integración individual de las plantas sin considerar los ORCs _____	48
<b>Figura 4.3</b> Integración individual de plantas con ORCs _____	50
<b>Figura 4.4</b> Configuración óptima del ejemplo (Escenario C) _____	52
<b>Figura 5.1</b> Interacción de los sistemas de trigeneración _____	56
<b>Figura 5.2</b> Superestructura propuesta para la integración del sitio total en el EIP _____	58
<b>Figura 5.3</b> Curva Pareto para el ejemplo _____	78
<b>Figura 5.4</b> Configuración óptima para el mínimo TAC (Escenario A) _____	81
<b>Figura 5.5</b> Solución para el Escenario C _____	82
<b>Figura 5.6</b> Fuentes de energía externa requerida para cada mes de los escenarios _____	83
<b>Figura 5.7</b> Configuración óptima para el Escenario D _____	86
<b>Figura 5.8</b> Configuración óptima para el mínimo NGHGE _____	87

---

## Resumen

En esta tesis se desarrollaron modelos de optimización para la integración energética de procesos industriales considerando la recuperación del calor residual a través de ciclos de refrigeración por absorción y ciclos Rankine orgánico. Se estudia tanto la integración térmica de los ciclos termodinámicos con un solo proceso, así como con múltiples procesos; dando lugar a un parque eco-industrial, donde además, se contempla la integración energética entre las industrias participantes. Para tal efecto, se proponen nuevas superestructuras así como sus correspondientes modelos matemáticos de optimización, los cuales incluyen diversas funciones objetivo, como económico, ambiental y social. Por tal motivo, los modelos de optimización se resuelven como problemas de optimización multi-objetivos mixto enteros no lineales, que consideran simultáneamente la configuración y las condiciones de operación óptimas de los sistemas bajo estudio. Los modelos propuestos fueron aplicados a varios casos de estudio donde se muestran las ventajas técnico-económicas y ambientales.

Palabras claves: Recuperación del calor de baja temperatura, Integración energética entre plantas, Parques eco-industriales, Redes de intercambio de calor, Trigeneración.

---

## Abstract

In this thesis, optimization models for energy integration of industrial processes that consider the recovery of waste heat through organic Rankine cycles, and absorption refrigeration cycles were developed. These models consider the thermal integration of the thermodynamic cycles for a single process or multiple processes; of this way, an eco-industrial park is obtained, where energy integration between the participating industries is allowed. To this purpose, new superstructures and their corresponding optimization mathematical models are proposed, which include various objective functions such as economic, environmental and social. Therefore, optimization models are solved as multi-objective mixed integer nonlinear programming problems that consider simultaneously the configuration and operating optimum conditions of the systems involved. The proposed models were applied to several case studies where the techno-economic and environmental advantages are shown.

Keywords: Waste energy recovery, Inter-plant integration, Eco-industrial parks, Heat exchanger networks, Trigeneration.

## Capítulo 1. Introducción

### 1.1 Generalidades

El consumo de energía representa una de las preocupaciones principales en la industria, debido a los requerimientos masivos de servicios auxiliares de calentamiento, enfriamiento y electricidad. Además del aspecto económico, el uso de estos servicios auxiliares representa un severo impacto ambiental adverso, debido a que usualmente combustibles fósiles son quemados para producir electricidad y vapor. En este contexto, la síntesis de redes de intercambiadores de calor (HEN, sigla del inglés *Heat Exchanger Network*) ha sido una opción atractiva para reducir el consumo externo de servicios de calentamiento y de enfriamiento. La idea principal de la síntesis de HEN es integrar el calor de las corrientes de proceso permitiendo intercambio de calor entre las corrientes de proceso calientes (corrientes que requieren ser enfriadas) y corrientes de proceso frías (corrientes que requieren ser calentadas), de esta manera, la demanda total de servicios auxiliares (calentamiento y enfriamiento) son minimizados [1-4].

La selección de los acoplamientos entre las corrientes de proceso frías y de proceso calientes no es trivial, y por lo tanto, varios métodos han sido reportados para realizar esta tarea; los cuales se clasifican en métodos termodinámicos evolutivos y de programación matemática [5-16]. Sin embargo, estas soluciones usualmente proporcionan cantidades significativas de calor a baja temperatura que deben ser removidos utilizando servicios auxiliares de enfriamiento. Por ejemplo, como se muestra en la HEN de la **Figura 1.1**, la corriente caliente HPS2 rechaza su calor residual hacia el agua de enfriamiento para disminuir su temperatura de 133°C a 40°C y, de esta manera, alcanzar su temperatura final. Cabe mencionar, que en la práctica industrial comúnmente se utilizan sistemas de enfriamiento de agua con recirculación para reutilizar el agua de enfriamiento; por consiguiente, reducir el consumo de este servicio externo. Además este tipo de sistemas requieren de una torre de enfriamiento donde la corriente de agua es tratada térmicamente por contacto a contracorriente o flujo cruzado con aire.

Nótese que este calor residual de baja temperatura puede ser usado como fuente de calor para operar un ciclo Rankine orgánico (ORC, sigla del inglés,

Organic Rankine Cycle), y/o un ciclo de refrigeración por absorción (ARC, sigla del inglés, Absorption Refrigeration Cycle).

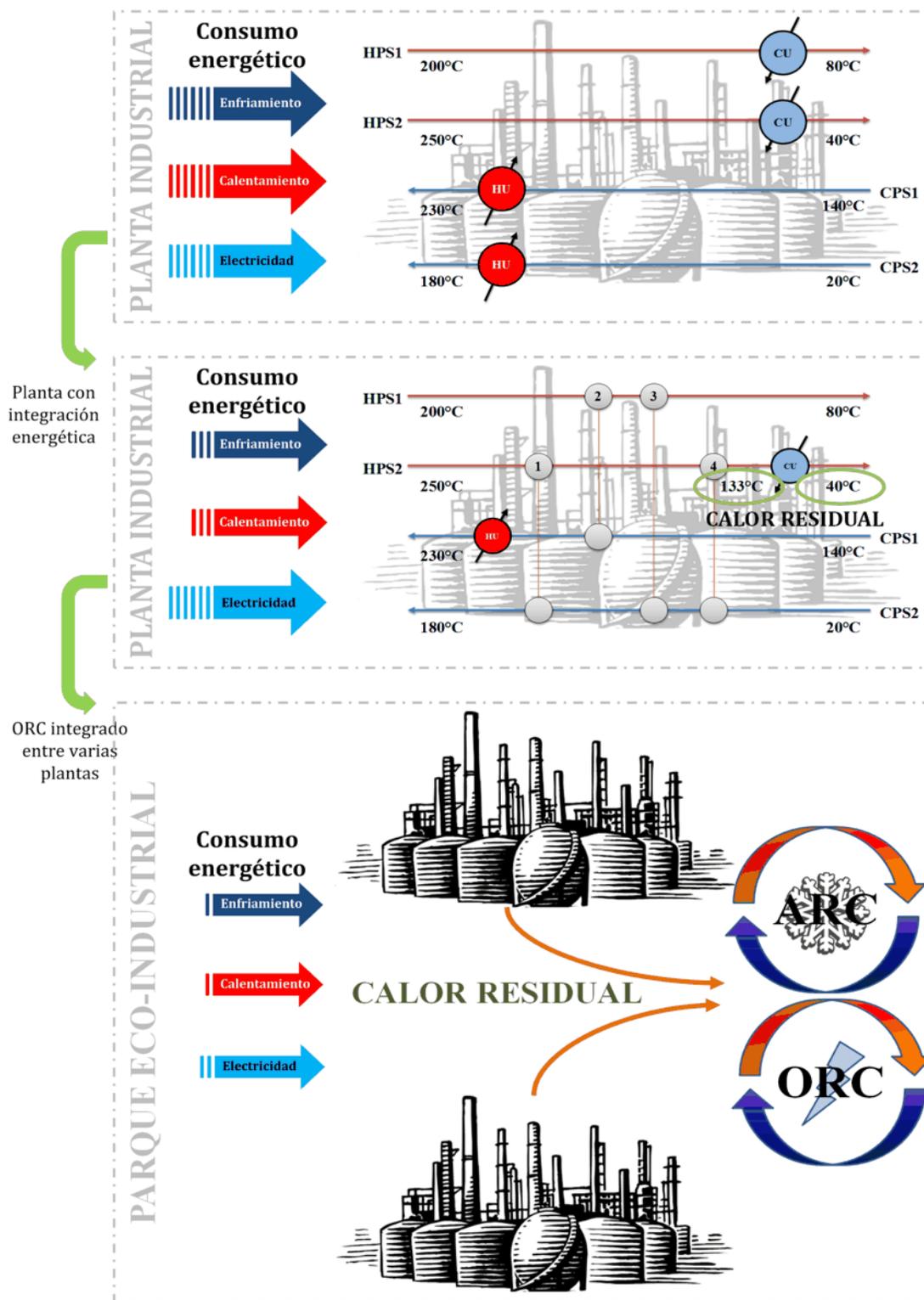


Figura 1.1 Representación esquemática de los problemas abordados

El ORC es similar al ciclo Rankine de vapor (SRC, sigla del inglés *Steam Rankine Cycle*), pero en vez de agua se utiliza un aceite orgánico o fluido orgánico como fluido de trabajo. Gracias a las bajas temperaturas de ebullición, el aceite orgánico puede evaporarse absorbiendo el calor residual de las corrientes calientes y después expandirse en la turbina del ORC para producir trabajo [17-21]. Recientemente, Desai y Bandyopadhyay [22] propusieron un método secuencial basado en el análisis Pinch para la integración de los ORCs con procesos a fin de generar trabajo de flecha y al mismo tiempo reducir los requerimientos de servicios externos. Sin embargo, en este trabajo no consideran los costos de operación y costos de capital para los sistemas involucrados. Por otra parte, los ORCs pueden ser alimentados por calor excedente en rangos entre 80°C y 100°C, y la eficiencia energética de éste sistema es aproximadamente de 0.7 [23-24]. Entorno a los componentes de un ORC este básicamente consiste de un generador, un evaporador, un condensador, una unidad de absorción y una bomba.

Por otra parte, Lowe [25] define a los Parques Eco-industriales (EIPs, sigla del inglés, *Eco-Industrial Parks*) como una agrupación de industrias en busca del óptimo funcionamiento económico y ambiental a través de la colaboración eficiente en términos de intercambio de información, materia prima y desechos. Por otra parte, *Indigo Development and Change*, organización que trata temáticas de desarrollo sustentable y de la sociedad, define al EIP, como una comunidad de negocios de manufactura y servicios localizados conjuntamente en una propiedad o espacio común, en la que los miembros del parque buscan fortalecer el desempeño ambiental, económico y social mediante la colaboración en la administración ambiental y de recursos.

Entre los aspectos más importantes de un EIP, se encuentra la eficiencia en el empleo de los recursos naturales. Entre estos usos destacan los siguientes:

- a) El diseño eficiente de torres de enfriamiento abiertas para reducir el consumo de agua y minimizar la contaminación por el uso de químicos.
- b) Sistemas pasivos de recolección o bombas de calor que pueden recapturar el calor en los procesos industriales.

- c) Diseño de sistemas integrales de redes de agua para favorecer el intercambio con otras plantas dentro del mismo parque.

Además, se han empleado maniobras para mejorar la eficiencia energética. Algunos ejemplos incluyen los siguientes:

- a) Flujo de vapor o agua caliente de una planta a otra.
- b) Conexiones de vapor para proveer calefacción a los hogares aledaños.
- c) Así también, los EIPs hacen uso de fuentes de energía renovable, como el viento o la energía solar.

Sin embargo, no se tiene registro de integración energética y de recuperación de calor residual dentro de un EIP. En este sentido, el presente proyecto de investigación propone integrar el proceso del ORC y/o ARC dentro de los EIPs, para recuperar el calor de desecho de los procesos industriales.

## 1.2 Justificación

Las industrias producen una cantidad considerable de desperdicios, los cuales pueden reutilizarse. El calor de desecho es uno de ellos. Como lo establece uno de los principios básicos de la termodinámica, el calor sólo puede fluir de los cuerpos calientes hacia los más fríos. Cualquier intento por incrementar la temperatura de un proceso debe involucrar el uso de una fuente de energía más caliente. Por lo tanto, un calor de baja temperatura se considera desperdicio. Esta fuente de energía sólo podrá ser útil al proceso, en tanto que su temperatura sea más alta que la del sumidero que está alimentando. Si esa fuente de calor es más caliente que la necesaria para otro proceso, puede dejar de considerarse desperdicio y se convierte en una fuente utilizable de energía (fuente de energía alternativa) para economizar recursos y optimizar el suministro. Por lo tanto, la recuperación y reúso de esta fuente de energía mejora significativamente la eficiencia energética de los sistemas involucrados, y al mismo tiempo disminuye el impacto ambiental debido a que se reduce el uso de combustibles fósiles. Por tal razón, al integrar los sistemas ORC y ARC a un sistema de redes de intercambiadores de calor donde se genera este tipo de fuente de energía alterna, aportará beneficios significativos destacando los siguientes:

- a) Menor consumo de servicios externos (enfriamiento y calentamiento).
- b) Mayor disponibilidad y confiabilidad del suministro eléctrico al contar con generación propia, evitando costos de suministros que afectarían la producción con su costo correspondiente.
- c) Disminución de la factura energética (electricidad más combustible) e incremento de la competitividad por reducción de costos de producción y mejor calidad de energía.

Por lo tanto, en la presente tesis se propone una forma para poder reutilizar el calor de desecho que procede de los procesos industriales empleando los ORC y/o ARC; posteriormente, aplicar dicha estrategia dentro de un EIP, con lo que se reducirá el impacto ambiental y se podrá generar energía eléctrica para autoconsumo y venta.

## **1.3 Objetivos**

### **1.3.1 Objetivo General**

Obtener modelos de optimización para la integración del calor residual de los procesos industriales con un ciclo Rankine orgánico y/o ciclo de refrigeración por absorción para el desarrollo de Parques Eco-industriales integrados energéticamente, considerando objetivos económicos y ambientales.

#### **1.3.2.1 Objetivos Específicos**

- a) Generar un procedimiento para manejar simultáneamente el problema de integración óptima de ciclos Rankine orgánicos con procesos industriales generales.
- b) Determinar un modelo que permita la integración térmica de un parque eco-industrial con ciclos Rankine orgánicos.
- c) Desarrollar un enfoque sistemático para la integración térmica de un parque eco-industrial a través de un proceso de trigeneración integrado considerando las dimensiones: económica, social y ambiental.
- d) Generar los enfoques propuestos por medio de superestructuras que incorporen a las corrientes calientes de la HEN que contengan calor residual

disponible y las diferentes opciones para su integración óptima con ORC y/o ARC.

- e) Aplicar las metodologías propuestas a través de casos de estudio para mostrar sus ventajas.

#### **1.4 Hipótesis**

Los modelos de optimización propuestos para la integración energética de procesos que permiten recuperar el calor residual a través de ORC, ARC y EIP proporcionaran sistemas más eficientes desde los puntos de vista técnico, económico, ambiental y social, respecto a los esquemas tradicionales donde no se aprovecha el calor residual.

## Capítulo 2. Marco Teórico

### 2.1 Redes de intercambio de calor

En las HEN las corrientes de procesos calientes ceden energía a las corrientes de proceso frías para minimizar el consumo de servicios externos de enfriamiento y calentamiento y, por consiguiente, se reduce la factura energética y el impacto ambiental de plantas industriales. Es muy importante hacer una diferencia entre lo que se puede considerar como una corriente fría y una caliente. Si una corriente sale de un equipo a temperatura mayor a la que se requiere en la entrada de otro equipo, es una corriente caliente; mientras que si sale de un equipo a una temperatura menor a la que se requiere en la entrada del otro, se tiene una corriente fría. Asimismo, las corrientes que se condensan son calientes mientras que las que se evaporan son frías; estos procesos de cambio de fase se llevan a cabo a temperatura constante para fluidos puros.

En un proceso en el cual existen corrientes de proceso frías y calientes, se puede hacer una integración térmica; de tal forma, que si se debe de enfriar una corriente de proceso, esto se haga con una corriente de proceso fría. Si se requiere calentar alguna corriente de proceso fría, esto se realice con una corriente de proceso caliente. Para terminar de procesar térmicamente a las corrientes de proceso es común utilizar enfriadores y calentadores que emplean agua o vapor, respectivamente [26,27]. En concreto, se trata de aprovechar al máximo la energía disponible en el proceso y, de igual manera, reducir al mínimo las pérdidas de energía (ver **Figura 1.1**). Por tal motivo, se han generado numerosos procedimientos que han sido propuestos en los últimos años, para resolver el problema de síntesis de redes de intercambiadores de calor. Estos procedimientos pueden ser clasificados en dos categorías:

- a) Métodos termodinámicos evolutivos (basados en el concepto del punto de pliegue).
- b) Métodos de programación matemática.

En este contexto, el análisis de pliegue se basa en las leyes de la termodinámica y reglas heurísticas, que es estrictamente válida solo para conjuntos de corrientes frías y calientes que tienen coeficientes de transferencia

de calor iguales. Tiene como desventaja el que no permite la definición de restricciones de acoplamiento térmico entre corrientes que pueden establecerse en términos de la prohibición total de intercambio de calor entre pares específicos de corrientes o del cumplimiento de valores dados para el área o la carga térmica. Por otra parte, en los métodos basados en programación matemática la presencia de acoplamientos entre corrientes es definida usando variables binarias y los acoplamientos son seleccionados usando un algoritmo matemático, por lo que pueden manejar fácilmente restricciones como acoplamientos prohibidos, permitidos y/o convenientes entre corrientes. Sin embargo, debido a la naturaleza combinatorial de este problema, los modelos de programación matemática dan lugar a formulaciones de Programación Mixta Entera No Lineal (MINLP), las cuales presentan dificultades para encontrar la solución óptima global, especialmente si el problema es muy grande [28]. Sin embargo, cualquiera que sea el método seleccionado para sintetizar HEN, en éstas se sigue produciendo calor residual, el cual no es aprovechado.

## **2.2 Ciclo Rankine orgánico (ORC) y ciclo de refrigeración por absorción (ARC)**

Como se muestra en la **Figura 2.1**, un ORC es similar al ciclo termodinámico basado en el agua como fluido de trabajo, pero en lugar de agua utiliza un fluido orgánico (hidrocarburos como isopentano, isooctano, tolueno y aceite de silicona). Múltiples autores han propuesto varios enfoques para la selección de fluidos orgánicos [28-32]. Los fluidos de trabajo se clasifican en húmedos, secos e isentrópicos, de acuerdo al diagrama T-s, es decir, pendiente negativa, positiva e infinita, respectivamente. Las propiedades de temperatura y presión que poseen los principales fluidos de trabajo se presentan en la **Tabla 1.1**.

Los sistemas de ORC operan entre 40°C y 300°C y presiones por lo general, limitadas a 20 bar, aunque en ocasiones se consideran presiones supercríticas. La eficiencia energética de estos sistemas está alrededor de 0.9-0.13, sin embargo, para mejorar térmicamente los ORCs, se hace uso de la regeneración incluyendo un pre-calentador en la estructura del sistema [22,33];

mostrando incrementos desde 0.2 a 0.4 en su eficiencia. En cuanto a la elección del fluido de trabajo más apropiado, ésta dependerá de la temperatura de la fuente de calor, de los alrededores y de las temperaturas de las corrientes de enfriamiento.

En torno al funcionamiento de un ORC con regeneración se puede describir de la siguiente forma:

1. El ciclo inicia con el fluido de trabajo dentro del evaporador, como vapor saturado o ligeramente sobrecalentado. Después es llevado a la turbina donde se expande en forma de vapor sobrecalentado o húmedo, generando energía mecánica.
2. Dependiendo de las condiciones de salida de la turbina, el fluido de trabajo es transferido, ya sea directamente al condensador o inicialmente para el intercambiador de calor interno (pre-calentador), y luego al condensador.
3. Si el fluido de trabajo pasa directamente de la turbina al condensador, se vuelve líquido saturado; posteriormente, intercambia calor con la corriente de enfriamiento. Después se lleva a la bomba, en donde el fluido de trabajo aumenta su presión transformándose en líquido sub-enfriado.
4. El fluido de trabajo en el pre-calentador intercambia calor con la corriente de calentamiento y alcanza el estado de líquido saturado. En el evaporador el fluido de trabajo se evapora y vuelve a su estado inicial.

En caso de temperaturas altas del vapor en la salida de la turbina, el calor puede ser parcialmente recuperado por transferencia del líquido a la salida de la bomba. Este calor es transferido al intercambiador de calor interno.

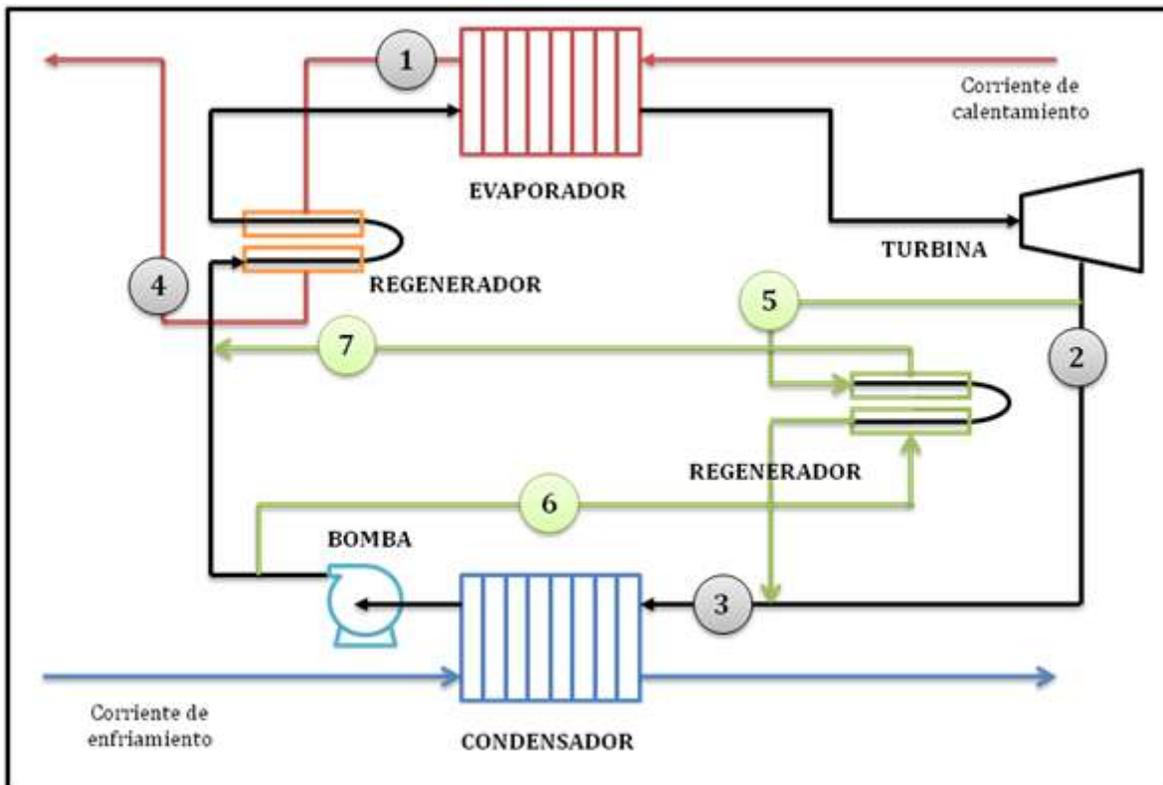
5. Si el fluido de trabajo que sale de la turbina se dirige al intercambiador de calor interno, éste intercambia calor con el fluido de trabajo sub-enfriado proveniente de la bomba. De esta manera, el calor residual disminuye por transferencia a la corriente de enfriamiento.
6. Después, el fluido orgánico se prolonga al intercambiador de calor interno transformándose en vapor sobresaturado. Posteriormente, entra al condensador donde intercambia calor con la corriente de enfriamiento. En tanto que el fluido de trabajo sale del condensador y se convierte en líquido

saturado, para luego entrar a la bomba. Note que este pasa a través del intercambiador de calor interno.

7. Posteriormente, el fluido de trabajo en el pre-calentador intercambia calor con la corriente de calentamiento para convertirse en líquido saturado. Y finalmente, el fluido orgánico regresa al evaporador, para volver a su estado inicial [34-35].

Entre las ventajas del proceso ORC están las siguientes:

- a) El riesgo de averías en el caso de turbinas de baja velocidad es inferior con respecto a un SRC. No obstante, se alcanzan rendimientos elevados (>85%).
- b) El fluido de trabajo no se descompone ni es corrosivo.
- c) Las instalaciones del ORC trabajan relativamente sin ruido.
- d) Es un ciclo cerrado, una pérdida de fluido de trabajo solamente se puede producir en caso de averías.
- e) Los costos de mantenimiento son inferiores que para los de vapor.
- f) La utilización de un ciclo con aceite térmico no precisa de calderas o fogonero.



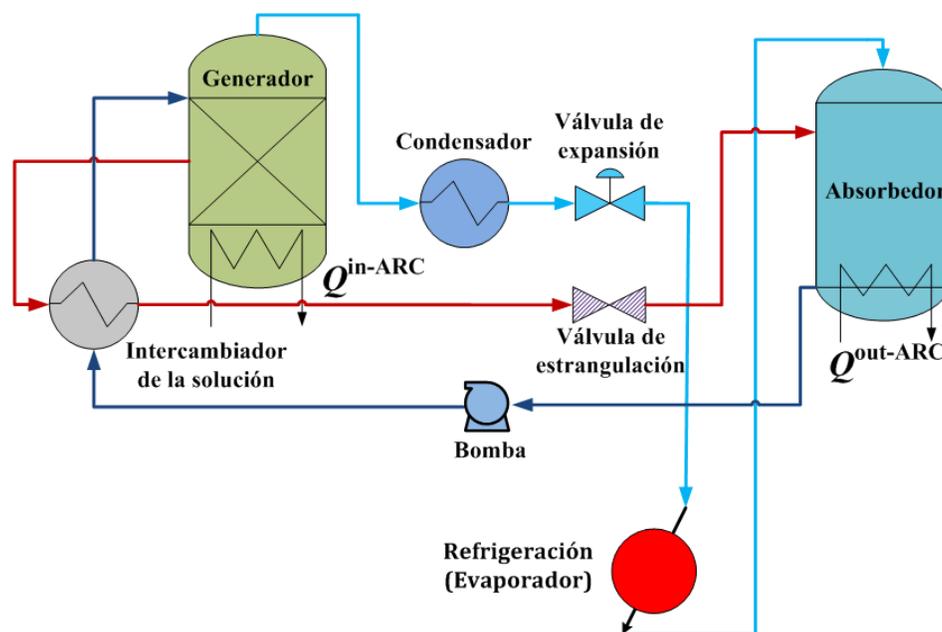
**Figura 2.1** Diagrama esquemático de un ORC

**Tabla 1.1** Propiedades de diferentes tipos de fluidos de trabajo

Fluido de trabajo	Fórmula química	T Crítica (°C)	P Crítica (MPa)	Punto de ebullición (°C)
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	196.6	3.37	36.1
Benceno	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	288.9	4.894	80.1
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	152	3.796	-0.6
n-Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	234.7	3.034	68.7
Isobutano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	134.7	3.64	-11.7
Isohexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	224.6	3.04	60.2
Isopentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	187.2	3.396	27.8
R113	C <sub>2</sub> Cl <sub>3</sub> F <sub>3</sub>	214.1	3.392	47.6
R123	C <sub>2</sub> HCl <sub>2</sub> F <sub>3</sub>	183.7	3.662	27.8
R141b	C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl <sub>2</sub> F	204.4	4.212	32.1
R236ea	C <sub>3</sub> H <sub>2</sub> F <sub>6</sub>	139.3	3.502	6.2
R245ca	C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> F <sub>5</sub>	174.4	3.925	25.1
R245fa	C <sub>3</sub> H <sub>3</sub> F <sub>5</sub>	154	3.651	15.1
R365mfc	C <sub>4</sub> H <sub>5</sub> F <sub>5</sub>	186.9	3.271	40.3

Debido a las características del fluido de trabajo y a las ventajas que presenta, se han reportado literaturas que proponen la recuperación del calor residual de las corrientes de proceso usando ORC [34-38], en los que se concluye que la generación de energía utilizando el ORC para la recuperación de calor es benéfica en muchos aspectos, como carga eléctrica reducida, reducción en las emisiones de CO<sub>2</sub> y rendimiento económico.

Por otra parte, los ARCs (**Figura 2.2**) a diferencia de los equipos de compresión convencional utilizan calor para ser operados. Este calor puede tomar la forma de calor excedente de un sistema de cogeneración, así como ser directamente proporcionado por un quemador de gas o proceder de una instalación de energía solar, entre otras posibilidades [39-44]. Otra diferencia es el fluido de trabajo utilizado, la mayoría de los sistemas de compresión utilizan refrigerantes de clorofluorocarbono (CFC), debido a sus propiedades termofísicas [39], mientras que los ARC utilizan una solución binaria que consiste de un refrigerante y un absorbente. Además, el costo de producción del trabajo mecánico necesario para obtener un kW de enfriamiento para los ciclos de compresión mecánica es usualmente más alto comparado con el calor necesario para obtener el mismo kW en un ARC.



**Figura 2.2** Diagrama esquemático de un ARC

Como puede verse en la **Figura 2.2**, la representación más simple de un ARC consiste de un generador, evaporador, condensador, unidad de absorción y una bomba. La eficiencia energética de éste sistema oscila alrededor de 0.7 y el nivel térmico del calor llevado al generador, son normalmente rangos entre 80°C y 100°C [23-24]. Hay varios trabajos que han optimizado los ARC, en cuanto a selección de fluidos de trabajo y condiciones de operación, en donde se deduce que este sistema es rentable económicamente y, además, permite reducir el impacto ambiental, ya que disminuye las emisiones de CO<sub>2</sub> [45-51].

### 2.3 Parques eco-industriales (EIPs)

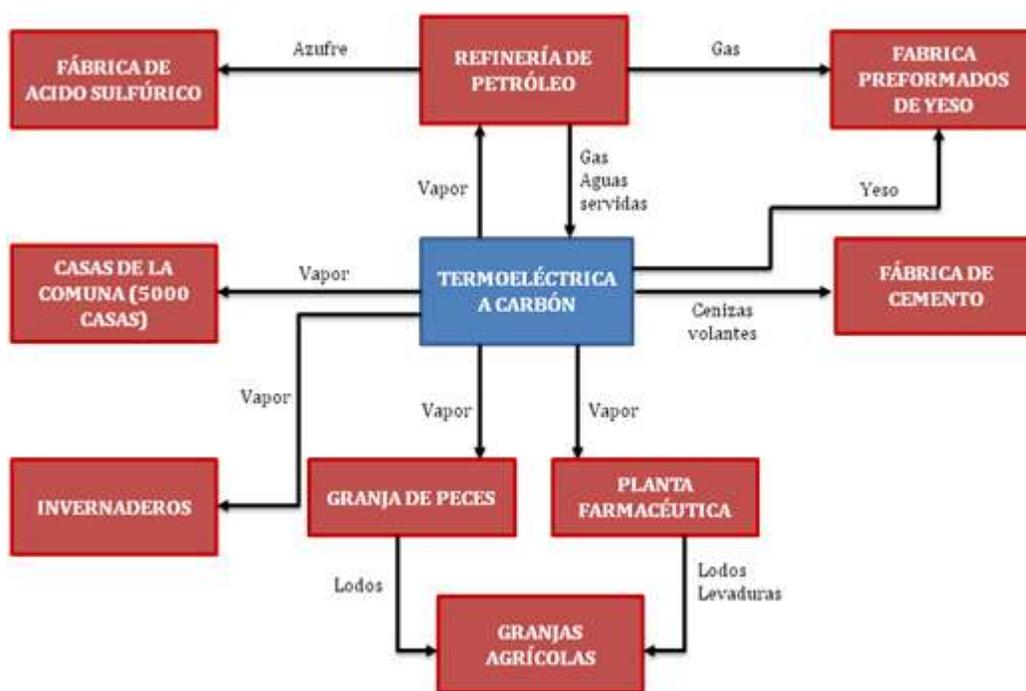
Un EIP es un grupo de empresas dedicadas a la manufactura y a la prestación de servicios, localizadas en una misma área geográfica, las cuales desarrollan en conjunto proyectos que buscan mejorar su desempeño económico y ambiental, de modo tal, que el trabajo conjunto permite a las empresas participantes encontrar un beneficio colectivo mayor que la suma de beneficios individuales que puede alcanzar cada empresa optimizando únicamente su propio desempeño. Los EIPs tuvieron su origen a partir del desarrollo del proyecto Kalundborg en Dinamarca (ver **Figura 2.3**), siendo hasta la actualidad etiquetado

como el mejor EIP. Desde 1970 inició su gestión; y actualmente, involucra compañías de generación de energía eléctrica, refinería, fábrica de ácido sulfúrico, fábrica de cemento, entre otras. Posteriormente, este tipo de proyectos han sido desarrollados en diversos países. En los Estados Unidos por ejemplo, se tienen los siguientes parques: Baltimore (Maryland), Riverside, Burlington (Vermont), Green Institute Minneapolis (Minnesota), Cape Charles (Virginia), Brownsville (Texas), Chatanooga (Tennessee), Londonderry, Trenton (New Jersey), Civano (Arizona), Plattsburg (New York), Raymond (Washington) y Skagit Country (Washington). Para 1996, 17 proyectos se declararon como EIPs en los Estados Unidos. De acuerdo con datos del *International Development Research Council* (IRDC), se estima que en el mundo existen cerca de 12600 parques en 90 países.

Sin embargo, para el desarrollo de un EIP eficiente y bien estructurado es necesario mejorar la gestión de flujos de materiales entre las firmas participantes. Por lo tanto, uno de los objetivos principales de un EIP es la minimización de consumo de recursos y cargas ambientales mediante el uso de una red de reciclaje de materias primas, residuos y energía. De acuerdo a este objetivo, la gestión de flujo de materiales mencionados, deben cumplir con la reducción del uso de recursos como combustibles fósiles, y estimular el uso de energía sustentable tanto como sea posible; sustentar el equilibrio en el proceso de uso y producción de recursos renovables; conservar recursos renovables y no renovables lo mayormente posible en los ciclos de materiales. En este sentido, se han reportado varios trabajos respecto a la optimización de flujos de materiales entre plantas. Primeramente, se ha considerado la integración de agua entre diferentes plantas por varios autores [52-59]. Con respecto a la integración de la energía, Dhole y Linnhoff [59] introdujeron el concepto de integración total de energía entre plantas. Bagajewicz y Rodera [60-62] presentaron enfoques de programación matemática para la integración energética entre plantas, entre otros [63-69].

Los enfoques previos han demostrado ahorros significativos de energía, que se logran cuando la integración energética es implementada dentro de las plantas participantes. Sin embargo, no consideran la integración de ORC y/o ARC,

los cuales pueden ser usados para recuperar calor residual. Por tal motivo, la implementación de los sistemas ORC y/o ARC puede ser una opción atractiva para la integración de la energía entre plantas. Es por ello que en los siguientes capítulos se presentan tres estrategias para la integración energética óptima. En el primer caso se propone una forma para poder reutilizar el calor de desecho que procede de las redes de intercambio de calor empleando el ORC; posteriormente, para el segundo caso, se aplica dicha estrategia dentro de un EIP, el cual se beneficiará con la generación de energía eléctrica para su propio consumo; y finalmente, se considera el proceso de trigeneración, en donde se considera además del ORC, los sistemas ARC y SRC, este último con la opción de ser alimentado por fuentes de energía alternativas.

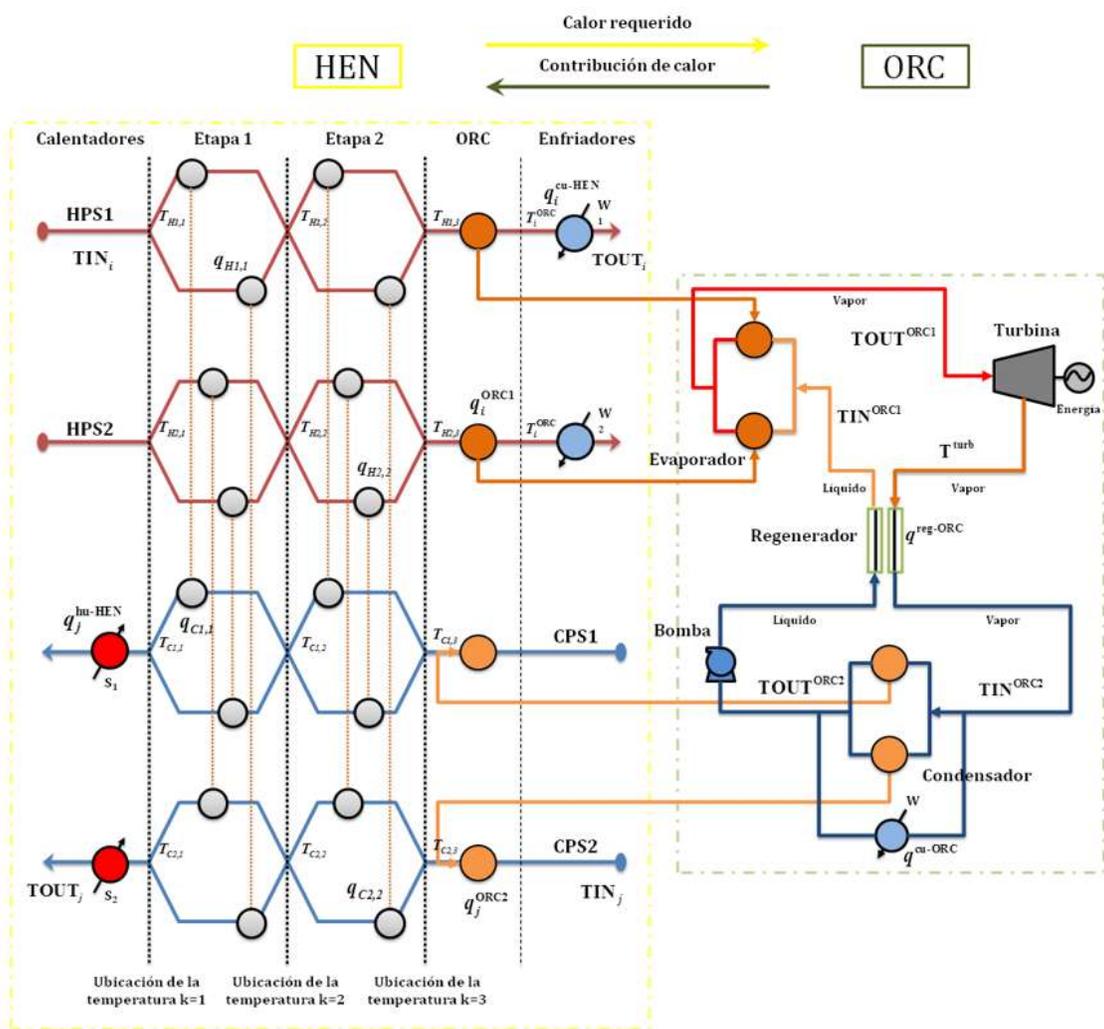


**Figura 2.3** Esquema del Parque Eco-industrial de Kalundborg

## Capítulo 3. Integración del Ciclo Rankine Orgánico con procesos industriales

### 3.1 Metodología

Para integrar energéticamente los procesos por medio de un ORC, se propone la superestructura mostrada en la **Figura 3.1**. Esta superestructura consiste en dos corrientes de proceso calientes y dos corrientes de proceso frías en dos etapas.



**Figura 3.1** Superestructura formulada para el sistema HEN-ORC

En cada etapa de la superestructura se propone un posible intercambio de calor entre cualquier par de corrientes de proceso (caliente y fría), permitiendo de

esta manera, diferentes arreglos como en serie, paralelo y serie-paralelo. El calor de desecho que se originan de las corrientes de proceso calientes puede ser utilizado como fuente de energía para un ORC y el calor remanente de la corriente es removido utilizando agua de enfriamiento. La corriente de proceso fría puede ser utilizada para recibir calor a baja temperatura del ORC, y calor a alta temperatura del servicio externo de calentamiento. Nótese que esta superestructura es general y ésta puede ser ampliada para cualquier número de corrientes de proceso. A continuación, se presenta el modelo matemático propuesto para esta superestructura, en donde se muestra la principal ventaja en comparación a las demás metodologías propuestas previamente, que consiste en representar explícitamente las relaciones de los objetivos económicos y las interacciones de interés, en el problema de la síntesis de estos sistemas integrados que reducen al mínimo el costo total anual.

### 3.1.1 Formulación del modelo

Los siguientes subíndices son utilizados en el modelo,  $i$  es utilizado para nombrar a las corrientes de proceso calientes,  $j$  para las corrientes de proceso frías y  $k$  para denotar cualquier etapa de la superestructura.

Los superíndices siguientes también son utilizados, ORC1 es utilizado para representar a las unidades de transferencia de calor que envían calor residual disponible de las corrientes de proceso calientes hacia el ciclo Rankine orgánico, ORC2 es usado para representar los intercambiadores de calor que transfieren calor residual disponible en el condensador del ORC hacia las corrientes de proceso frías,  $cu$  es empleado para identificar el servicio de enfriamiento,  $hu$  representa el servicio de calentamiento,  $turb$  es usado para representar a la turbina,  $pump$  representa a la bomba del ORC y  $reg$  representa al regenerador. HPS es un conjunto para las corrientes de proceso calientes, CPS es el conjunto para las corrientes de proceso frías, ST es el conjunto que describe el número de etapas en la superestructura. A continuación se describe el modelo:

### Balances de energía total para cada corriente de proceso.

El balance de energía total para cada corriente de proceso caliente  $i$  es igual a la suma de la energía intercambiada con cualquiera de las corrientes de proceso fría  $j$  en cualquier etapa de la superestructura  $k$  ( $\sum_{k \in ST} \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k}^{HEN}$ ), más el calor transferido al ORC ( $q_i^{ORC1}$ ), y el calor intercambiado con el servicio de enfriamiento  $i$  ( $q_i^{cu-HEN}$ ).

$$(TIN_i - TOUT_i)FCp_i = \sum_{k \in ST} \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k}^{HEN} + q_i^{ORC1} + q_i^{cu-HEN}, \quad i \in HPS \quad (2.1)$$

El balance de energía total para cada corriente de proceso fría  $j$  es igual a la suma del calor intercambiado con cualquiera de las corrientes de proceso caliente  $i$  en la etapa  $k$  de la superestructura ( $\sum_{k \in ST} \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k}^{HEN}$ ), más el calor recibido del condensador del ORC ( $q_j^{ORC2}$ ) y el calor suministrado por el servicio de calentamiento  $j$  ( $q_j^{hu-HEN}$ ).

$$(TOUT_j - TIN_j)FCp_j = \sum_{k \in ST} \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k}^{HEN} + q_j^{ORC2} + q_j^{hu-HEN}, \quad j \in CPS \quad (2.2)$$

Donde TIN es la temperatura de entrada, TOUT es la temperatura de salida y FCp es el producto del flujo por la capacidad calorífica (Capacidad calorífica horaria), para las corrientes de proceso.

### Balances de energía para cada etapa de la superestructura

Para determinar las temperaturas para cada corriente de proceso a través de la superestructura ( $T_{i,k}$ ,  $T_{j,k}$ ), los siguientes balances de energía para las corrientes de proceso calientes y frías son requeridos:

$$(T_{i,k} - T_{i,k+1})FCp_i = \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k}^{HEN}, \quad k \in ST, \quad i \in HPS \quad (2.3)$$

$$(T_{j,k} - T_{j,k+1})FCp_j = \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k}^{HEN}, \quad k \in ST, \quad j \in CPS \quad (2.4)$$

### Balances de energía para los servicios de calentamiento y de enfriamiento

Los servicios externos de calentamiento y de enfriamiento para corrientes de proceso frías y calientes ( $q_j^{hu-HEN}$ ,  $q_i^{cu-HEN}$ ) son calculados como sigue:

$$\left(\text{TOUT}_j - T_{j,1}\right) \text{FCp}_j = q_j^{\text{hu-HEN}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.5)$$

$$\left(T_i^{\text{ORC}} - \text{TOUT}_i\right) \text{FCp}_i = q_i^{\text{cu-HEN}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.6)$$

Donde,  $T_{j,1}$  es la temperatura de la corriente de proceso fría  $j$  en la etapa uno. Además  $T_i^{\text{ORC}}$  representa la temperatura de salida de la corriente de proceso caliente  $i$  de los intercambiadores del ORC. Nótese que  $T_i^{\text{ORC}}$  es menor o igual que la temperatura de la corriente de proceso caliente  $i$  en la última etapa de la superestructura ( $T_{i,NOK+1}$ ); de esta manera, el servicio de enfriamiento requerido puede ser reducido por el uso de calor de desecho de las corrientes de proceso calientes utilizándolo como fuente de energía para el ORC, los costos asociados y obteniendo beneficios económicos de la venta de la energía eléctrica producida.

### Balances de energía para intercambiadores de calor ORC1 y ORC2

Las cargas térmicas para los intercambiadores de calor ORC1 y ORC2 son calculados con la temperatura de las corrientes de proceso calientes y frías, localizadas en la última etapa de la superestructura ( $T_{i,NOK+1}$ ,  $T_{j,NOK+1}$ ) utilizando las siguientes relaciones:

$$\left(T_{i,NOK+1} - T_i^{\text{ORC}}\right) \text{FCp}_i = q_i^{\text{ORC1}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.7)$$

$$\left(T_{j,NOK+1} - \text{TIN}_j\right) \text{FCp}_j = q_j^{\text{ORC2}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.8)$$

Aquí  $T_{j,NOK+1}$  es la temperatura para la corriente de proceso fría  $j$  localizada en  $NOK+1$ , la cual es mayor o igual que la temperatura de entrada para la corriente de proceso fría  $\text{TIN}_j$ .

### Límites de la viabilidad de las temperaturas

Para asegurar un decremento apropiado para las temperaturas de lado izquierdo (extremo más caliente) hacia el lado derecho (extremo más frío) a través de la superestructura, las siguientes expresiones son necesarias:

$$T_{j,NOK+1} \geq \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.9)$$

$$T_{i,k} \geq T_{i,k+1}, \quad k \in \text{ST}, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.10)$$

$$T_{j,k} \geq T_{j,k+1}, \quad k \in \text{ST}, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.11)$$

$$\text{TOUT}_i \leq T_i^{\text{ORC}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.12)$$

$$\text{TOUT}_j \geq T_{j,1}, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.13)$$

Además, la temperatura para la corriente de proceso caliente  $i$  en la primera etapa de la superestructura ( $T_{i,1}$ ) es igual a su temperatura de entrada:

$$T_{i,1} = \text{TIN}_i, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.14)$$

### Relaciones lógicas para la existencia de unidades de transferencia de calor

Las restricciones de límite superior son utilizadas para determinar la existencia de las unidades consideradas, lo cual sólo ocurre si la carga correspondiente es más alta que cero; de lo contrario, la unidad de transferencia de calor no existe. La existencia de las unidades de transferencia de calor es modelado utilizando la formulación Big-M [70]. Estas relaciones lógicas son expresadas como sigue:

$$q_{i,j,k}^{\text{HEN}} - Q_{i,j}^{\text{HEN-max}} z_{i,j,k}^{\text{HEN}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (2.15)$$

$$q_i^{\text{cu-HEN}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{cu-HEN}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.16)$$

$$q_j^{\text{hu-HEN}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{hu-HEN}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.17)$$

$$q_i^{\text{ORC1}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{ORC1}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.18)$$

$$q_j^{\text{ORC2}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{ORC2}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.19)$$

$$q^{\text{cu-ORC}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{cu-ORC}} \leq 0 \quad (2.20)$$

En las relaciones anteriores,  $Q^{\text{max}}$  es un límite superior para la carga térmica en los intercambiadores de calor, enfriadores y calentadores;  $z$  es una variable binaria que permite seleccionar las unidades de transferencia de calor (un valor de uno indica que la unidad existe y un valor de cero indica que la unidad no existe); es decir, sí la carga térmica para una unidad dada es mayor que cero, entonces su variable binaria correspondiente es igual a uno. Por otra parte, sí la carga térmica es cero, la variable binaria correspondiente es cero.

### Restricciones para las diferencias de temperaturas en las unidades de transferencia de calor.

Cuando las unidades de transferencia de calor existen, las diferencias de temperaturas deben ser calculadas apropiadamente, tal que cumplan con la

diferencia de temperatura mínima deseada. Además, las diferencias de temperaturas positivas son requeridas para calcular el área de transferencia de calor en cada unidad involucrada en la red. En ese sentido, tales diferencias de temperatura mínima son activadas sólo cuando las unidades existen (cuando  $z$  es igual a uno). Las relaciones lógicas para determinar las restricciones de diferencias de temperatura son calculadas de la siguiente manera:

Para unidades de intercambio de calor entre las corrientes de proceso:

$$dT_{i,j,k}^{\text{hot-HEN}} \leq T_{i,k} - T_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (2.21)$$

$$dT_{i,j,k+1}^{\text{cold-HEN}} \leq T_{i,k+1} - T_{j,k+1} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (2.22)$$

Para enfriadores:

$$dT_i^{\text{cu-HEN-hot}} \leq T_i^{\text{ORC}} - \text{TOUT}_i^{\text{cu-HEN}} + \Delta T_i^{\text{cu-HEN-max}} (1 - z_i^{\text{cu-HEN}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (2.23)$$

$$dT_i^{\text{cu-HEN-cold}} = \text{TOUT}_i - \text{TIN}_i^{\text{cu-HEN}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (2.24)$$

Para calentadores:

$$dT_j^{\text{hu-HEN-hot}} = \text{TIN}_j^{\text{hu-HEN}} - \text{TOUT}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.25)$$

$$dT_j^{\text{hu-HEN-cold}} \leq \text{TOUT}_j^{\text{hu-HEN}} - T_{j,1} + \Delta T_j^{\text{hu-HEN-max}} (1 - z_j^{\text{hu-HEN}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (2.26)$$

Para intercambiadores ORC1:

$$dT_i^{\text{ORC1-hot}} \leq T_{i,\text{NOK}+1} - \text{TOUT}_i^{\text{ORC1}} + \Delta T_i^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (2.27)$$

$$dT_i^{\text{ORC1-cold}} \leq T_i^{\text{ORC}} - \text{TIN}_i^{\text{ORC1}} + \Delta T_i^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (2.28)$$

Para intercambiadores ORC2:

$$dT_j^{\text{ORC2-hot}} \leq \text{TIN}_j^{\text{ORC2}} - T_{j,\text{NOK}+1} + \Delta T_j^{\text{ORC2-max}} (1 - z_j^{\text{ORC2}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (2.29)$$

$$dT_j^{\text{ORC2-cold}} = \text{TOUT}_j^{\text{ORC2}} - \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (2.30)$$

Para el agua de enfriamiento del ORC:

$$dT^{\text{cu-ORC-hot}} = \text{TIN}^{\text{ORC2}} - \text{TOUT}^{\text{cu-ORC}} \quad (2.31)$$

$$dT^{\text{cu-ORC-cold}} = \text{TOUT}^{\text{ORC2}} - \text{TIN}^{\text{cu-ORC}} \quad (2.32)$$

Para el regenerador en el ORC:

$$dT^{\text{reg-ORC-hot}} = T^{\text{turb}} - \text{TIN}^{\text{ORC1}} \quad (2.33)$$

$$dT^{\text{reg-ORC-cold}} = \text{TIN}^{\text{ORC2}} - \text{TOUT}^{\text{ORC2}} \quad (2.34)$$

La variable binaria  $z$  es utilizada para activar las restricciones, por consiguiente, cuando las unidades de transferencia de calor existen, el límite superior ( $\Delta T^{\max}$ ) no es considerado; mientras que cuando las unidades de transferencia de calor no existen, el límite superior ( $\Delta T^{\max}$ ) relaja las relaciones. Finalmente, para obtener fuerzas impulsoras de transferencia de calor, las siguientes restricciones se deben cumplir:

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k}^{\text{hot-HEN}}, i \in \text{HPS}, j \in \text{CPS}, k \in \text{ST} \quad (2.35)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k+1}^{\text{cold-HEN}}, i \in \text{HPS}, j \in \text{CPS}, k \in \text{ST} \quad (2.36)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{cu-HEN-hot}}, i \in \text{HPS} \quad (2.37)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{hu-HEN-cold}}, j \in \text{CPS} \quad (2.38)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-hot}}, i \in \text{HPS} \quad (2.39)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-cold}}, i \in \text{HPS} \quad (2.40)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{ORC2-hot}}, j \in \text{CPS} \quad (2.41)$$

En las anteriores restricciones  $\Delta T^{\max}$  y  $\Delta T^{\min}$  son los límites superior e inferior de las diferencias de temperaturas en ambas partes (fría y caliente) de las unidades de transferencia de calor.

### Balance de energía total en el ORC

Un balance global de energía sobre el ORC es necesario para determinar los valores de  $q^{\text{reg-ORC}}$ ,  $E^{\text{pump-ORC}}$  y  $E^{\text{ORC}}$ . La energía eléctrica generada en el ORC es determinada de la siguiente manera:

$$E^{\text{ORC}} = \eta^{\text{ORC}} \sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ORC1}} \quad (2.42)$$

Aquí,  $\eta^{\text{ORC}}$  es la eficiencia del ORC que depende de las condiciones de operación y de la configuración del sistema. Cabe destacar que este coeficiente de diseño puede ser previamente optimizado o puede ser obtenido de valores previamente reportados en la literatura [17-22].

La demanda de la energía de bombeo en el ORC es calculada como sigue:

$$E^{\text{pump-ORC}} = \eta^{\text{pump-ORC}} E^{\text{ORC}} \quad (2.43)$$

Donde,  $\eta^{\text{pump-ORC}}$  es la eficiencia para la energía requerida por la bomba. Este depende de la energía producida por el ORC, y además, puede ser obtenida por simulación o de valores reportados previamente. El  $\eta^{\text{pump-ORC}}$  usualmente tiene valores  $\leq 0.06$  [17-22].

La carga térmica requerida en el regenerador dependerá de la energía generada en el ORC y este puede ser calculado a través de la siguiente expresión:

$$q^{\text{reg-ORC}} = \eta^{\text{reg-ORC}} E^{\text{ORC}} \quad (2.44)$$

Aquí,  $\eta^{\text{reg-ORC}}$  es el coeficiente de diseño para el regenerador en el ORC y usualmente toma valores  $\leq 0.045$  [17-22].

La carga total de calor requerida en el condensador del ORC ( $q^{\text{cond-ORC}}$ ) es obtenido por la sumatoria de las cargas térmicas de los intercambiadores ORC1, es decir, la entrada de calor total en el ORC; y la energía suministrada para la bomba, menos la energía eléctrica producida en el ORC.

$$q^{\text{cond-ORC}} = \sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ORC1}} + E^{\text{pump-ORC}} - E^{\text{ORC}} \quad (2.45)$$

Además, la carga total transferida en el condensador del ORC puede ser enviada a las corrientes de proceso frías  $j$  ( $\sum_{j \in \text{CPS}} q_j^{\text{ORC2}}$ ) y/o para el agua de enfriamiento ( $q^{\text{cu-ORC}}$ ):

$$q^{\text{cond-ORC}} = \sum_{j \in \text{CPS}} q_j^{\text{ORC2}} + q^{\text{cu-ORC}} \quad (2.46)$$

### **Función objetivo**

La función objetivo consiste en minimizar el costo total anual ( $TAC$ ), que comprende la suma del costo de operación ( $Cop$ ) y el costo de capital ( $Cap$ ), menos el ahorro debido a la venta de la electricidad generada en el ORC ( $Sprc$ ).

$$\min TAC = Cop + Cap - Sprc \quad (2.47)$$

Donde, el costo de operación incluye los costos asociados por los servicios de enfriamiento y de calentamiento requeridos en la HEN y el ORC.

$$Cop = H_Y \left( \sum_{i \in \text{HPS}} C^{\text{cu}} q_i^{\text{cu-HEN}} + \sum_{j \in \text{CPS}} C^{\text{hu}} q_j^{\text{hu-HEN}} + C^{\text{cu}} Q^{\text{cu-ORC}} + C^{\text{elect-b}} E^{\text{pump-ORC}} \right) \quad (2.48)$$

Aquí,  $H_Y$  es el tiempo de operación anual,  $C^{cu}$  es el costo unitario para el servicio de enfriamiento requerido para la corriente de proceso caliente  $i$  y por el ORC.  $C^{hu}$  es el costo unitario para el servicio de calentamiento requerido en la corriente de proceso fría  $j$ .  $C^{elect-b}$  es el costo unitario de la potencia demanda por la bomba en el ORC.  $E^{pump-ORC}$  es la demanda de electricidad en la bomba del ORC.

Con respecto al costo de capital anualizado, éste incluye el costo de capital fijo ( $Capf$ ) y costo de capital variable ( $Capv$ ) de las unidades de transferencia de calor involucradas, así también, como los costos de la bomba, turbina y regenerador instalados en el ORC.

$$Cap = Capf + Capv \quad (2.49)$$

Para calcular los costos fijos, los cuales son independientes del tamaño de la unidad, se tiene la siguiente expresión:

$$Capf = k_F \left( \begin{aligned} & \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} CF^{HEN} z_{i,j,k}^{HEN} + \sum_{i \in HPS} CF^{cu} z_i^{cu-HEN} + \sum_{j \in CPS} CF^{hu} z_j^{hu-HEN} + \sum_{i \in HPS} CF^{ORC1} z_i^{ORC1} \\ & + \sum_{j \in CPS} CF^{ORC2} z_j^{ORC2} + CF^{cu-ORC} z^{cu-ORC} + CF^{reg-ORC} + CF^{turb-ORC} + CF^{pump-ORC} \end{aligned} \right) \quad (2.50)$$

Para los costos variables, que dependen del tamaño de las unidades, se presenta la ecuación 3.51; en esta expresión,  $k_F$  es el factor utilizado para anualizar la inversión que toma en cuenta la tasa de interés y la capacidad adquisitiva del dinero en el tiempo a través de la vida del proyecto;  $\beta$  es un parámetro utilizado para considerar las economías de escala (valores entre 0.6-0.8),  $CV$  es el costo unitario variable para las unidades consideradas,  $\delta$  es un número muy pequeño (i.e.  $1 \times 10^{-6}$ ) utilizado para evitar la división por cero en la función objetivo.  $CF$  es el costo unitario fijo para las unidades de proceso consideradas. Para calcular el costo de capital variable de las unidades de intercambio de calor, se deben de considerar las áreas de las unidades de transferencia de calor, las cuales se calculan por medio de la aproximación de Chen [71], que también es usado para evitar términos logarítmicos en el modelo.

$$\text{Capv} = k_F \left( \begin{aligned}
 & \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} \text{CV}^{\text{HEN}} \left\{ \frac{q_{i,j,k}^{\text{HEN}} (1/h_i^{\text{HEN}} + 1/h_j^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}})(dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}})(dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}} + dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{HEN}}} \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} \text{CV}^{\text{cu}} \left\{ \frac{q_i^{\text{cu-HEN}} (1/h_i^{\text{HEN}} + 1/h^{\text{cu-HEN}})}{\left[ (dT_i^{\text{cu-HEN-hot}})(dT_i^{\text{cu-HEN-cold}})(dT_i^{\text{cu-HEN-hot}} + dT_i^{\text{cu-HEN-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{cu}}} \\
 & + \sum_{j \in \text{CPS}} \text{CV}^{\text{hu}} \left\{ \frac{q_j^{\text{hu-HEN}} (1/h^{\text{hu-HEN}} + 1/h_j^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_j^{\text{hu-hot}})(dT_j^{\text{hu-cold}})(dT_j^{\text{hu-hot}} + dT_j^{\text{hu-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{hu-HEN}}} \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} \text{CV}^{\text{ORC1}} \left\{ \frac{q_i^{\text{ORC1}} (1/h_i^{\text{HEN}} + 1/h^{\text{ORC1}})}{\left[ (dT_i^{\text{ORC1-hot}})(dT_i^{\text{ORC1-cold}})(dT_i^{\text{ORC1-hot}} + dT_i^{\text{ORC1-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{ORC1}}} \\
 & + \sum_{j \in \text{CPS}} \text{CV}^{\text{ORC2}} \left\{ \frac{q_j^{\text{ORC2}} (1/h^{\text{ORC2}} + 1/h_j^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_j^{\text{ORC2-hot}})(dT_j^{\text{ORC2-cold}})(dT_j^{\text{ORC2-hot}} + dT_j^{\text{ORC2-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{ORC2}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{cu-ORC}} \left\{ \frac{q^{\text{cu-ORC}} (1/h^{\text{ORC2}} + 1/h^{\text{cu-ORC}})}{\left[ (dT^{\text{cu-ORC-hot}})(dT^{\text{cu-ORC-cold}})(dT^{\text{cu-ORC-hot}} + dT^{\text{cu-ORC-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{cu}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{reg-ORC}} \left\{ \frac{Q^{\text{reg}} (1/h^{\text{reg-ORC-hot}} + 1/h^{\text{reg-ORC-cold}})}{\left[ (dT^{\text{reg-ORC-hot}})(dT^{\text{reg-ORC-cold}})(dT^{\text{reg-ORC-hot}} + dT^{\text{reg-ORC-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{reg-ORC}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{turb-ORC}} \{E^{\text{ORC}}\}^{\beta^{\text{turb-ORC}}} + \text{CV}^{\text{pump-ORC}} \{E^{\text{pump-ORC}}\}^{\beta^{\text{pump-ORC}}}
 \end{aligned} \right)$$

(2.51)

Finalmente, el ahorro por la venta de la electricidad generada en el ORC es calculada como sigue:

$$\text{Sprc} = H_y C^{\text{elect-s}} E^{\text{ORC}} \quad (2.52)$$

Donde,  $C^{\text{elect-s}}$  es el precio unitario por la venta de la electricidad y  $E^{\text{ORC}}$  es la potencia generada por el ORC. El modelo propuesto fue codificado en el software Sistema General de Modelación Algebraica (GAMS, sigla del inglés, *General Algebraic Modeling System*) [72] y los algoritmos CPLEX, CONOPT y DICOPT fueron usados para resolver el problema lineal, no lineal y mixto entero no lineal asociados, respectivamente.

### 3.2 Resultados

Para mostrar la aplicación del modelo propuesto, se presenta los siguientes ejemplos:

**Tabla 3.1** Datos de los ejemplos

Corriente/Unidad	TIN (°C)	TOUT (°C)	FCp (kW/°C)	h (kW/m <sup>2</sup> °C)
<b>Ejemplo 1</b>				
HPS1	300	80	30	1
HPS2	200	40	45	1
cu	10	40		1
CPS1	40	180	40	1
CPS2	140	280	60	1
hu	350	220		1
Evaporador	40	100		1
Condensador	40	30		1
cu-ORC	10	20		1
Regenerador				0.5
Turbina		50.7		
<b>Ejemplo 2</b>				
HPS1	353	313	9.802	1
HPS2	347	246	2.931	1
HPS3	255	80	6.161	1
cu	15	30		1
CPS1	224	340	7.179	1
CPS2	116	303	0.641	1
CPS3	53	113	7.627	1
CPS4	40	293	1.690	1
hu	460	370		1
Evaporador	81	186.5		1
Condensador	135.9	80		1
cu-ORC	15	30		1
Regenerador				0.5
Turbina		161		

**Ejemplo 1.-** Los datos de las corrientes para este ejemplo fueron tomados de Ahmad y *col.* [7]; y los datos para el ORC fueron tomados de Saleh y *col.* [31]. Se considera el R245fa como fluido de trabajo para el ORC. Los parámetros económicos para los ejemplos están en la **Tabla 3.2**. El primer caso considera exclusivamente la integración de la energía de las corrientes de proceso sin considerar la posibilidad de la integración del sistema ORC; este caso es nombrado Escenario A y la solución óptima es mostrada en la **Figura 3.2**.

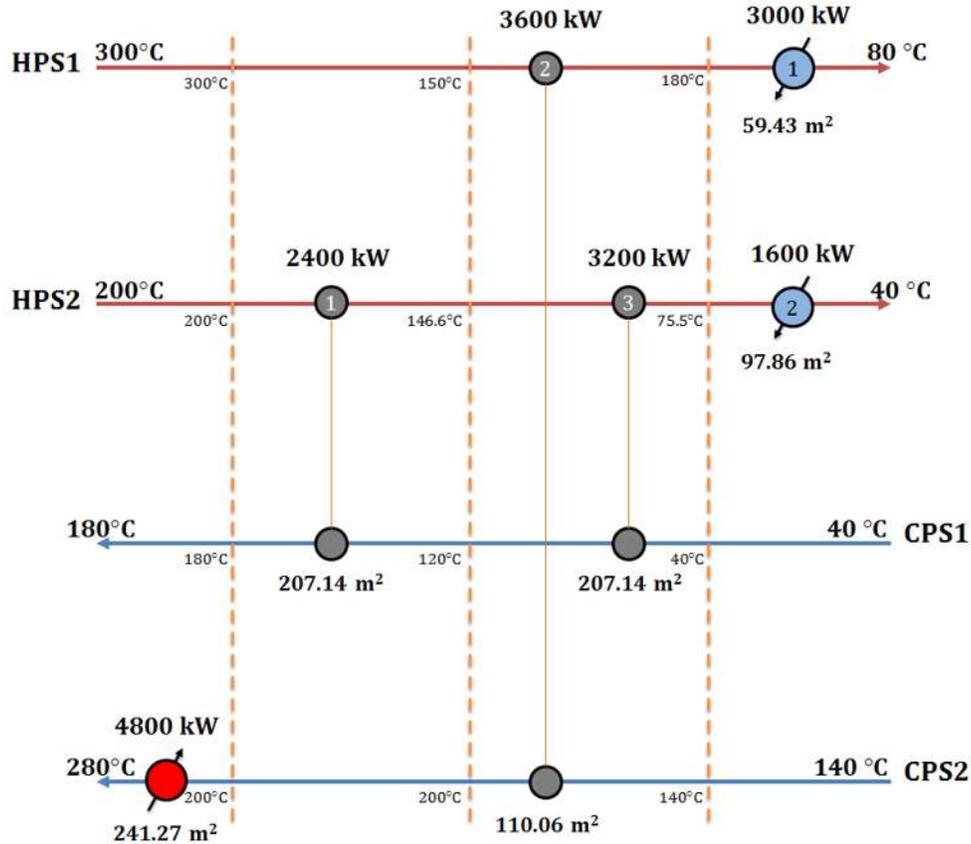
**Tabla 3.2** Parámetros económicos

Ejemplos	
$k_F$ (año <sup>-1</sup> )	0.23
$H_Y$ (h/año)	8,000
$\Delta T^{\min}$ (°C)	20
$\beta$ (adimensional)	0.65
$C^{hu}$ (US\$/kW-año)	192.096
$C^{cu}$ (US\$/kW-año)	10.1952
$C^{\text{elect-b}}$ (US\$/kWh)	0.07
$C^{\text{elect-s}}$ (US\$/kWh)	0.07
$\eta^{\text{ORC}}$	0.144
$\eta^{\text{pump-ORC}}$	0.0204
$\eta^{\text{reg-ORC}}$	0.0124
CF (US\$)	0
CV (US\$/m <sup>2</sup> )	1650

En el Escenario A, se observa que se requiere de 3 unidades de transferencia de calor entre las corrientes de proceso, un enfriador para la corriente HPS1 y uno para HPS2, y un calentador para la corriente CPS2. La **Tabla 3.3** muestra las características de la HEN obtenida.

Los servicios externos requeridos (4,800 kW para el calentador y 4,600 kW para el enfriador) representan costos de US\$922,060/año para el calentador y US\$46,897/año para el enfriador. En esta solución el costo de capital corresponde a US\$45,818/año para producir un costo total anual de US\$1,014,776/año. Nótese que en este caso el servicio de calentamiento representa el 90.8% del *TAC*, mientras que los costos de servicio de enfriamiento y de capital representan el 4.6% y el 4.5%, respectivamente.

Debido a que los costos de capital para este ejemplo no representa el principal factor para el *TAC*; en este caso la integración de la HEN con el ORC puede ser una alternativa atractiva para reducir los costos de energía asociados. De esta manera, la solución óptima para la integración del sistema HEN-ORC (llamado Escenario B) es mostrado en la **Figura 3.3**.

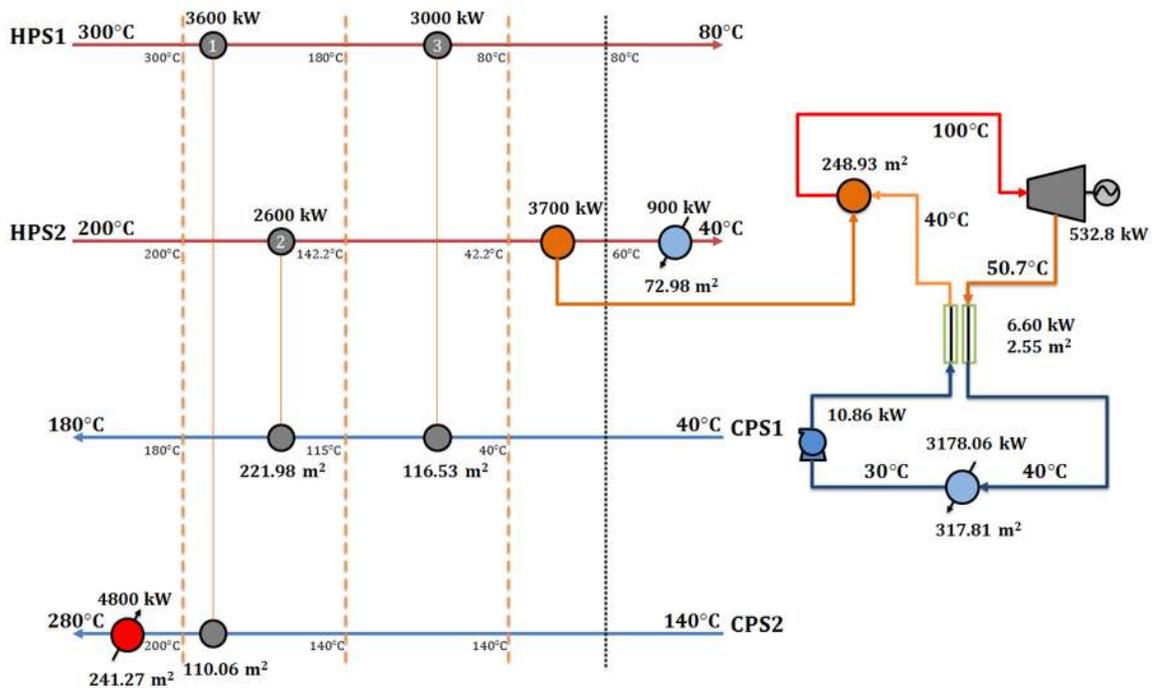


**Figura 3.2** Representación óptima de la HEN para Ejemplo 1 (Escenario A)

Para el Escenario B se requiere de un enfriador para la corriente HPS2 (900 kW), uno menos que el Escenario A; nótese que aquí se requiere un intercambiador de calor entre la corriente de proceso HPS2 y el ORC (3700 kW) que proporciona la energía utilizada para producir energía eléctrica en la turbina (532.8 kW); como consecuencia, también se requiere de un regenerador (6.6 kW), un condensador utilizando agua de enfriamiento (3,178.06 kW) y una bomba (10.86 kW). El costo total es de US\$1,056,161/año del cual el 8% corresponde al costo de capital y el 92% corresponde al costo de operación (servicios externos). La energía producida corresponde a un ahorro por US\$298,368/año. Nótese que la energía producida provee una reducción en el *TAC* por 28%, obteniendo un *TAC* neto de US\$757,794/año.

**Tabla 3.3** Resultados para el ejemplo presentado

Concepto	Escenario A	Escenario B
Área de transferencia de calor total (m <sup>2</sup> )	923	1,332
Reúso de calor (kW)	-	3,700
Energía producida (kW)	-	532
<b>Costos de capital (US\$/año)</b>		
Intercambiadores de calor	22,231	20,087
Calentadores	13,423	13,423
Enfriadores	10,164	22,226
Evaporadores	-	13,698
Condensadores	-	-
Regenerador	-	698
Turbina	-	15,930
Bomba	-	375
<b>Costos de operación (US\$/año)</b>		
Calentamiento	922,060	922,060
Enfriamiento	46,897	41,577
Bombeo	-	6,087
Costos de capital total (US\$/año)	45,818	86,437
Costos de operación total (US\$/año)	968,959	969,724
Ahorro total (US\$/año)	-	298,368
<b>Costo total anual (US\$/año)</b>	<b>1,014,776</b>	<b>757,794</b>



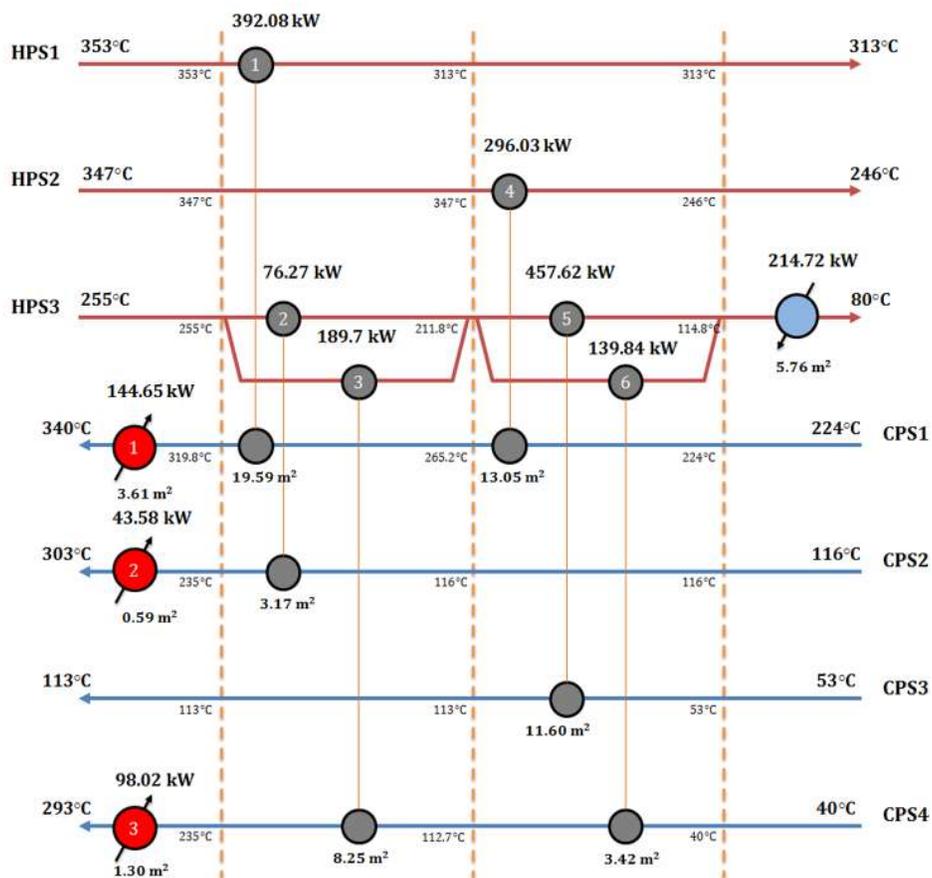
**Figura 3.3** Integración óptima del sistema HEN-ORC para Ejemplo 1 (Escenario B)

Comparando ambos Escenarios, el costo de operación anual del Escenario B (costo de servicio externo en la HEN más el costo de enfriamiento y el costo de bombeo en el ORC) es 0.1% más caro que el del Escenario A. El costo de capital anual del Escenario B es 47% más caro que el del Escenario A, debido a la inclusión de las unidades requeridas para el ORC (i.e., intercambiadores ORC1 y ORC2, regenerador, turbina y bomba). La suma de los costos de operación y de capital anual para el Escenario B (i.e. US\$1,056,161/año) es 3.9% más grande que el del Escenario A (i.e., US\$1,014,776/año); sin embargo las ventas de la electricidad producida por el ORC en el Escenario B, proporcionan ahorros por US\$298,368/año y reduciendo, de esta manera, el costo neto en un 28%, para producir un *TAC* neto de US\$757,794/año. Por último, el *TAC* neto en el Escenario B es 25% menor que el del Escenario A. Esto se obtiene debido a que el incremento del costo de capital es menor que las ventas de energía eléctrica generada por el ORC.

**Ejemplo 2.-** Este ejemplo es tomado de Desai y Bandyopadhyay [22] e involucra tres corrientes de proceso calientes, tres corrientes de proceso frías, un calentador y un enfriador. Para este ejemplo la diferencia de temperatura mínima es 20°C. El ORC recibe calor a 90°C y lo rechaza a 30°C. La configuración óptima y condiciones de operación para la configuración sin incorporación del ORC (Escenario A) son mostrados en la **Figura 3.4**. Nótese que en esta configuración hay seis intercambiadores entre las corrientes de proceso, un servicio de enfriamiento para la corriente de procesos caliente HPS3 y tres calentadores (para las corrientes de proceso frías CPS1, CPS2 y CPS4). Aquí el área total de transferencia de calor es de 70m<sup>2</sup> y los requerimientos externos de enfriamiento y de calentamiento son 214.7 kW y 286.3 kW, respectivamente.

La solución propuesta por Desai y Bandyopadhyay [22] para este problema es mostrado en la **Figura 3.5** (Escenario B). El número de unidades de transferencia de calor de esta solución es 18 (10 intercambiadores de calor, dos calentadores, cuatro intercambiadores ORC2, un intercambiador ORC1 y un pre-calentador) que es significativamente más grande que el del Escenario A, pero éste produce 48.62 kW de energía eléctrica. En este caso, la corriente de proceso

HPS3 transfiere 337.7 kW de calor al ORC, y además las corrientes de proceso CPS3 y CPS4 reciben energía térmica procedente del condensador del ORC (165.2 kW). El sistema integrado para Escenario B requiere un área total de transferencia de calor de 128 m<sup>2</sup>. Por otra parte, la solución óptima del sistema integrado generado como una formulación MINLP (Escenario C) es mostrado en la **Figura 3.6**. El diseño de la **Figura 3.6** tiene 13 unidades de transferencia de calor (siete intercambiadores de calor, un enfriador para la corriente de proceso HPS3, un calentador para la corriente de proceso CPS1, un intercambiador ORC1, dos intercambiadores ORC2 y un pre-calentador). La unidad de transferencia de calor ORC1 recibe su calor (682.11 kW) de la corriente de proceso HPS3. En este diseño, el intercambiador de calor ORC2 envía calor en el proceso (457.62 kW y 128.27 kW para corrientes de proceso CPS3 y CPS4, respectivamente), por lo tanto, también está integrado con el proceso. El área total de transferencia de calor para este Escenario C es de 153 m<sup>2</sup> y la electricidad producida es de 98 kW.



**Figura 3.4** HEN óptima sin incorporación del ORC para el Ejemplo 2 (Escenario A)

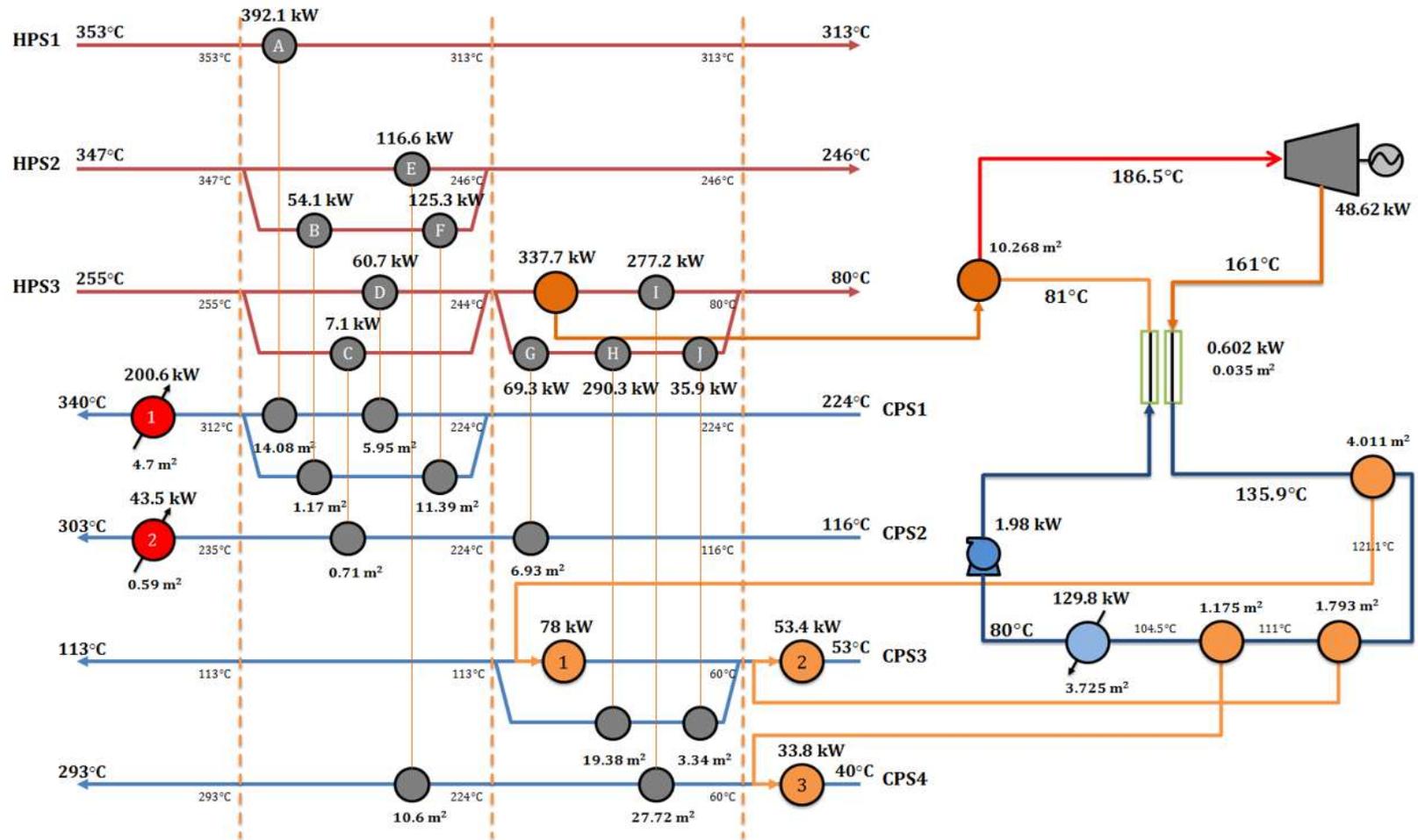


Figura 3.5 HEN-ORC usando un enfoque secuencial del Ejemplo 2 (Escenario B [22])

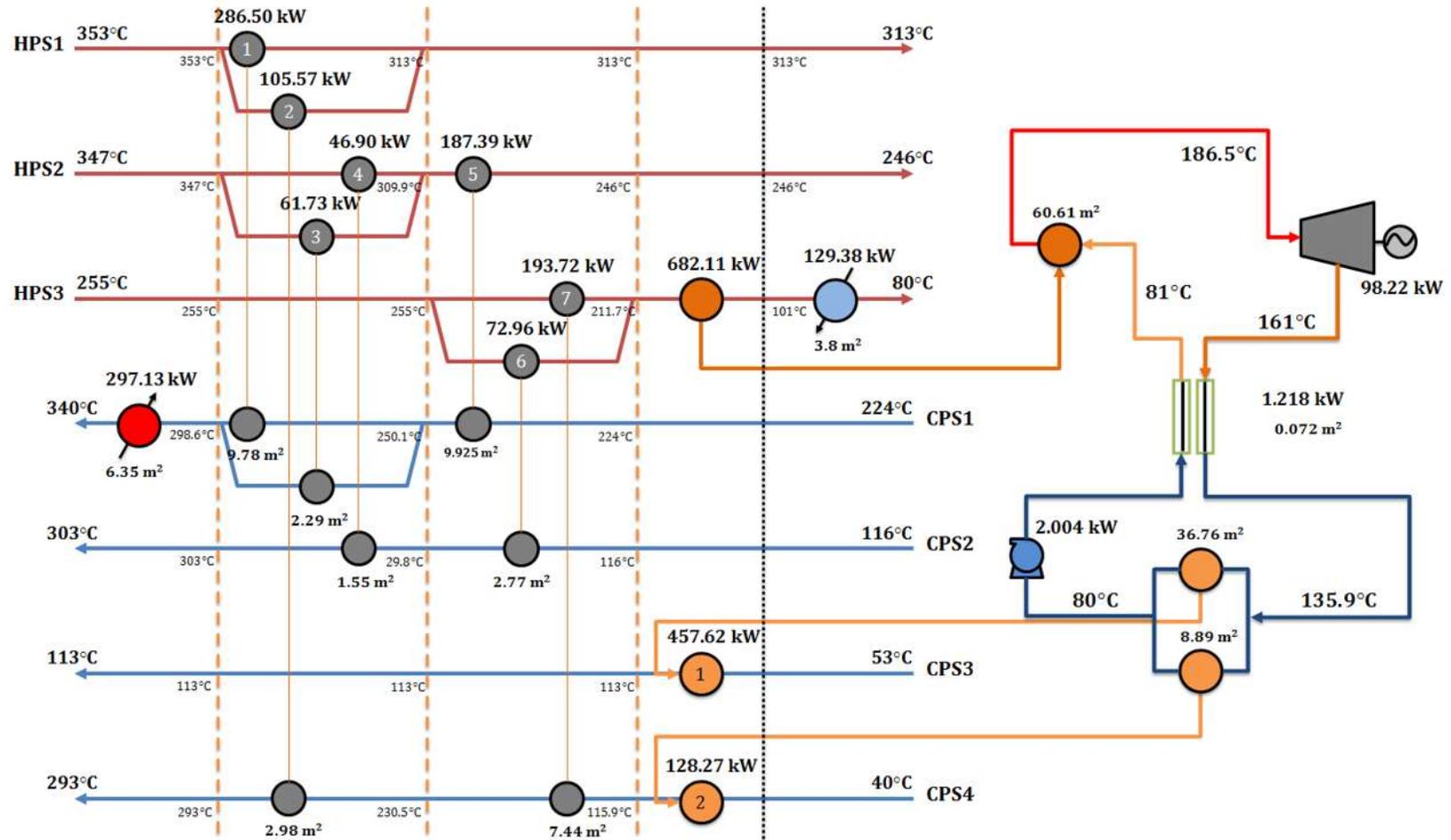


Figura 3.6 Configuración óptima simultánea HEN-ORC para el Ejemplo 2 (Escenario C)

### Comparación entre los diferentes escenarios del Ejemplo

La **Tabla 3.4** presenta los principales resultados para los tres diferentes escenarios del Ejemplo 2. Nótese en la **Tabla 3.4** que las áreas de transferencias de calor total para los Escenarios A y B representan reducciones por 54% y 16% con respecto al Escenario C, respectivamente. Los costos de operación para los Escenario A y B son 3.9% y 17.13% más bajos que el Escenario C, respectivamente. Mientras que los costos de capital para el Escenario A muestran ser 59.83% más bajos que el Escenario C y los costos de capital para el Escenario B son 17% más grandes que los del Escenario C. De esta manera, el costo total (operación y capital) para los Escenarios A y B son 17.57% y 8% menores que el Escenario C. Sin embargo, la energía producida en el Escenario B es 50.49% menor que el Escenario C y el trabajo de eje producido en el Escenario A es cero. Estas soluciones producen un costo total anual de US\$64,896/año, US\$45,220/año y US\$23,726/año para los Escenarios A, B y C, respectivamente. Nótese que el *TAC* neto de las soluciones de los Escenarios A y B son 2.74 y 1.91 más grandes que la solución del Escenario C. Por consiguiente, la formulación MINLP propuesta proporciona una configuración óptima para el sistema integrado que es mejor solución que la obtenida con el enfoque secuencial.

Los ejemplos previos han mostrado que el uso del enfoque holístico para diseñar sistemas integrados de HEN-ORC permite reducir significativamente los costos asociados en los procesos de integración energética. Finalmente, la **Tabla 3.5** muestra las características para cada problema abordado, así también como el tiempo de CPU consumido en una computadora con un procesador i5-2430M, 2.4 GHz y 4 GB de RAM.

**Tabla 3.4** Resultados para Ejemplo 2

Concepto	Escenario A	Escenario B [22]	Escenario C
<b>Área de transferencia de calor total</b> (m <sup>2</sup> )	70	128	153
<b>Reúso de calor</b> (kW)	0	337.7	682.11
<b>Energía producida</b> (kW)	-	49	98
<b>Costos de capital</b> (US\$/año)			
Intercambiadores de calor	5,380	15,722	3,952
Calentadores	1,152	1,310	1,262
Enfriadores	1,185	892	905
Evaporadores	-	1,725	5,469
Condensadores	-	1,912	4,549
Regenerador	-	44	69
Turbina	-	1,454	2,937
Bomba	-	68	70
<b>Costos de operación</b> (US\$/año)			
Calentamiento	54,990	46,891	57,079
Enfriamiento	2,189	1,323	1,319
Bombeo	-	1,111	1,122
Costos de capital total (US\$/año)	7,717	23,127	19,212
Costos de operación total (US\$/año)	57,179	49,325	59,520
Ahorro total (US\$/año)	-	27,232	55,005
<b>Costo total anual</b> (US\$/año)	64,896	45,220	23,726

**Tabla 3.5** Características y tiempo de CPU para cada problema presentado

Concepto	Ejemplo 1		Ejemplo 2	
	Escenario A	Escenario B	Escenario A	Escenario C
Restricciones	69	96	150	191
Variables continuas	61	90	146	190
Variables binarias	12	17	31	39
Tiempo de CPU (sec)	0.025	0.030	0.032	0.046

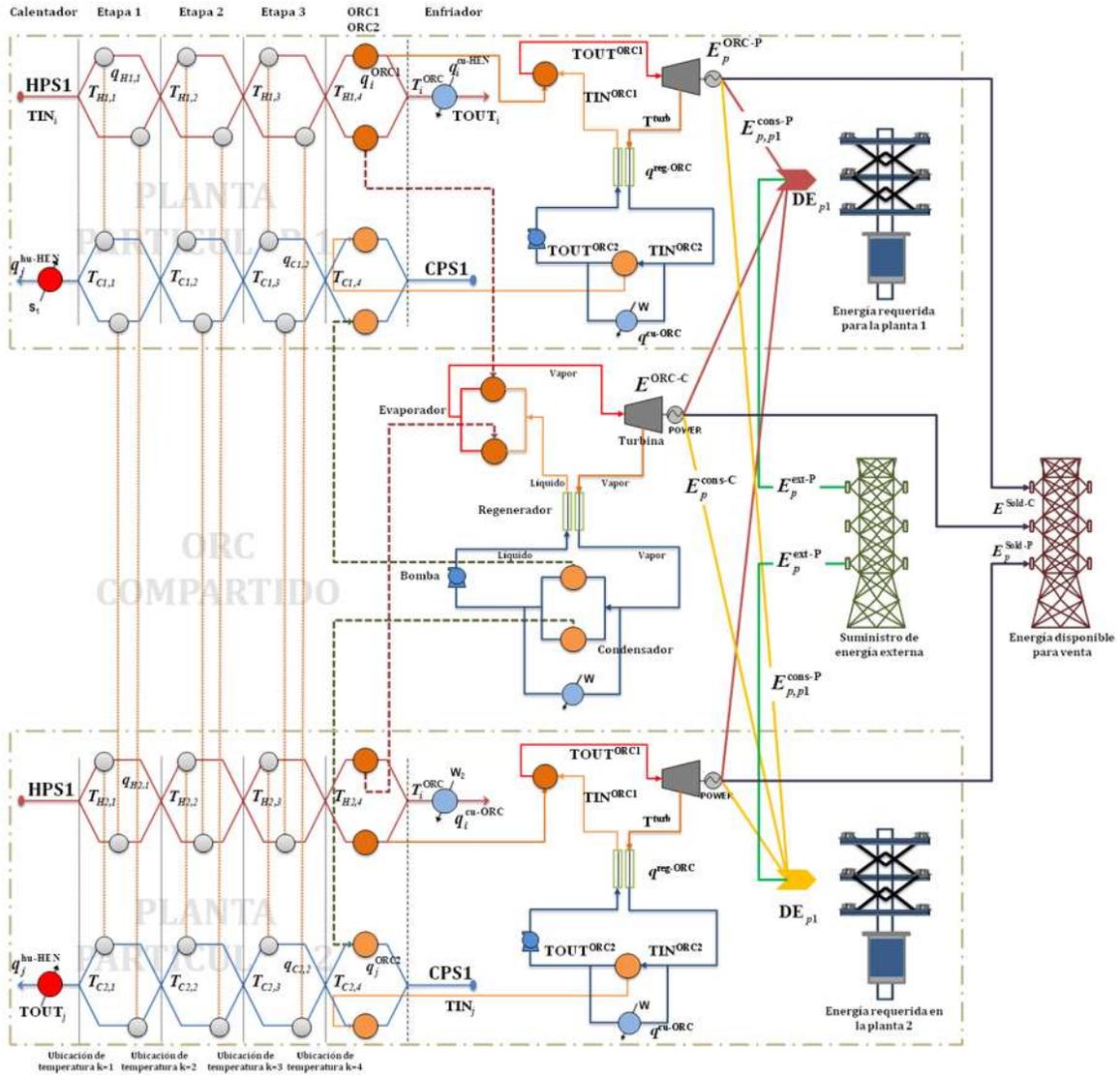
## Capítulo 4. Enfoque holístico de EIP integrados con ORC

### 4.1 Metodología

El enfoque propuesto está basado en una nueva superestructura, que permite la integración energética en plantas individuales, así como entre diferentes plantas que conforman un EIP, simultáneamente. Además, la superestructura incorpora la posibilidad de utilizar un ORC dentro de cada planta o un ORC centralizado donde el calor residual a baja temperatura puede ser recuperado para producir energía eléctrica. La energía eléctrica producida puede ser usada en las plantas participantes o vender la energía para otros usuarios. Debido a las configuraciones que considera la superestructura propuesta su representación matemática permite optimizar simultáneamente la configuración de la red y las condiciones de operación, considerando de este modo, los costos de capital y de operación para los sistemas integrados (HEN y ORC). También se considera los costos de energía externa requerida en cada planta y los ingresos obtenidos de la venta de energía eléctrica producida.

El problema que se aborda en este capítulo es descrito como sigue: Dado un conjunto de plantas localizadas en el mismo lugar; cada planta tiene varias corrientes de proceso calientes y de frías. Cada corriente de proceso tiene fija sus temperaturas de entrada y de salida así como su capacidad calorífica horaria. Adicionalmente, para completar los requerimientos de energía de las corrientes de proceso se dispone de un conjunto de servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento que pueden ser utilizados dentro de cada planta. Usualmente, para enfriamiento se tiene disponible agua de enfriamiento, mientras para calentamiento se utiliza vapor; el problema también requiere los datos de temperaturas y de los costos unitarios para los servicios externos. Para recuperar el calor de exceso de las corrientes de proceso calientes es posible instalar un ORC en cada planta y/o instalar un ORC compartido por las plantas participantes. El valor de las eficiencias energéticas y costos unitarios para los ORCs, la información para los costos de capital de las unidades de transferencia de calor dentro del EIP como las unidades necesarias en los ORCs son parámetros del problema. La función objetivo consiste en determinar la configuración óptima y

condiciones de operación para las HENs del EIP y los ORCs que minimicen el costo total anual, considerando los costos de capital y de operación de las unidades de transferencia de calor involucradas, menos los ingresos de la venta o ahorros por la energía producida en los ORCs. Para resolver este problema, la superestructura mostrada en la **Figura 4.1** es propuesta.



**Figura 4.1** Superestructura para el sistema integrado EIP-ORC

La superestructura mostrada en la **Figura 4.1** es una representación esquemática de dos plantas industriales donde cada una tiene una corriente de proceso caliente y una corriente de proceso fría, considerando tres etapas de transferencia de calor en las HENs. Además, es posible el intercambio de calor

entre cualquier par de corrientes de proceso calientes y frías de cualquier planta en cualquier etapa de la superestructura. Las temperaturas localizadas en las fronteras de las etapas son tratadas como variables de optimización. El calor residual de las corrientes de proceso calientes puede ser utilizado para operar un ORC dentro de cada planta o existir un ORC compartido. Los ORCs pueden producir energía eléctrica que puede ser utilizada para satisfacer parcialmente las demandas de energía de las diferentes plantas o para venta; ambas posibilidades son consideradas en la superestructura. El calor remanente existente en el ORC es removido utilizando agua de enfriamiento. Las corrientes de proceso frías pueden recibir calor a baja temperatura del correspondiente ORC y a alta temperatura de los servicios externos de calentamiento. Nótese que esta superestructura es general y puede ser extendida para cualquier número de corrientes de proceso.

#### 4.1.1 Formulación del modelo

Los siguientes subíndices son utilizados en la formulación del modelo:  $i$  es utilizado para denotar cualquier corriente de proceso caliente ( $i(p)$  es el índice para corrientes de proceso calientes en la planta particular  $p$ ),  $j$  es utilizado para denotar cualquier corriente de proceso fría ( $j(p)$  es el índice para las corrientes de proceso frías en la planta  $p$ ),  $k$  es utilizado para denotar cualquier etapa en la superestructura y  $p$  es usado para representar las plantas participantes. Los superíndices ORC1-P y ORC1-C son utilizados para representar a las unidades de transferencia de calor que reciben el calor residual disponibles de las corrientes de proceso calientes, ORC2-P y ORC2-C representan a los intercambiadores de calor que envían calor de desecho proveniente del condensador del ORC a las corrientes de proceso frías,  $cu$  representa a los enfriadores,  $hu$  representa a los calentadores,  $cu$ -ORC-P y  $cu$ -ORC-C se emplean para identificar el agua de enfriamiento en los ORCs,  $turb$ -C y  $turb$ -P denotan a las turbinas y  $reg$ -P y  $reg$ -C representan a los regeneradores de los ORCs (nótese que el superíndice P representa a las plantas particulares y C al ORC compartido). HPS es el conjunto para corrientes de proceso calientes, CPS es el conjunto que representa a las

corrientes de proceso frías, ST es el conjunto para el número de etapas de la superestructura y P indica el número de plantas participantes. El modelo propuesto es representado de la siguiente manera:

### Balances de energía total para cada corriente de proceso

El balance de energía total para una corriente de proceso caliente  $i$  en cualquier planta es igual a la suma de la energía intercambiada con cualquier corriente de proceso fría  $j$  dentro de la misma planta o de las otras plantas participantes, en cualquier etapa  $k$  de la superestructura ( $\sum_{k \in ST} \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k}^{HEN}$ ), más el calor enviado de las corrientes de proceso calientes  $i$  hacia los ORCs ( $q_i^{ORC1-P}$  y/o  $q_i^{ORC1-C}$ ) y el calor intercambiado con el servicio externo de enfriamiento  $i$  ( $q_i^{cu-HEN}$ ):

$$(TIN_i - TOUT_i)FCp_i = \sum_{k \in ST} \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k}^{HEN} + q_i^{ORC1-C} + q_i^{ORC1-P} + q_i^{cu-HEN}, \quad i \in HPS \quad (3.1)$$

El balance de energía total para cada corriente de proceso fría  $j$  en cualquier planta es igual a la suma del calor intercambiado con cualquier corriente de proceso caliente en la propia u otra planta en cualquier etapa  $k$  de la superestructura ( $\sum_{k \in ST} \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k}^{HEN}$ ), más el calor recibido en las corrientes de proceso frías  $j$  procedente del ORC ( $q_j^{ORC2-P}$  y/o  $q_j^{ORC2-C}$ ) y el calor suministrado por el servicio externo de calentamiento  $j$  ( $q_j^{hu-HEN}$ ).

$$(TOUT_j - TIN_j)FCp_j = \sum_{k \in ST} \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k}^{HEN} + q_j^{ORC2-C} + q_j^{ORC2-P} + q_j^{hu-HEN}, \quad j \in CPS \quad (3.2)$$

### Balances de energía para cada etapa de la superestructura

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

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

### Balances de energía para los servicios de calentamiento y de enfriamiento

$$(TOUT_j - T_{j,1})FCp_j = q_j^{hu-HEN}, \quad j \in CPS \quad (3.5)$$

$$(T_i^{ORC} - TOUT_i)FCp_i = q_i^{cu-HEN}, \quad i \in HPS \quad (3.6)$$

**Balance de energía para intercambiadores de calor ORC1 y ORC2**

$$(T_{i,NOK+1} - T_i^{\text{ORC}}) \text{FCp}_i = q_i^{\text{ORC1-C}} + q_i^{\text{ORC1-P}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.7)$$

$$(T_{j,NOK+1} - \text{TIN}_j) \text{FCp}_j = q_j^{\text{ORC2-C}} + q_j^{\text{ORC2-P}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.8)$$

**Límites de la viabilidad de las temperaturas**

$$T_{j,NOK+1} \geq \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.9)$$

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

$$T_{j,k} \geq T_{j,k+1}, \quad k \in \text{ST}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.11)$$

$$\text{TOUT}_i \leq T_i^{\text{ORC}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.12)$$

$$\text{TOUT}_j \geq T_{j,1}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.13)$$

$$T_{i,1} = \text{TIN}_i, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.14)$$

**Relaciones lógicas para la existencia de unidades de transferencia de calor**

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

$$q_i^{\text{cu-HEN}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{cu-HEN}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.16)$$

$$q_j^{\text{hu-HEN}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{hu-HEN}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.17)$$

$$q_i^{\text{ORC1-P}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{ORC1-P}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.18)$$

$$q_i^{\text{ORC1-C}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{ORC1-C}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.19)$$

$$q_j^{\text{ORC2-P}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{ORC2-P}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.20)$$

$$q_j^{\text{ORC2-C}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{ORC2-C}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.21)$$

$$q_p^{\text{cu-ORC-P}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z_p^{\text{cu-ORC-P}} \leq 0, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.22)$$

$$q^{\text{cu-ORC-C}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z^{\text{cu-ORC-C}} \leq 0 \quad (3.23)$$

$$q_p^{\text{reg-ORC-P}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z_p^{\text{reg-ORC-P}} \leq 0, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.24)$$

$$q^{\text{reg-ORC-C}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z^{\text{reg-ORC-C}} \leq 0 \quad (3.25)$$

$$E_p^{\text{pump-ORC-P}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z_p^{\text{pump-ORC-P}} \leq 0, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.26)$$

$$E^{\text{pump-ORC-C}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z^{\text{pump-ORC-C}} \leq 0 \quad (3.27)$$

$$E_p^{\text{ORC-P}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z_p^{\text{turb-ORC-P}} \leq 0, \quad \forall p \in P \quad (3.28)$$

$$E^{\text{ORC-C}} - \sum_{i \in \text{HPS}} Q_i^{\text{HEN-max}} z^{\text{turb-ORC-C}} \leq 0 \quad (3.29)$$

### Restricciones para las diferencias de temperatura en las unidades de transferencia de calor

Para unidades de transferencia de calor entre las corrientes de proceso de cualquier planta:

$$dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}} \leq T_{i,k} - T_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (3.30)$$

$$dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}} \leq T_{i,k+1} - T_{j,k+1} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (3.31)$$

Para enfriadores:

$$dT_i^{\text{cu-HEN-hot}} \leq T_i^{\text{ORC}} - \text{TOUT}_i^{\text{cu-HEN}} + \Delta T_i^{\text{cu-HEN-max}} (1 - z_i^{\text{cu-HEN}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (3.32)$$

$$dT_i^{\text{cu-cold}} = \text{TOUT}_i - \text{TIN}_i^{\text{cu-HEN}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.33)$$

Para calentadores:

$$dT_j^{\text{hu-hot}} = \text{TIN}_j^{\text{hu-HEN}} - \text{TOUT}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.34)$$

$$dT_j^{\text{hu-HEN-cold}} \leq \text{TOUT}_j^{\text{hu-HEN}} - T_{j,1} + \Delta T_j^{\text{hu-HEN-max}} (1 - z_j^{\text{hu-HEN}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (3.35)$$

Para intercambiadores ORC1:

$$dT_i^{\text{ORC1-hot-P}} \leq T_{i,\text{NOK}+1} - \text{TOUT}^{\text{ORC1-P}} + \Delta T^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1-P}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (3.36)$$

$$dT_i^{\text{ORC1-cold-P}} \leq T_i^{\text{ORC}} - \text{TIN}^{\text{ORC1-P}} + \Delta T^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1-P}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (3.37)$$

$$dT_i^{\text{ORC1-hot-C}} \leq T_{i,\text{NOK}+1} - \text{TOUT}^{\text{ORC1-C}} + \Delta T^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1-C}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (3.38)$$

$$dT_i^{\text{ORC1-cold-C}} \leq T_i^{\text{ORC}} - \text{TIN}^{\text{ORC1-C}} + \Delta T^{\text{ORC1-max}} (1 - z_i^{\text{ORC1-C}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (3.39)$$

Para intercambiadores ORC2:

$$dT_j^{\text{ORC2-hot-P}} \leq \text{TIN}^{\text{ORC2-P}} - T_{j,\text{NOK}+1} + \Delta T^{\text{ORC2-max}} (1 - z_j^{\text{ORC2-P}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (3.40)$$

$$dT_j^{\text{ORC2-cold-P}} = \text{TOUT}^{\text{ORC2-P}} - \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.41)$$

$$dT_j^{\text{ORC2-hot-C}} \leq \text{TIN}^{\text{ORC2-C}} - T_{j,\text{NOK}+1} + \Delta T^{\text{ORC2-max}} (1 - z_j^{\text{ORC2-C}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (3.42)$$

$$dT_j^{\text{ORC2-cold-C}} = \text{TOUT}^{\text{ORC2-C}} - \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.43)$$

Para agua de enfriamiento en el ORC:

$$dT_p^{\text{cu-ORC-hot-P}} \leq \text{TIN}^{\text{ORC2-P}} - \text{TOUT}_p^{\text{cu-ORC-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.44)$$

$$dT_p^{\text{cu-ORC-cold-P}} = \text{TOUT}^{\text{ORC2-P}} - \text{TIN}_p^{\text{cu-ORC-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.45)$$

$$dT^{\text{cu-ORC-hot-C}} = \text{TIN}^{\text{ORC2-C}} - \text{TOUT}^{\text{cu-ORC-C}} \quad (3.46)$$

$$dT^{\text{cu-ORC-cold-C}} = \text{TOUT}^{\text{ORC2-C}} - \text{TIN}^{\text{cu-ORC-C}} \quad (3.47)$$

Para el regenerador del ORC:

$$dT_p^{\text{reg-ORC-hot-P}} = T_p^{\text{turb-ORC-P}} - \text{TIN}^{\text{ORC1-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.48)$$

$$dT_p^{\text{reg-ORC-cold-P}} = \text{TIN}^{\text{ORC2-P}} - \text{TOUT}^{\text{ORC2-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.49)$$

$$dT^{\text{reg-ORC-hot-C}} = T^{\text{turb-ORC-C}} - \text{TIN}^{\text{ORC1-C}} \quad (3.50)$$

$$dT^{\text{reg-ORC-cold-C}} = \text{TIN}^{\text{ORC2-C}} - \text{TOUT}^{\text{ORC2-C}} \quad (3.51)$$

Similar al capítulo anterior, para obtener fuerzas impulsoras positivas de transferencia de calor, las siguientes restricciones son consideradas:

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (3.52)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (3.53)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{cu-HEN-hot}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.54)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{hu-HEN-cold}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.55)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-hot-P}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.56)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-cold-P}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.57)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-hot-C}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.58)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ORC1-cold-C}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (3.59)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{ORC2-hot-P}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.60)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{ORC2-hot-C}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (3.61)$$

### Balances de energía total para los ORCs en las plantas

Para la electricidad generada en los ORCs:

$$E_p^{\text{ORC-P}} = \sum_{i(p) \in \text{HPS}(p)} q_{i(p)}^{\text{ORC1-P}} (\eta^{\text{ORC-P}}), \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.62)$$

$$E^{\text{ORC-C}} = \sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ORC1-C}} (\eta^{\text{ORC-C}}) \quad (3.63)$$

Para la demanda de potencia de bombeo en los ORCs:

$$E_p^{\text{pump-ORC-P}} = E_p^{\text{ORC-P}} (\eta^{\text{pump-ORC-P}}), \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.64)$$

$$E^{\text{pump-ORC-C}} = E^{\text{ORC-C}} (\eta^{\text{pump-ORC-C}}) \quad (3.65)$$

En el regenerador:

$$q_p^{\text{reg-ORC-P}} = E_p^{\text{ORC-P}} (\eta^{\text{reg-ORC-P}}), \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.66)$$

$$q^{\text{reg-ORC-C}} = E^{\text{ORC-C}} (\eta^{\text{reg-ORC-C}}) \quad (3.67)$$

Para la carga total de calor requerida en el condensador del ORC, particular o centralizado, ( $q^{\text{cond-ORC}}$ ):

$$q_p^{\text{cond-ORC-P}} = \sum_{i(p) \in \text{HPS}(p)} q_{i(p)}^{\text{ORC1-P}} + E_p^{\text{pump-ORC-P}} - E_p^{\text{ORC-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.68)$$

$$q^{\text{cond-ORC-C}} = \sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ORC1-C}} + E^{\text{pump-ORC-C}} - E^{\text{ORC-C}} \quad (3.69)$$

Para la carga total de calor transferido al condensador del ORC,

$$q_p^{\text{cond-ORC-P}} = \sum_{j(p) \in \text{CPS}(p)} q_{j(p)}^{\text{ORC2-P}} + q_p^{\text{cu-ORC-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.70)$$

$$q^{\text{cond-ORC-C}} = \sum_{j \in \text{CPS}} q_j^{\text{ORC2-C}} + q^{\text{cu-ORC-C}} \quad (3.71)$$

## Energía producida

La energía producida por los ORCs es igual a la suma de la energía eléctrica consumida por las plantas, más la energía eléctrica vendida.

$$E_p^{\text{ORC-P}} = \sum_{p1 \in \text{P1}} E_{p,p1}^{\text{cons-P}} + E_p^{\text{sale-P}}, \quad \forall p \in \text{P} \quad (3.72)$$

$$E^{\text{ORC-C}} = \sum_{p1 \in \text{P1}} E_{p1}^{\text{cons-C}} + E^{\text{sale-C}} \quad (3.73)$$

La energía demanda es igual a la suma de la energía consumida en las plantas, más la energía externa necesaria para que se lleve a cabo el proceso en la planta:

$$DE_{p1} = \sum_{p \in P} E_{p,p1}^{\text{cons-P}} + E_{p1}^{\text{cons-C}} + E_{p1}^{\text{ext-P}}, \quad \forall p1 \in P \quad (3.74)$$

En las relaciones previas, el superíndice C representa el ORC compartido y el superíndice P representa a las plantas involucradas,  $p$  es un índice utilizado para indicar las plantas particulares y  $p1$  se usa para representar a los ORCs; mientras que P es un conjunto para todas las  $p$  y  $p1$ .

### Función objetivo

La función objetivo consiste en minimizar el costo total anual ( $TAC$ ), el cual incluye la suma de los costos de operación ( $Cop$ ) y los costos de capital ( $Cap$ ), menos los ahorros obtenidos por la venta de la energía generada en los ORCs ( $Sprc$ ).

$$\min TAC = Cop + Cap - Sprc \quad (3.75)$$

Donde el costo de operación se desglosa de la siguiente manera:

$$Cop = H_Y \left( C^{cu} \left( \sum_{i \in HPS} q_i^{cu-HEN} + \sum_{p \in P} q_p^{cu-ORC-P} + q^{cu-ORC-C} \right) + \sum_{j \in CPS} C^{hu} q_j^{hu} \right) + C^{elect-b} \left( \sum_{p \in P} E_p^{pump-P} + E^{pump-C} + \sum_{p1 \in P1} E_{p1}^{ext-P} \right) \quad (3.76)$$

Aquí,  $E^{ext}$  es la energía externa requerida por la bomba.

Los ahorros de la venta de la electricidad generada en los ORCs son calculados como sigue:

$$Sprc = H_Y C^{elect-s} \left( \sum_{p \in P} E_p^{sale-P} + E^{sale-C} \right) \quad (3.77)$$

Similar al capítulo anterior, el costo de capital anualizado es expresado de la siguiente manera:

$$Cap = Capf + Capv \quad (3.78)$$

Por otra parte, debido a que se consideran ORCs particulares y centralizados, las expresiones matemáticas correspondientes a costos de capital fijo (ecuación 4.79) y variable (ecuación 4.80), contemplan los índices C y P.

$$\begin{aligned}
 Capf = k_F & \left( \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} CF^{HEN} z_{i,j,k}^{HEN} + \sum_{i \in HPS} CF^{cu} z_i^{cu-HEN} + \sum_{j \in CPS} CF^{hu} z_j^{hu-HEN} \right. \\
 & + \sum_{i \in HPS} CF^{ORC1-P} z_i^{ORC1-P} + \sum_{i \in HPS} CF^{ORC1-C} z_i^{ORC1-C} + \sum_{j \in CPS} CF^{ORC2-P} z_j^{ORC2-P} \\
 & + \sum_{j \in CPS} CF^{ORC2-C} z_j^{ORC2-C} + \sum_{p \in P} CF^{cu-ORC-P} z_p^{cu-ORC-P} + CF^{cu-ORC-C} z_p^{cu-ORC-C} \\
 & + \sum_{p \in P} CF^{reg-ORC-P} z_p^{reg-ORC-P} + CF^{reg-ORC-C} z_p^{reg-ORC-C} + \sum_{p \in P} CF^{turb-ORC-P} z_p^{turb-ORC-P} \\
 & \left. + CF^{turb-ORC-C} z_p^{turb-ORC-C} + \sum_{p \in P} CF^{pump-P} z_p^{pump-P} + CF^{pump-C} z_p^{pump-C} \right)
 \end{aligned}
 \tag{3.79}$$

$$\begin{aligned}
 Capv = k_F & \left( \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} CV^{HEN} \left\{ \frac{q_{i,j,k}^{HEN} (1/h_i^{HEN} + 1/h_j^{HEN})}{\left[ (dT_{i,j,k}^{HEN-hot})(dT_{i,j,k+1}^{HEN-cold})(dT_{i,j,k}^{HEN-hot} + dT_{i,j,k+1}^{HEN-cold})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{HEN}} \right. \\
 & + \sum_{i \in HPS} CV^{cu} \left\{ \frac{q_i^{cu-HEN} (1/h_i^{HEN} + 1/h^{cu-HEN})}{\left[ (dT_i^{cu-HEN-hot})(dT_i^{cu-HEN-cold})(dT_i^{cu-HEN-hot} + dT_i^{cu-HEN-cold})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{cu}} \\
 & + \sum_{j \in CPS} CV^{hu} \left\{ \frac{q_j^{hu-HEN} (1/h^{hu-HEN} + 1/h_j^{HEN})}{\left[ (dT_j^{hu-HEN-hot})(dT_j^{hu-HEN-cold})(dT_j^{hu-HEN-hot} + dT_j^{hu-HEN-cold})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{hu}} \\
 & + \sum_{i \in HPS} CV^{ORC1-P} \left\{ \frac{q_i^{ORC1-P} (1/h_i^{HEN} + 1/h^{ORC1-P})}{\left[ (dT_i^{ORC1-hot-P})(dT_i^{ORC1-cold-P})(dT_i^{ORC1-hot-P} + dT_i^{ORC1-cold-P})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ORC1-P}} \\
 & + \sum_{i \in HPS} CV^{ORC1-C} \left\{ \frac{q_i^{ORC1-C} (1/h_i^{HEN} + 1/h^{ORC1-C})}{\left[ (dT_i^{ORC1-hot-C})(dT_i^{ORC1-cold-C})(dT_i^{ORC1-hot-C} + dT_i^{ORC1-cold-C})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ORC1-C}} \\
 & + \sum_{j \in CPS} CV^{ORC2-P} \left\{ \frac{q_j^{ORC2-P} (1/h^{ORC2-P} + 1/h_j^{HEN})}{\left[ (dT_j^{ORC2-hot-P})(dT_j^{ORC2-cold-P})(dT_j^{ORC2-hot-P} + dT_j^{ORC2-cold-P})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ORC2-P}} \\
 & \left. + \sum_{j \in CPS} CV^{ORC2-C} \left\{ \frac{q_j^{ORC2-C} (1/h^{ORC2-C} + 1/h_j^{HEN})}{\left[ (dT_j^{ORC2-hot-C})(dT_j^{ORC2-cold-C})(dT_j^{ORC2-hot-C} + dT_j^{ORC2-cold-C})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ORC2-C}} \right)
 \end{aligned}$$

$$\left( \begin{aligned}
 & + \sum_{p \in P} CV^{\text{cu-ORC-P}} \left\{ \frac{q_p^{\text{cu-ORC-P}} \left( 1/h_p^{\text{ORC2-P}} + 1/h_p^{\text{cu-ORC-P}} \right)}{\left[ \left( dT_p^{\text{cu-ORC-hot-P}} \right) \left( dT_p^{\text{cu-ORC-cold-P}} \right) \left( dT_p^{\text{cu-ORC-hot-P}} + dT_p^{\text{cu-ORC-cold-P}} \right) / 2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta_p^{\text{cu-ORC-P}}} \\
 & + CV^{\text{cu-ORC-C}} \left\{ \frac{q^{\text{cu-ORC-C}} \left( 1/h^{\text{cond-C}} + 1/h^{\text{cu-ORC-C}} \right)}{\left[ \left( dT^{\text{cu-ORC-hot-C}} \right) \left( dT^{\text{cu-ORC-cold-C}} \right) \left( dT^{\text{cu-ORC-hot-C}} + dT^{\text{cu-ORC-cold-C}} \right) / 2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{cu-ORC-C}}} \\
 & + \sum_{p \in P} CV^{\text{reg-ORC-P}} \left\{ \frac{q_p^{\text{reg-ORC-P}} \left( 1/h_p^{\text{reg-ORC-hot-P}} + 1/h_p^{\text{reg-ORC-cold-P}} \right)}{\left[ \left( dT_p^{\text{reg-ORC-hot-P}} \right) \left( dT_p^{\text{reg-ORC-cold-P}} \right) \left( dT_p^{\text{reg-ORC-hot-P}} + dT_p^{\text{reg-ORC-cold-P}} \right) / 2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta_p^{\text{reg-ORC-P}}} \\
 & + CV^{\text{reg-ORC-C}} \left\{ \frac{q^{\text{reg-ORC-C}} \left( 1/h^{\text{reg-ORC-hot-C}} + 1/h^{\text{reg-ORC-cold-C}} \right)}{\left[ \left( dT^{\text{reg-ORC-hot-C}} \right) \left( dT^{\text{reg-ORC-cold-C}} \right) \left( dT^{\text{reg-ORC-hot-C}} + dT^{\text{reg-ORC-cold-C}} \right) / 2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{reg-ORC-C}}} \\
 & + \sum_{p \in P} CV^{\text{turb-ORC-P}} \left\{ E_p^{\text{ORC-P}} \right\}^{\beta_p^{\text{turb-ORC-P}}} + CV^{\text{turb-ORC-C}} \left\{ E^{\text{ORC-C}} \right\}^{\beta^{\text{turb-ORC-C}}} \\
 & + \sum_{p \in P} CV^{\text{pump-ORC-P}} \left\{ E_p^{\text{pump-ORC-P}} \right\}^{\beta_p^{\text{pump-ORC-P}}} + CV^{\text{pump-ORC-C}} \left\{ E^{\text{pump-ORC-C}} \right\}^{\beta^{\text{pump-ORC-C}}}
 \end{aligned} \right)$$

(3.80)

## 4.2 Resultados

Se presenta el siguiente caso de estudio para demostrar la aplicación de la metodología propuesta. El valor de los parámetros económicos son presentados en la **Tabla 4.1** (se consideran los mismos datos de ORC para plantas particulares y el ORC compartido). Los datos de las corrientes y para los ORCs del ejemplo son dados en la **Tabla 4.2**. Este ejemplo considera dos plantas separadas cada una cuenta con dos corrientes de proceso calientes y dos corrientes de proceso frías y se resuelve considerándose diferentes escenarios. Primero, se considera el caso para la integración entre plantas sin considerar la incorporación del ORC; posteriormente, la integración individual de cada planta tomando en cuenta el acoplamiento al ORC correspondiente; y finalmente, aplicando la metodología propuesta para la integración entre plantas con ORC particulares y/o compartido.

**Tabla 4.1** Datos económicos para el ejemplo

<b>Ejemplo</b>	
Fluido de trabajo en el ORC	R245fa
$k_F$ (año <sup>-1</sup> )	0.23
$H_Y$ (h/año)	8,000
$\Delta T_{min}$ (°C)	20
$\beta$ (adimensional)	0.65
$C^{hu}$ (US\$/kW-año)	192.096
$C^{cu}$ (US\$/kW-año)	10.1952
$C^{elect-b}$ (US\$/kWh)	0.07
$C^{elect-s}$ (US\$/kWh)	0.07
$\eta^{ORC}$	0.144
$\eta^{pump-ORC}$	0.0204
$\eta^{reg-ORC}$	0.0124
CF(US\$)	0
CV(US\$/m <sup>2</sup> )	1650

**Tabla 4.2** Datos para el ejemplo

Corriente/Unidades	TIN (°C)	TOUT (°C)	FCp (kW/°C)	h (kW/m <sup>2</sup> °C)	kW
<b>Planta particular 1</b>					
HPS1	300	80	30	1	
HPS2	200	40	45	1	
cu	10	40		1	
CPS1	40	180	40	1	
CPS2	140	280	60	1	
hu	350	220		1	
<b>Planta particular 2</b>					
HPS1	187	77	300	1	
HPS2	127	27	500	1	
cu	15	30		1	
CPS1	147	217	600	1	
CPS2	47	117	200	1	
hu	300	250		1	
<b>Datos para el ORC</b>					
Evaporador	40.2	87.5		1	
Condensador	60.1	40		1	
cu-ORC	15	30		1	
Regenerador				0.5	
Turbina		70			
<b>Demanda de energía</b>					
Planta 1					2000
Planta 2					4000

La **Figura 4.2** muestra los resultados para la integración individual de las plantas sin incorporación del ORC, es decir, para el Escenario A y la **Tabla 4.3** muestra los costos obtenidos para este escenario. En el Escenario A del Ejemplo 1, se requieren tres unidades de transferencia de calor entre las corrientes de proceso para la planta 1 de la **Figura 4.2a**; un enfriador para la corriente HPS1 (2,571.29 kW) y otro para HPS2 (2,628.7 kW), y un calentador (5,400 kW) para la corriente CPS2. Nótese en la **Figura 4.2b** que para la planta 2 seis unidades de intercambio de calor son requeridas, tres intercambiadores de calor entre corrientes de proceso, dos enfriadores para la corriente de proceso caliente HPS1 de 24,000 kW y otro para la HPS2 de 36,000 kW, y un calentador para la corriente de proceso fría CPS1 (33,000 kW). En este escenario, ambas plantas requieren de consumo externo de electricidad presentando un costo total anual de US\$1,280,000/año y US\$2,560,000/año para las plantas 1 y 2, respectivamente. Por lo tanto, el *TAC* neto es de US\$12,072,177.47/año, donde 1.58% corresponde al costo de capital, 66.6% para los costos de operación y 31.8% al consumo de electricidad.

**Tabla 4.3.** Resultados para el Escenario A del Ejemplo

<b>Concepto</b>	<b>Planta 1</b>	<b>Planta 2</b>
<b>Costos de operación (US\$/año)</b>		
Calentamiento	1,037,318.4	6,339,168
Enfriamiento	53,015.04	611,712
<b>Costos de capital (US\$/año)</b>		
Intercambiadores de calor	16,336.10	56,600.94
Calentadores	12,972.50	28,591.07
Enfriadores	10,990.33	65,473.09
Costo de electricidad (US\$/año)	1,280,000	2,560,000
Área total (m <sup>2</sup> )	732,721	5742,822
Costo de operación total (US\$/año)	1,090,333.44	6,950,880
Costo de capital total (US\$/año)	40,298.93	150,665.1
<b>Costo total anual (US\$/año)</b>	<b>2,410,632.37</b>	<b>9,661,545.10</b>

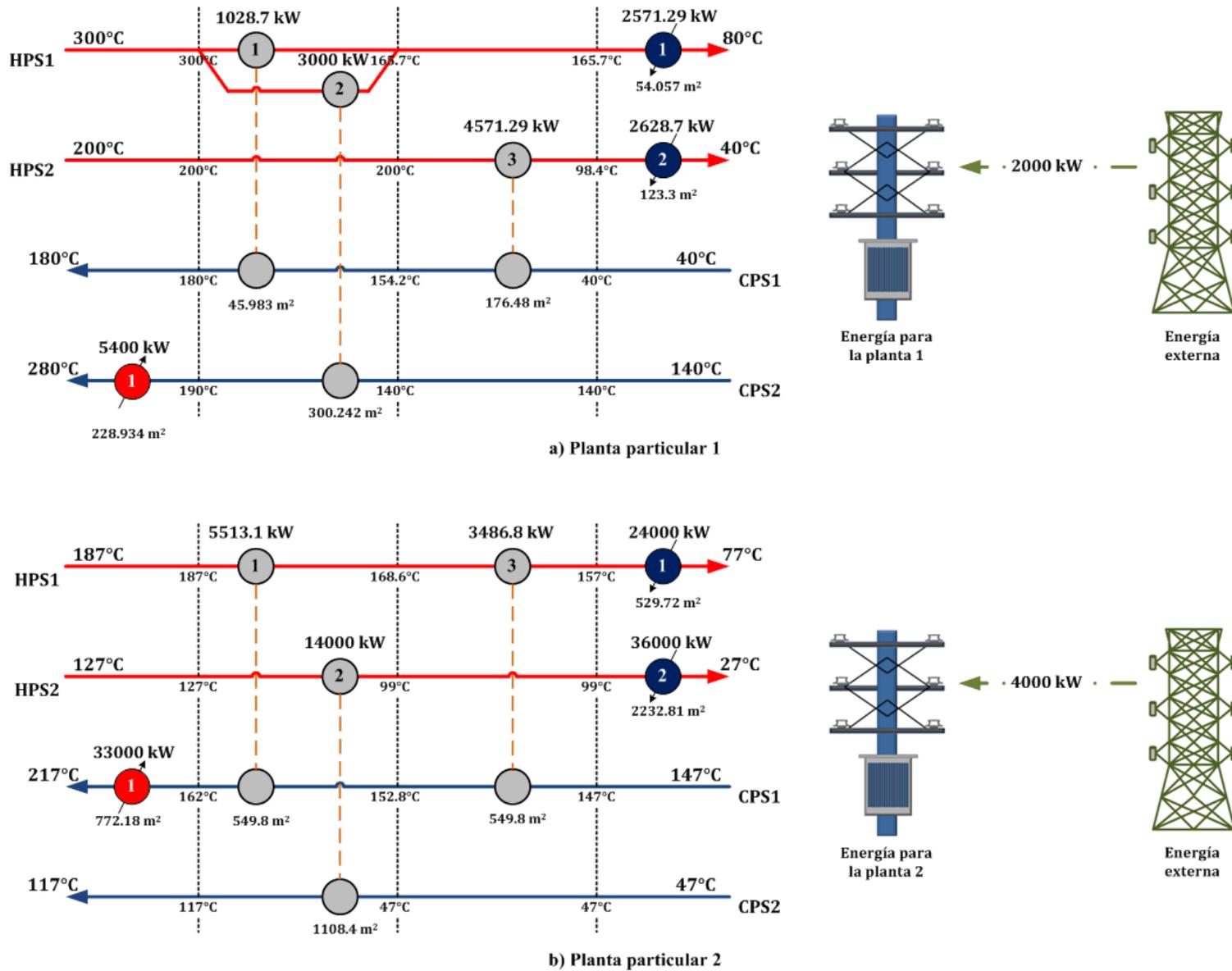


Figura 4.2 Integración individual de las plantas sin considerar los ORCs

El siguiente escenario analizado corresponde a la integración individual de las plantas incluyendo un ORC para cada una de ellas (Escenario B), pero sin considerar la integración entre plantas. La **Figura 4.3** presenta los resultados obtenidos para este escenario (**Figura 4.3a** para la planta 1 y **Figura 4.3b** para la planta 2). La **Tabla 4.4** presenta a detalle los costos para el proceso integrado de la **Figura 4.3**. Nótese en la **Figura 4.3a** que para la planta 1, tres intercambiadores de calor entre corrientes de proceso son requeridos, un enfriador (459 kW) para la corriente HPS2 y un calentador (4200 kW) para corriente CPS2. Además, para la planta 1 son requeridos dos intercambiadores de calor entre la HEN y el ORC en esta planta; estos proporcionan 3,541 kW para el ORC que permiten generar 492.2 kW de electricidad.

**Tabla 4.4** Resultados para el Escenario B

Concepto	Planta 1	Planta 2
<b>Costos de operación (US\$/año)</b>		
Calentamiento	806,803.20	6,339,168
Enfriamiento	4,679.59	118,264.32
Enfriamiento para ORC	31,185.50	426,257.67
Bombeo	6,426.15	87,835.54
<b>Costos de capital (US\$/año)</b>		
Intercambiadores de calor para HEN	22,647.43	46,874.05
Calentadores	14,670.74	28,591.07
Enfriadores	4,832.09	43,517.01
Enfriador del ORC	12,741.87	69,735.01
Bomba	346.41	4,734.88
Intercambiador ORC1	18,114.88	86,964.94
Intercambiador ORC2	-	-
Regenerador	377.31	2,065.00
Turbina	14,716.75	201,155.24
Energía vendida (US\$/año)	-	1,527,456.00
Energía externa (US\$/año)	964,992.64	-
Área total (m <sup>2</sup> )	1,472.613	11,230.782
Costo de operación total (US\$/año)	849,094.44	6,971,525.53
Costo de capital total (US\$/año)	88,447.48	483,637.20
<b>Costo total anual (US\$/año)</b>	<b>1,902,534.56</b>	<b>5,927,706.73</b>

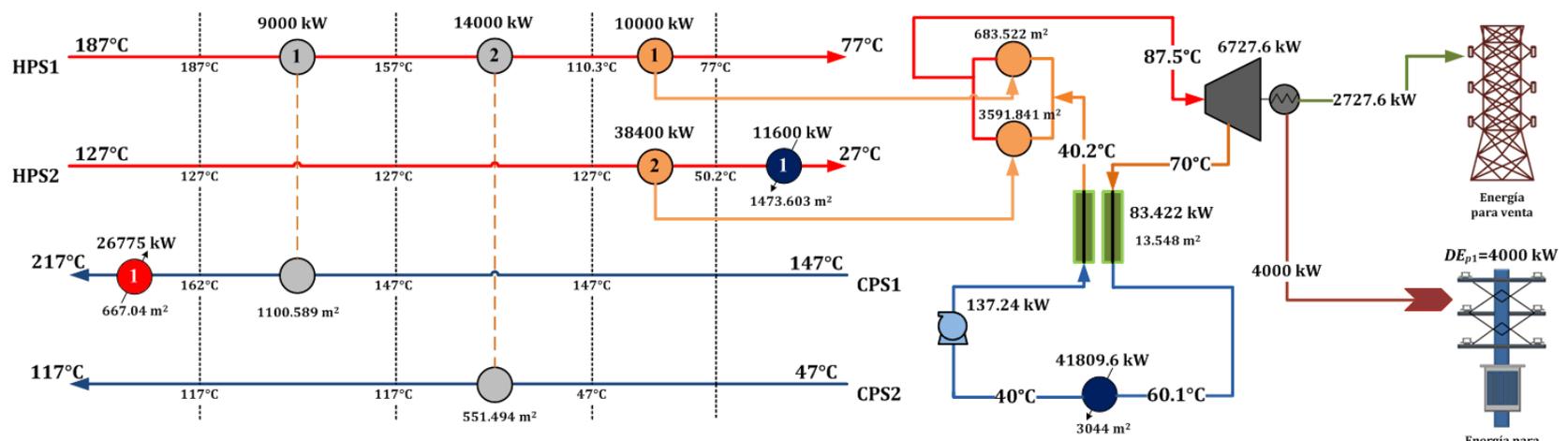
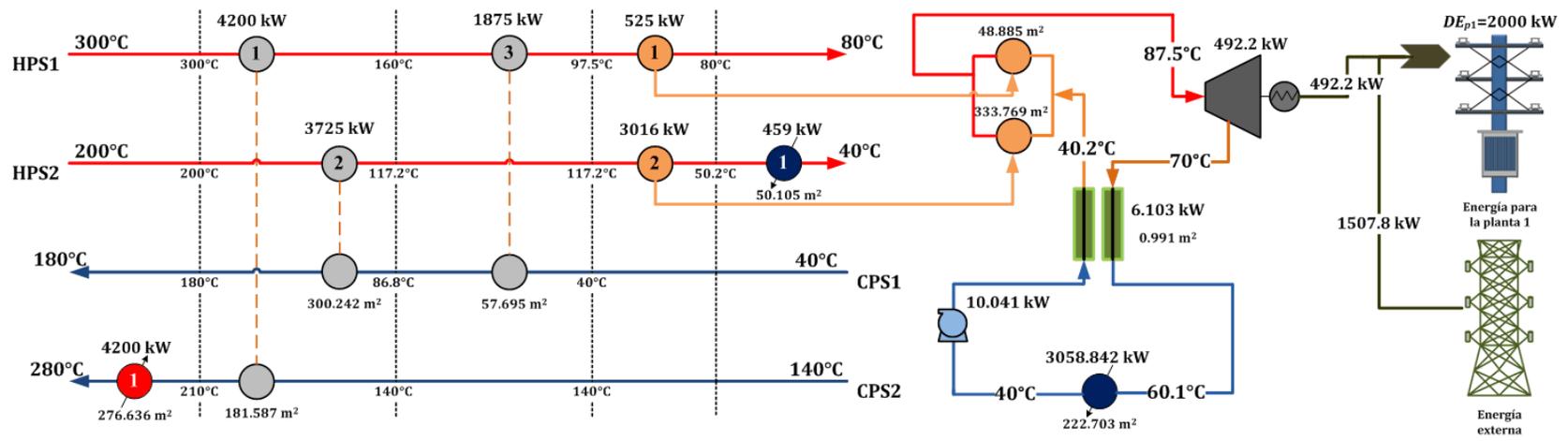


Figura 4.3 Integración individual de plantas con ORCs

Por otra parte, el consumo externo de electricidad para la planta 1 es más bajo cuando el ORC es considerado, debido a que éste suministra parte de la energía requerida en el proceso. Por esta razón, el *TAC* para la planta 1 es de US\$1,902,534.56/año, que es 21.07% más bajo que la configuración obtenida en la **Figura 4.3a**. Respecto a la planta 2 (**Figura 4.3b**), se tienen dos intercambiadores de calor utilizados para el intercambio de energía entre las corrientes de proceso, así también, un enfriador para la corriente HPS2 (11,600 kW) y un calentador para la corriente CPS1 (26,775 kW) son requeridos. Dos unidades de transferencia de calor entre la HEN y el ORC, que proporcionan 48,400 kW a su correspondiente ORC que produce 6,727.6 kW de electricidad. La energía generada es más alta que la electricidad demandada en esta planta (6,727.6 kW vs 4,000 kW), por lo tanto, se logra obtener energía que puede ser vendida (2,727.6 kW). El *TAC* obtenido para la planta 2 es 38.64% más bajo que el proporcionado por el Escenario A (**Figura 4.3b**). Finalmente, el *TAC* total para ambas plantas es de US\$7,830,241.29/año, que es 35.13% más bajo que la suma de los *TACs* obtenidos en el Escenario A.

Para el tercer escenario (Escenario C), la solución obtenida con el modelo propuesto es mostrada en la **Figura 4.4**, donde la integración entre plantas es considerada por medio de ORCs particulares y compartido, así también como intercambio de calor entre las plantas. En este escenario hay nueve intercambiadores de calor entre corrientes de proceso (intercambiando 33,924.9 kW de carga total); Además, nótese que cuatro intercambiadores de calor entre las plantas son requeridos. En este caso, se obtuvo un ORC compartido; dos corrientes de proceso calientes de la planta 1 (6,631.16 kW) y dos corrientes de proceso calientes de la planta 2 (44,184.8 kW) transfieren calor al ORC para producir 7,063.424 kW de energía eléctrica. Aquí, la electricidad generada (1,063.424 kW) es más grande que la energía demandada en las plantas, esta produce US\$595,517.44/año, y un *TAC* de US\$7,522,789.12/año para el sistema integrado.

La **Tabla 4.5** exhibe los principales resultados para el escenario integrado considerando el ORC, y también la comparación con los Escenarios A y B.

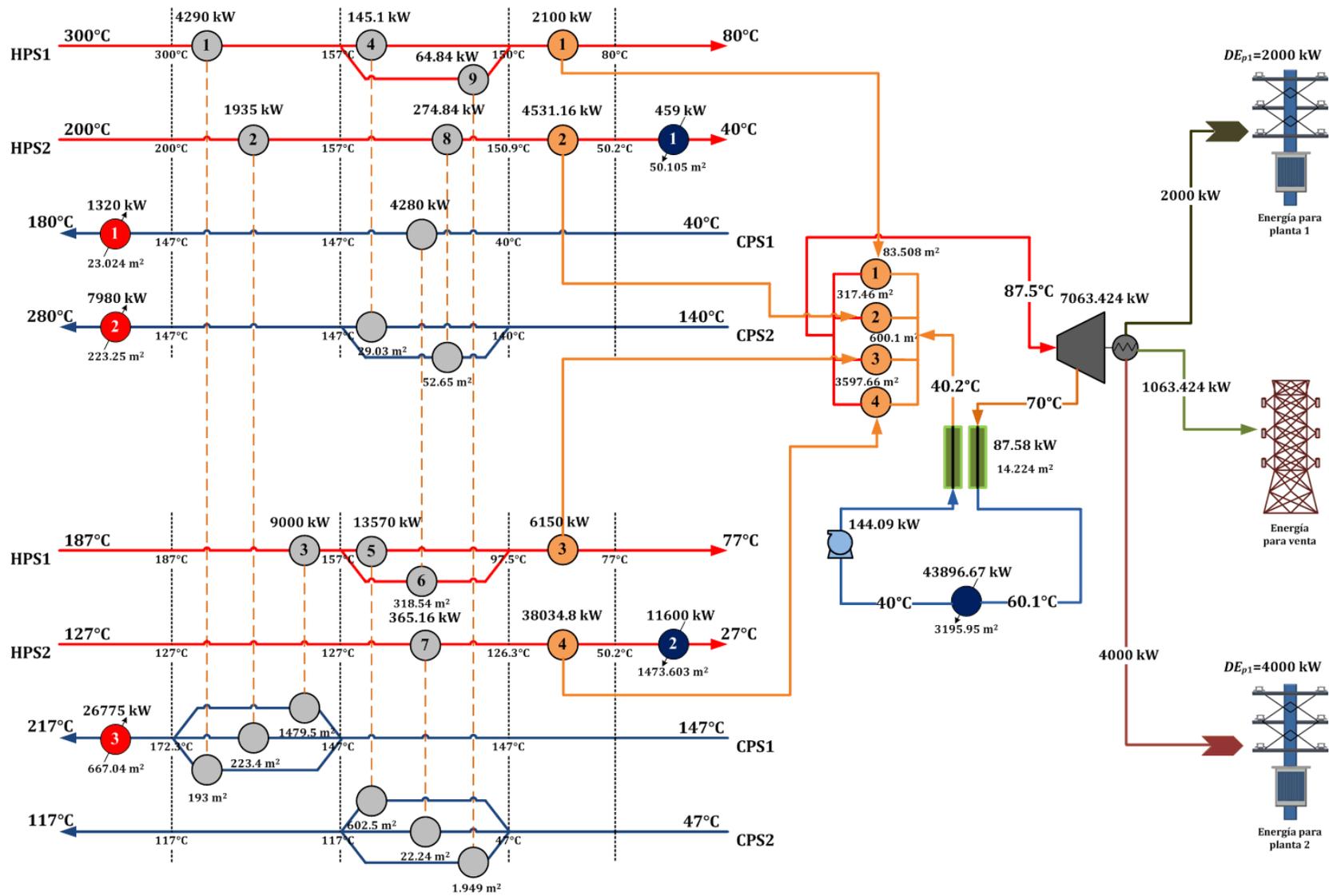


Figura 4.4 Configuración óptima del ejemplo (Escenario C)

### **Comparación entre los diferentes escenarios del Ejemplo**

Para demostrar las ventajas de la metodología propuesta que considera la integración entre plantas incluyendo los ORCs (Escenario C) con respecto a los otros escenarios analizados, el siguiente análisis es presentado. Primeramente, los costos de operación de los Escenarios A y B son 5.57% y 2.91% más grandes que el Escenario C, respectivamente. Los costos de capital para Escenario A son 66.61% y 63.67% más bajo que los costos de capital para el Escenarios B y C, respectivamente. Además, el Escenario A representa un alto consumo externo de electricidad; esto significa que los otros dos escenarios (B y C) que permiten la producción de electricidad a través de los ORCs reducen significativamente el consumo externo de electricidad y, consecuentemente, el *TAC* asociado. De esta manera, para el Escenario B el beneficio obtenido de la venta de electricidad es de US\$1,527,456/año, que es 61.01% más alto que el obtenido en el Escenario C (US\$595,517.44/año). Aunque el Escenario B requiere de energía eléctrica externa (US\$964,992.64/año), este escenario sólo genera US\$562,463.36/año de ganancia neta por la venta de la electricidad. Por tanto, los ingresos del Escenario C son 5.55% más grandes que los alcanzados a través del Escenario B. Finalmente, el *TAC* para el Escenario A es de US\$12,072,177.47/año, que es 35.13% más grande que en el Escenario B (US\$7,830,241.29/año); mientras que el Escenario C tiene un *TAC* de US\$7,522,789.12/año que es 3.92% más bajo que el *TAC* del Escenario B. Este análisis demuestra que el enfoque propuesto puede ser una opción atractiva para el reúso del calor residual dentro de los Parque Eco-industriales. Por lo tanto, el uso de la optimización simultánea para diseño de sistemas integrados EIP-ORC permite reducir significativamente los costos asociados.

**Tabla 4.5** Resultados del Ejemplo presentado

<b>Concepto</b>	<b>Escenario A</b>	<b>Escenario B</b>	<b>Escenario C</b>
<b>Costos de operación (US\$/año)</b>			
Calentamiento	7,376,486.40	7,145,971.20	6,929,863.20
Enfriamiento	664,727.04	122,943.91	122,943.91
Enfriamiento para el ORC	-	457,443.17	447,535.32
Bombeo	-	94,261.69	92,220.06
<b>Costos de capital (US\$/año)</b>			
Intercambiadores de calor para la HEN	72,937.05	69,521.49	67,920.18
Calentadores	41,563.57	43,261.81	31,887.48
Enfriadores	76,463.35	48,349.11	44,473.15
Enfriador del ORC	-	82,476.88	71,978.32
Bomba	-	5,081.29	4,971.23
Intercambiadores ORC1	-	105,079.83	91,185.91
Intercambiadores ORC2	-	-	-
Regenerador	-	2,442.32	2,131.43
Turbina	-	215,871.99	211,196.37
Energía vendida (US\$/año)	-	1,527,456.00	595,517.44
Energía externa (US\$/año)	3,840,000	964,992.64	-
Área total (m <sup>2</sup> )	6,475.54	12,703.39	13,168.94
Costo de operación total (US\$/año)	8,041,213.44	7,820,619.97	7,592,562.49
Costo de capital total (US\$/año)	190,964.03	572,084.68	525,744.07
<b>Costo total anual (US\$/año)</b>	<b>12,072,177.47</b>	<b>7,830,241.29</b>	<b>7,522,789.12</b>

Por último, la **Tabla 4.6** muestra el tamaño del ejemplo presentado, así también como el tiempo de CPU consumido en una computadora con un procesador i5-2430M a 2.4 GHz y 4 GB de RAM.

**Tabla 4.6** Características del ejemplo EIP-ORC

<b>Concepto</b>	<b>Ejemplo</b>
Restricciones	306
Variables continuas	306
Variables binarias	68
Tiempo de CPU (sec)	80.08

## Capítulo 5. Procesos de Trigeneración integrados térmicamente

### 5.1 Metodología

La implementación del sistema de trigeneración (**Figura 1a**) dentro de un parque eco-industrial incrementa la sustentabilidad a través de la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero [73]; y simultáneamente, mejora el rendimiento y la eficiencia económica [74-76] (**Figura 1b** y **1c**). Sin embargo, hay una gran cantidad de opciones posibles para sintetizar un parque eco-industrial energéticamente integrado; y por lo tanto, se requiere de un procedimiento sistemático para la integración óptima. Además, usualmente la fuente de energía utilizada para operar el ciclo Rankine de vapor es previamente especificada, lo que repercute drásticamente en las dimensiones económicas, ambientales y sociales, debido a que están intrínsecamente relacionadas (ver **Figura 1b**). En este sentido, se pueden utilizar incentivos gubernamentales para promover el uso de formas más limpias de energía que conlleven la reducción de los GHGE y/o generar trabajos [77].

El problema abordado en este capítulo se describe como sigue: Dado un conjunto de procesos industriales localizados en el mismo espacio geográfico que pueden ser convertidos en un Parque Eco-industrial, donde hay corrientes de proceso que requieren calentamiento, enfriamiento y refrigeración. Las corrientes de proceso tienen fijas las temperaturas de entrada y de salida, así también como la capacidad calorífica horaria de cada una de ellas. Para enfriamiento hay disponible agua de enfriamiento; mientras que para calentamiento se dispone de vapor de mediana/baja presión en el condensador de una planta de potencia de vapor compartida, donde se produce y se distribuye energía eléctrica. Esta planta de potencia es alimentada por diferentes fuentes de energía (solar, biocombustibles y combustibles fósiles) para ser operado. Se consideran, además, demandas específicas de energía eléctrica en cada planta que se deben de satisfacer. Para recuperar el calor en exceso de las corrientes de proceso calientes se utiliza un Ciclo Rankine Orgánico (ORC), y un Ciclo de Refrigeración

por Absorción (ARC) a fin de satisfacer los requerimientos de refrigeración. La energía eléctrica producida por el Ciclo Rankine de Vapor (SRC) puede ser utilizado para satisfacer parcialmente las demandas de energía de las diferentes plantas o para venta, ambas posibilidades son consideradas en la superestructura. El calor remanente existente en los ORC es removido utilizando servicio externo de enfriamiento; mientras que el calor residual existente en los SRC puede ser usado para calentar las corrientes de proceso frías y al generador del ARC, y para operar el ORC. También las corrientes de proceso frías pueden ser utilizadas para obtener calor a baja temperatura del ORC.

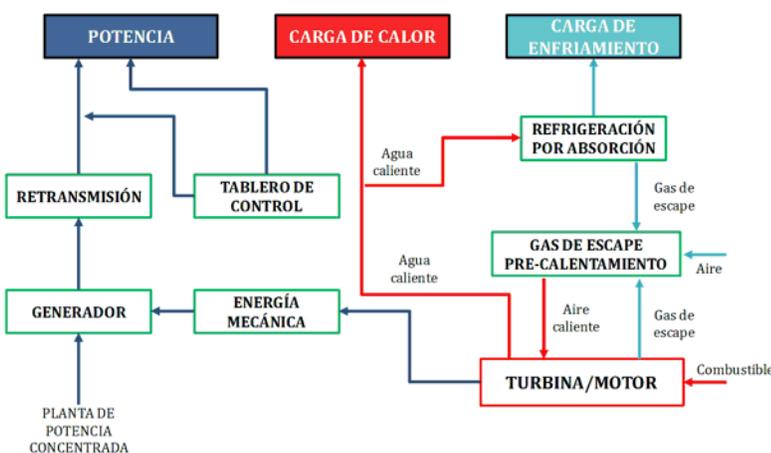


Figura 1a. Típico sistema de trigeneración

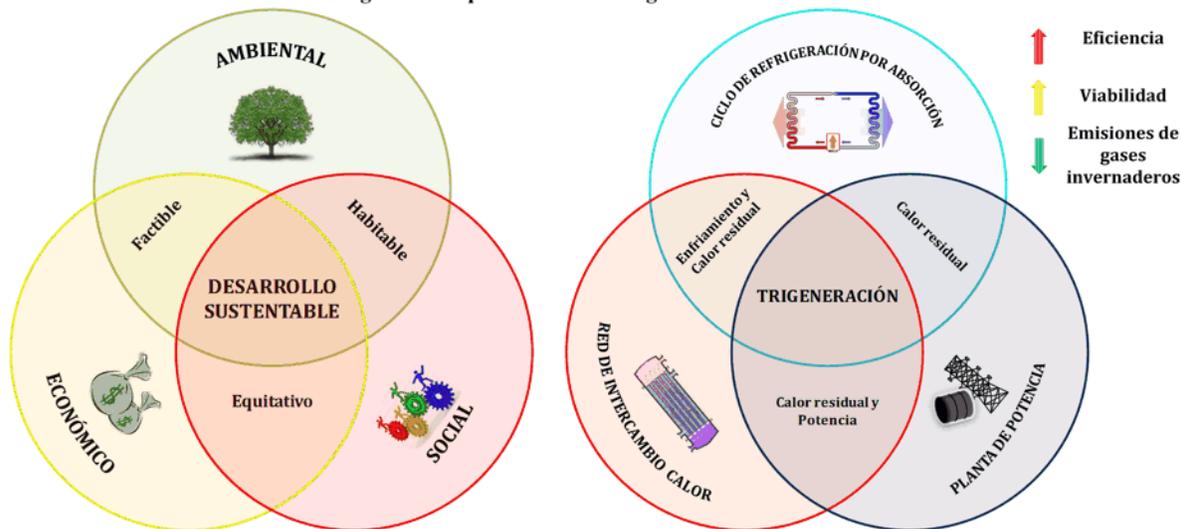


Figura 1b. Enfoque multi-objetivo y sus interrelaciones

Figura 1c. Interacción de los sistemas de trigeneración

Figura 5.1 Interacción de los sistemas de trigeneración

Entonces, para la síntesis del Parque Eco-Industrial (EIP) integrado energéticamente, la superestructura mostrada en la **Figura 5.2** es propuesta. Esta superestructura es una representación esquemática para dos plantas industriales, cada una con dos corrientes calientes y dos corrientes frías; así también, se considera dos etapas para la transferencia de calor entre corrientes de proceso en la misma planta y entre plantas. El intercambio de calor puede ocurrir entre cualquier par de corrientes de proceso calientes y frías de cualquier planta en cualquier etapa de la superestructura (permitiendo de esta manera arreglos en serie, paralelo y serie-paralelo), así también con el sistema de servicios compartidos (SRC, ORC y ARC) y las corrientes de proceso. Un colector solar, combustibles fósiles y biocombustibles pueden ser utilizados como fuente de calor en el SRC. Las temperaturas en las fronteras de las etapas son variables de optimización. Así también, la existencia de las unidades consideradas son variables de optimización lo que permite tomar en cuenta los costos de operación y de capital correspondiente. El número total de emisiones de gases de efecto invernadero (*NGHGE*) para combustibles fósiles y biocombustibles son computarizados utilizando el análisis de ciclo de vida (los software GREET o BESS pueden ser utilizados con este propósito) [78].

El problema consiste en determinar la configuración y condiciones de operación óptimas para la integración energética del EIP que minimice el costo total anual (*TAC*) y el *NGHGE* considerando simultáneamente el número de trabajos generados (*NJOBS*). El *TAC* implica los costos de capital para las unidades de transferencia de calor, unidades en el SRC, ORC, ARC y colector solar, además, incluye los costos de operación para combustibles fósiles, biocombustibles, agua de enfriamiento, bombeo y energía eléctrica, menos las ventas obtenidas por la energía producida en las plantas de potencia e incentivos fiscales. Cabe hacer mención que esta superestructura mostrada en la **Figura 5.2** es general y puede ser extendida para cualquier número de corrientes de proceso.

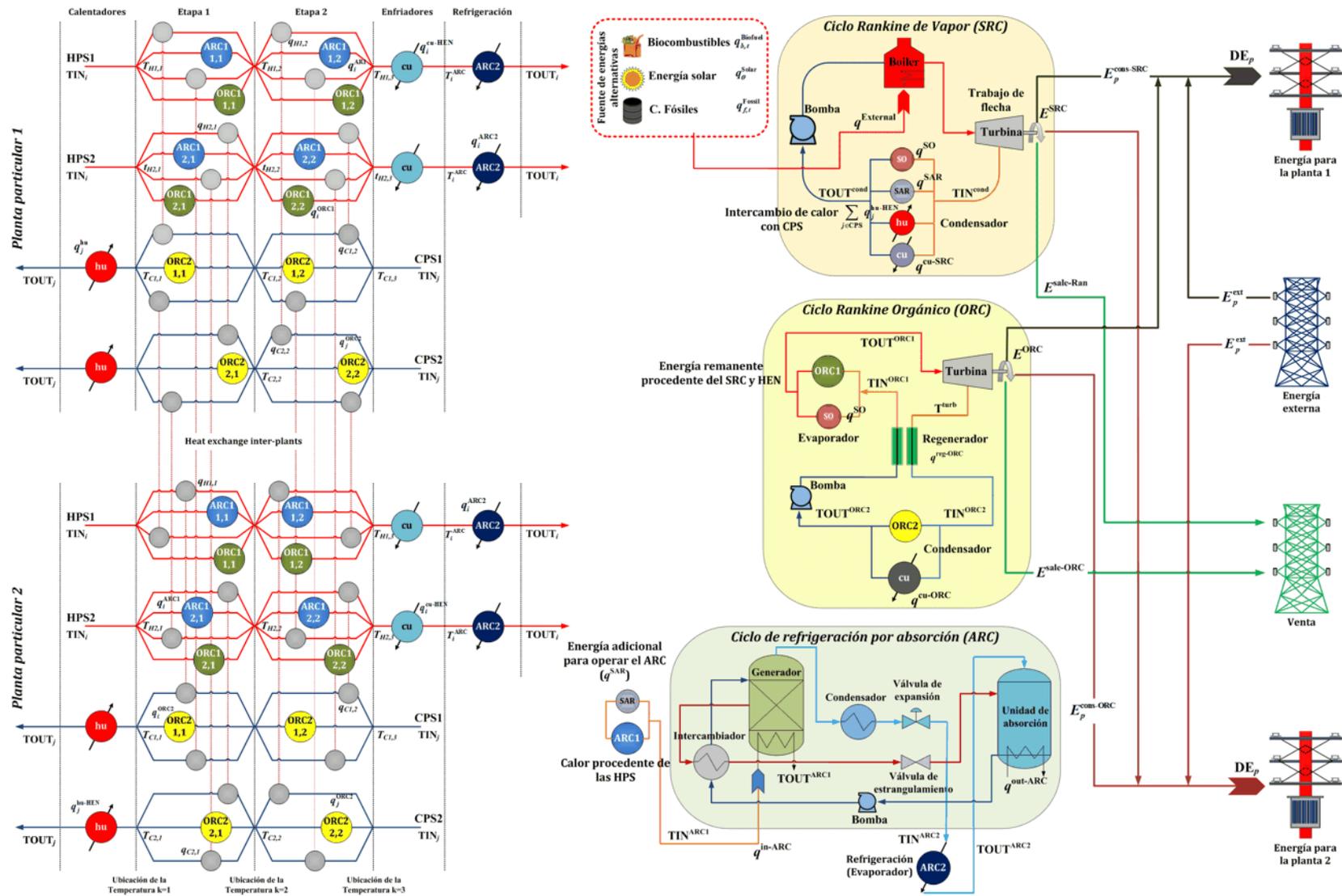


Figura 5.2 Superestructura propuesta para la integración del sitio total en el EIP

### 5.1.1 Formulación del modelo

Los siguientes subíndices son utilizados en la formulación del modelo,  $i$  denota cualquier corriente de proceso caliente,  $j$  cualquier corriente de proceso fría,  $k$  cualquier etapa en la superestructura y  $p$  representa las plantas particulares que conforman el Parque Eco-industrial (EIP). Los conjuntos utilizados para denotar combustibles fósiles, biocombustibles y los periodos de tiempo (meses para este caso) son  $F$ ,  $B$  y  $\Theta$ , respectivamente; y sus correspondientes índices son  $f$ ,  $b$ , y  $\theta$ . El superíndice ORC1 es utilizado para representar a los intercambiadores de calor que transfieren calor residual de las HENs para operar el ciclo Rankine orgánico; ORC2 para intercambiadores de calor del condensador del ORC a las corrientes de proceso frías. Los superíndices cu-ORC, reg-ORC y turb-ORC representan agua de enfriamiento, regenerador y turbina, respectivamente; estas últimas dentro del ORC. Los superíndices SO y SAR denotan a los intercambiadores que combinan vapor de mediana/baja presión del condensador de la planta de potencia de vapor con el ORC y ARC, respectivamente; cu-Ran representa agua de enfriamiento; turb-SRC, turbina y, hu para el servicio de calentamiento procedente del condensador del SRC. El superíndice ARC1 representa a los intercambiadores que transmiten calor desde las corrientes de proceso calientes al ciclo de refrigeración por absorción, y ARC2 denota a los intercambiadores para las corrientes de proceso calientes que requieren refrigeración; gen, abs y exch representan al generador, unidad de absorción e intercambiador de la solución en el ARC. HPS es un conjunto para corrientes de proceso calientes, CPS es un conjunto para corrientes de proceso frías y ST para el número de etapas de la superestructura y finalmente, P es un conjunto utilizado para indicar el número de plantas participantes. La formulación de optimización propuesta está basada en la superestructura presentada en la **Figura 5.2** y está dada en los siguientes subconjuntos:

#### **Balances de energía total para cada corriente de proceso.**

El balance de energía total para cualquier corriente de proceso caliente  $i$  es descrito como la suma de la energía intercambiada en cualquier etapa de la

superestructura con cualquier corriente de proceso fría  $j$  de cualquier planta ( $q_{i,j,k}^{\text{HEN}}$ ), la energía transferida al ARC ( $q_{i,k}^{\text{ARC1}}$ ) y el ORC ( $q_{i,k}^{\text{ORC1}}$ ) más la energía removida con agua de enfriamiento ( $q_i^{\text{cu-HEN}}$ ) y refrigeración ( $q_i^{\text{ARC2}}$ ):

$$(TIN_i - TOUT_i)FCp_i = \sum_{k \in \text{ST}} \sum_{j \in \text{CPS}} q_{i,j,k}^{\text{HEN}} + \sum_{k \in \text{ST}} q_{i,k}^{\text{ARC1}} + \sum_{k \in \text{ST}} q_{i,k}^{\text{ORC1}} + q_i^{\text{cu-HEN}} + q_i^{\text{ARC2}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.1)$$

Similarmente, para cualquier corriente de proceso fría  $j$ , el calor total obtenido es proveniente de las corrientes de proceso calientes a través de la superestructura ( $q_{i,j,k}^{\text{HEN}}$ ) más la energía obtenida del condensador del ORC ( $q_{j,k}^{\text{ORC2}}$ ) y el vapor de baja/media presión del condensador del SRC ( $q_j^{\text{hu-HEN}}$ ):

$$(TOUT_j - TIN_j)FCp_j = \sum_{k \in \text{ST}} \sum_{i \in \text{HPS}} q_{i,j,k}^{\text{HEN}} + \sum_{k \in \text{ST}} q_{j,k}^{\text{ORC2}} + q_j^{\text{hu-HEN}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.2)$$

### Balances de energía para cada etapa de la superestructura

Para cada corriente de proceso caliente  $i$ , el calor intercambiado en cualquier etapa  $k$  de la superestructura es igual a la suma del calor transferido a cualquier corriente de proceso fría  $j$  ( $q_{i,j,k}^{\text{HEN}}$ ), al ARC ( $q_{i,k}^{\text{ARC1}}$ ) y al ORC ( $q_{i,k}^{\text{ORC1}}$ ); éste balance se expresa como sigue:

$$(T_{i,k} - T_{i,k+1})FCp_i = \sum_{j \in \text{CPS}} q_{i,j,k}^{\text{HEN}} + q_{i,k}^{\text{ARC1}} + q_{i,k}^{\text{ORC1}}, \quad k \in \text{ST}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.3)$$

Para las corrientes de proceso frías, la energía obtenida en cada etapa de la superestructura es obtenida de las corrientes de proceso calientes ( $q_{i,j,k}^{\text{HEN}}$ ) más la energía obtenida del ORC ( $q_{j,k}^{\text{ORC2}}$ ):

$$(T_{j,k} - T_{j,k+1})FCp_j = \sum_{i \in \text{HPS}} q_{i,j,k}^{\text{HEN}} + q_{j,k}^{\text{ORC2}}, \quad k \in \text{ST}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.4)$$

### Balances de energía para los servicios de calentamiento y de enfriamiento

Una vez que las corrientes de proceso frías  $j$  han intercambiado calor dentro de las etapas de la superestructura, las temperaturas de salida pueden ser alcanzadas ganando energía del vapor de baja/mediana presión, que es usado como servicio de calentamiento:

$$\left(\text{TOUT}_j - T_{j,1}\right) \text{FCp}_j = q_j^{\text{hu-HEN}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.5)$$

Las corrientes de proceso calientes pueden transferir energía con agua de enfriamiento a la salida de las etapas internas de la superestructura:

$$\left(T_{i,\text{NOK}+1} - T_i^{\text{ARC}}\right) \text{FCp}_i = q_i^{\text{cu-HEN}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.6)$$

Asimismo, las corrientes de proceso calientes que requieren refrigeración pueden ser refrigeradas a través del ARC:

$$\left(T_i^{\text{ARC}} - \text{TOUT}_i\right) \text{FCp}_i = q_i^{\text{ARC2}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.7)$$

Donde  $t_i^{\text{ARC}}$  es la temperatura de entrada de las corrientes de proceso calientes  $i$  para el intercambiador del ARC. Cabe hacer mención que la temperatura  $t_i^{\text{ARC}}$  es más baja que la temperatura de la corriente de proceso caliente  $i$  en la última etapa de la superestructura ( $t_{i,\text{NOK}+1}$ ).

#### Límites de la viabilidad de las temperaturas

$$T_{i,k} \geq T_{i,k+1}, \quad k \in \text{ST}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.8)$$

$$T_{j,k} \geq T_{j,k+1}, \quad k \in \text{ST}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.9)$$

$$T_i^{\text{ARC}} \geq \text{TOUT}_i, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.10)$$

$$\text{TOUT}_j \geq T_{j,1}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.11)$$

$$T_{i,\text{NOK}+1} \geq T_i^{\text{ARC}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.12)$$

$$T_{i,1} = \text{TIN}_i, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.13)$$

$$T_{j,\text{NOK}+1} = \text{TIN}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.14)$$

#### Relaciones lógicas para la existencia de unidades de transferencia de calor

Para las unidades de intercambiadores de calor entre las corrientes de proceso a través de la superestructura:

$$q_{i,j,k}^{\text{HEN}} - Q_{i,j}^{\text{HEN-max}} z_{i,j,k}^{\text{HEN}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.15)$$

Para unidades de transferencia de calor que envían calor de las corrientes de proceso calientes  $i$  al ORC:

$$q_{i,k}^{\text{ORC1}} - Q_{i,k}^{\text{HEN-max}} z_{i,k}^{\text{ORC1}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.16)$$

Y para las unidades que son usadas para transferir calor de las corrientes de proceso frías  $j$  al ORC:

$$q_{j,k}^{\text{ORC2}} - Q_{j,k}^{\text{HEN-max}} z_{j,k}^{\text{ORC2}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.17)$$

Para las unidades de transferencia de calor entre las corrientes de proceso calientes  $i$  y el ARC:

$$q_{i,k}^{\text{ARC1}} - Q_{i,k}^{\text{HEN-max}} z_{i,k}^{\text{ARC1}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.18)$$

Para los intercambiadores ARC2:

$$q_i^{\text{ARC2}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{ARC2}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.19)$$

Para el servicio externo de calentamiento que se localiza en las corrientes de proceso frías  $j$ :

$$q_j^{\text{hu-HEN}} - Q_j^{\text{HEN-max}} z_j^{\text{hu-HEN}} \leq 0, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.20)$$

Para las unidades de transferencia de calor entre el SRC y el ARC ( $q^{\text{SAR}}$ ) y el ORC ( $q^{\text{SO}}$ ):

$$q^{\text{SAR}} - Q^{\text{SRC-max}} z^{\text{SAR}} \leq 0 \quad (4.21)$$

$$q^{\text{SO}} - Q^{\text{SRC-max}} z^{\text{SO}} \leq 0 \quad (4.22)$$

Para los enfriadores de las corrientes de proceso calientes  $i$ , ORC ( $q^{\text{cu-ORC}}$ ) y SRC ( $q^{\text{cu-SRC}}$ ) utilizando agua de enfriamiento, las siguientes relaciones aplican:

$$q_i^{\text{cu-HEN}} - Q_i^{\text{HEN-max}} z_i^{\text{cu-HEN}} \leq 0, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.23)$$

$$q^{\text{cu-ORC}} - Q^{\text{ORC-max}} z^{\text{ORC}} \leq 0 \quad (4.24)$$

$$q^{\text{cu-SRC}} - Q^{\text{SRC-max}} z^{\text{cu-SRC}} \leq 0 \quad (4.25)$$

Para el regenerador del ORC:

$$q^{\text{reg-ORC}} - Q^{\text{ORC-max}} z^{\text{ORC}} \leq 0 \quad (4.26)$$

Para el colector solar que puede ser utilizado para calentar el SRC:

$$q_{\theta}^{\text{Solar}} - Q^{\text{SRC-max}} z^{\text{Solar}} \leq 0, \quad \theta \in \Theta \quad (4.27)$$

Para la bomba ( $E^{\text{pump-ORC}}$ ) y la turbina ( $E^{\text{ORC}}$ ) del ORC:

$$E^{\text{pump-ORC}} - Q^{\text{ORC-max}} z^{\text{ORC}} \leq 0 \quad (4.28)$$

$$E^{\text{ORC}} - Q^{\text{ORC-max}} z^{\text{ORC}} \leq 0 \quad (4.29)$$

Donde los parámetros  $Q^{\text{HEN-max}}$ ,  $Q^{\text{SRC-max}}$  y  $Q^{\text{ORC-max}}$  son límites superiores para la carga de las unidades correspondientes. Además, los componentes del ORC contienen la misma variable binaria debido a que el ORC es tratado como variable de optimización, y estos componentes existen cuando el ORC es seleccionado para aparecer en la solución óptima.

**Restricciones para las diferencias de temperatura en las unidades de transferencia de calor.**

*a) En la Red de intercambiadores de calor (HEN)*

Para unidades de intercambio de calor entre corrientes de proceso:

$$dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}} \leq T_{i,k} - T_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.30)$$

$$dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}} \leq T_{i,k+1} - T_{j,k+1} + \Delta T_{i,j}^{\text{HEN-max}} (1 - z_{i,j,k}^{\text{HEN}}), \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.31)$$

Para los enfriadores que utilizan agua de enfriamiento:

$$dT_i^{\text{cu-HEN-hot}} \leq T_{i,\text{NOK}+1} - \text{TOUT}_i^{\text{cu-HEN}} + \Delta T_i^{\text{cu-HEN-max}} (1 - z_i^{\text{cu-HEN}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (4.32)$$

$$dT_i^{\text{cu-HEN-cold}} \leq T_i^{\text{ARC}} - \text{TIN}_i^{\text{cu-HEN}} + \Delta T_i^{\text{cu-HEN-max}} (1 - z_i^{\text{cu-HEN}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (4.33)$$

Para el servicio externo de calentamiento:

$$dT_j^{\text{hu-HEN-hot}} = \text{TIN}^{\text{hu-HEN}} - \text{TOUT}_j, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.34)$$

$$dT_j^{\text{hu-HEN-cold}} \leq \text{TOUT}^{\text{hu-HEN}} - T_{j,1} + \Delta T_j^{\text{hu-HEN-max}} (1 - z_j^{\text{hu-HEN}}), \quad j \in \text{CPS} \quad (4.35)$$

*b) En el Ciclo Rankine de Vapor (SRC)*

Para los intercambiadores de calor entre el SRC con el ORC:

$$dT^{\text{SO-hot}} = \text{TIN}^{\text{cond-SRC}} - \text{TOUT}^{\text{ORC1}} \quad (4.36)$$

$$dT^{\text{SO-cold}} = \text{TOUT}^{\text{cond-SRC}} - \text{TIN}^{\text{ORC1}} \quad (4.37)$$

De igual forma para los intercambiadores de calor entre el SRC con el ARC:

$$dT^{\text{SAR-hot}} = \text{TIN}^{\text{cond-SRC}} - \text{TOUT}^{\text{ARC1}} \quad (4.38)$$

$$dT^{\text{SAR-cold}} = \text{TOUT}^{\text{cond-SRC}} - \text{TIN}^{\text{ARC1}} \quad (4.39)$$

Para los enfriadores del ciclo Rankine de vapor:

$$dT^{\text{cu-SRC-hot}} = \text{TIN}^{\text{cond-SRC}} - \text{TOUT}^{\text{cu-SRC}} \quad (4.40)$$

$$dT^{\text{cu-SRC-cold}} = \text{TOUT}^{\text{cond-SRC}} - \text{TIN}^{\text{cu-SRC}} \quad (4.41)$$

Donde, las temperaturas de entrada y de salida para el condensador del SRC son iguales a las temperaturas de entrada y de salida del servicio externo de calentamiento utilizado para calentar las corrientes de proceso frías, respectivamente.

$$TIN^{cond-SRC} = TIN^{hu-HEN} \quad (4.42)$$

$$TOUT^{cond-SRC} = TOUT^{hu-HEN} \quad (4.43)$$

*c) Ciclo Rankine Orgánico (ORC)*

Las siguientes relaciones son requeridas para los intercambiadores de calor entre las corrientes de proceso calientes  $i$  y el ORC:

$$dT_{i,k}^{ORC1-hot} \leq T_{i,k} - TOUT^{ORC1} + \Delta T_i^{ORC1-max} (1 - z_{i,k}^{ORC1}), \quad i \in HPS, \quad k \in ST \quad (4.44)$$

$$dT_{i,k+1}^{ORC1-cold} \leq T_{i,k+1} - TIN^{ORC1} + \Delta T_i^{ORC1-max} (1 - z_{i,k}^{ORC1}), \quad i \in HPS, \quad k \in ST \quad (4.45)$$

Para los intercambiadores de calor entre las corrientes de proceso frías  $j$  y el ORC:

$$dT_{j,k}^{ORC2-hot} \leq TIN^{ORC2} - T_{j,k} + \Delta T_j^{ORC2-max} (1 - z_{j,k}^{ORC2}), \quad j \in CPS, \quad k \in ST \quad (4.46)$$

$$dT_{j,k+1}^{ORC2-cold} \leq TOUT^{ORC2} - T_{j,k+1} + \Delta T_j^{ORC2-max} (1 - z_{j,k}^{ORC2}), \quad j \in CPS, \quad k \in ST \quad (4.47)$$

Para los servicios externos de enfriamiento que utilizan agua de enfriamiento en el condensador del ORC:

$$dT^{cu-ORC-hot} = TIN^{ORC2} - TOUT^{cu-ORC} \quad (4.48)$$

$$dT^{cu-ORC-cold} = TOUT^{ORC2} - TIN^{cu-ORC} \quad (4.49)$$

Para el regenerador en el ORC:

$$dT^{reg-ORC-hot} = T^{turb-ORC} - TIN^{ORC1} \quad (4.50)$$

$$dT^{reg-ORC-cold} = TIN^{ORC2} - TOUT^{ORC2} \quad (4.51)$$

*d) En el Ciclo de Refrigeración por Absorción (ARC)*

Para el intercambio de calor de las corrientes de proceso calientes  $i$  al ARC en cada etapa de la superestructura, las siguientes relaciones son utilizadas:

$$dT_{i,k}^{ARC1-hot} \leq T_{i,k} - TOUT^{ARC1} + \Delta T_i^{ARC1-max} (1 - z_{i,k}^{ARC1}), \quad i \in HPS, \quad k \in ST \quad (4.52)$$

$$dT_{i,k+1}^{ARC1-cold} \leq T_{i,k+1} - TIN^{ARC1} + \Delta T_i^{ARC1-max} (1 - z_{i,k}^{ARC1}), \quad i \in HPS, \quad k \in ST \quad (4.53)$$

Similarmente, para las unidades utilizadas para enfriar a las corrientes de proceso calientes  $i$ :

$$dT_i^{\text{ARC2-hot}} \leq T_i^{\text{ARC}} - \text{TOUT}^{\text{ARC2}} + \Delta T_i^{\text{ARC2-max}} (1 - z_i^{\text{ARC2}}), \quad i \in \text{HPS} \quad (4.54)$$

$$dT_i^{\text{ARC2-cold}} = \text{TOUT}_i - \text{TIN}^{\text{ARC2}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.55)$$

Cabe hacer mención, que las temperaturas de entrada y de salida de los sistemas participantes son parámetros conocidos. Además, se deben de cumplir con las siguientes restricciones:

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.56)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.57)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{cu-HEN-hot}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.58)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{cu-HEN-cold}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.59)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_j^{\text{hu-HEN-cold}}, \quad j \in \text{CPS} \quad (4.60)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,k}^{\text{ORC1-hot}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.61)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,k+1}^{\text{ORC1-cold}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.62)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{j,k}^{\text{ORC2-hot}}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.63)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{j,k+1}^{\text{ORC2-cold}}, \quad j \in \text{CPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.64)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,k}^{\text{ARC1-hot}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.65)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_{i,k+1}^{\text{ARC1-cold}}, \quad i \in \text{HPS}, \quad k \in \text{ST} \quad (4.66)$$

$$\Delta T^{\min} \leq dT_i^{\text{ARC2-hot}}, \quad i \in \text{HPS} \quad (4.67)$$

### Balance de energía total para el Ciclo Rankine de Vapor

Para las plantas de potencia se usan factores de eficiencia ( $\eta$ ) a fin de modelar su operación, mientras que para el ciclo de refrigeración por absorción hay un coeficiente de rendimiento (COP); de este modo, hay un coeficiente de rendimiento para el ciclo de refrigeración por absorción ( $\text{COP}^{\text{ARC}}$ ), un factor de eficiencia para el SRC ( $\eta^{\text{SRC}}$ ) y otro para el ORC ( $\eta^{\text{ORC}}$ ). Adicionalmente, el tamaño óptimo para el colector solar es determinado considerando simultáneamente la

radiación solar mensualmente sobre el sitio seleccionado y la máxima disponibilidad para satisfacer los requerimientos energéticos de los sistemas.

Las fuentes de energía externa sólo se suministran al SRC; en este contexto  $q^{\text{External}}$  representa la energía total proporcionada por el colector solar ( $q_{\theta}^{\text{Solar}}$ ), biocombustibles ( $q_{b,\theta}^{\text{Biofuel}}$ ) y combustibles fósiles ( $q_{f,\theta}^{\text{Fossil}}$ ):

$$q^{\text{External}} = q_{\theta}^{\text{Solar}} + \sum_{b \in B} q_{b,\theta}^{\text{Biofuel}} + \sum_{f \in F} q_{f,\theta}^{\text{Fossil}}, \theta \in \Theta \quad (4.68)$$

Para la energía producida por el SRC es dada por la siguiente relación:

$$E^{\text{SRC}} = q^{\text{External}} (\eta^{\text{SRC}}) \quad (4.69)$$

La energía eléctrica requerida para bombeo del fluido de trabajo en el SRC es obtenido como sigue:

$$E^{\text{pump-SRC}} = E^{\text{SRC}} (\eta^{\text{pump-SRC}}) \quad (4.70)$$

La carga de calor total transferido en el condensador ( $q^{\text{cond-SRC}}$ ) es obtenida por la suma de la energía total proporcionada en la caldera del SRC ( $q^{\text{External}}$ ), la energía requerida en la bomba ( $E^{\text{pump-SRC}}$ ), menos la energía eléctrica generada por el sistema ( $E^{\text{SRC}}$ ), que es enunciada como sigue:

$$q^{\text{cond-SRC}} = q^{\text{External}} + E^{\text{pump-SRC}} - E^{\text{SRC}} \quad (4.71)$$

Además, la carga de calor total requerida en el condensador ( $q^{\text{cond-SRC}}$ ) es la suma del calor intercambiado con el ARC ( $q^{\text{SAR}}$ ), el ORC ( $q^{\text{SO}}$ ), las corrientes de proceso calientes  $i$  de cualquier planta ( $q_j^{\text{hu}}$ ), y el agua de enfriamiento ( $q^{\text{cu-SRC}}$ ), que es expresada de la siguiente forma:

$$q^{\text{cond-SRC}} = q^{\text{SAR}} + q^{\text{SO}} + \sum_{j \in \text{CPS}} q_j^{\text{hu-HEN}} + q^{\text{cu-SRC}} \quad (4.72)$$

### Balance de energía total para el ciclo Rankine orgánico

La energía eléctrica generada en el ORC ( $E^{\text{ORC}}$ ) es determinada considerando la suma de la energía proporcionada al ciclo ( $\sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} q_{i,k}^{\text{ORC1}} + q^{\text{SO}}$ ) y multiplicado por un factor de eficiencia ( $\eta^{\text{ORC}}$ ):

$$E^{\text{ORC}} = \left( \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} q_{i,k}^{\text{ORC1}} + q^{\text{SO}} \right) \eta^{\text{ORC}} \quad (4.73)$$

Para la demanda de potencia de bombeo:

$$E^{\text{pump-ORC}} = E^{\text{ORC}} (\eta^{\text{pump-ORC}}) \quad (4.74)$$

El calor total en el condensador del ORC ( $q^{\text{cond-ORC}}$ ) es igual a la suma del calor enviada de las corrientes de proceso calientes al ORC ( $q_{i,k}^{\text{ORC1}}$ ), más el calor obtenido procedente del SRC ( $q^{\text{SO}}$ ), más la energía consumida por la bomba ( $E^{\text{pump-ORC}}$ ), menos la energía producida por la planta de potencia ( $E^{\text{ORC}}$ ):

$$q^{\text{cond-ORC}} = \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} q_{i,k}^{\text{ORC1}} + q^{\text{SO}} + E^{\text{pump-ORC}} - E^{\text{ORC}} \quad (4.75)$$

La energía rechazada por el condensador del ORC ( $q^{\text{cond-ORC}}$ ) puede ser enviado a las corrientes de proceso calientes ( $q_{j,k}^{\text{ORC2}}$ ) y para el agua de enfriamiento del ORC ( $q^{\text{cu-ORC}}$ ):

$$q^{\text{cond-ORC}} = \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} q_{j,k}^{\text{ORC2}} + q^{\text{cu-ORC}} \quad (4.76)$$

Para la carga de calor requerido en el regenerador ( $q^{\text{reg-ORC}}$ ):

$$q^{\text{reg-ORC}} = E^{\text{ORC}} \eta^{\text{reg-ORC}} \quad (4.77)$$

### Balance de energía total para el ciclo de refrigeración por absorción

La refrigeración requerida para las corrientes de proceso calientes ( $q_i^{\text{ARC2}}$ ) debe ser igual a la energía rechazada para el condensador del ARC ( $q^{\text{cond-ARC}}$ ) más la energía enviada hacia la unidad de absorción del ARC ( $q^{\text{abs-ARC}}$ ), menos la energía suministrada para el generador ( $q^{\text{gen-ARC}}$ ) y la energía consumida por la bomba del ARC ( $E^{\text{pump-ARC}}$ ):

$$\sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ARC2}} = q^{\text{cond-ARC}} + q^{\text{abs-ARC}} - q^{\text{gen-ARC}} - E^{\text{pump-ARC}} \quad (4.78)$$

El COP es el cociente del calor residual suministrado al evaporador del ARC ( $q_i^{\text{ARC2}}$ ) y el generador ( $q^{\text{gen-ARC}}$ ). La energía de bombeo no es considerada en la ecuación debido a que es muy pequeña en comparación a las cargas de calor de los demás componentes.

$$\text{COP}^{\text{ARC}} = \frac{\sum_{i \in \text{HPS}} q_i^{\text{ARC2}}}{q^{\text{gen-ARC}}} \quad (4.79)$$

La carga de calor requerido en el generador es igual a la suma de la energía de las corrientes de proceso calientes en las etapas de la superestructura ( $q_{i,k}^{ARC1}$ ) y el calor residual del condensador del SRC ( $q^{SAR}$ ):

$$q^{gen-ARC} = \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ARC1} + q^{SAR} \quad (4.80)$$

Las siguientes ecuaciones son requeridas para determinar la carga de calor de los componentes del ARC, donde  $\eta$  es la eficiencia para cada unidad con respecto a la energía suministrada al sistema.

Para la unidad de absorción:

$$q^{abs-ARC} = \eta^{abs-ARC} \left( \sum_{i \in HPS} q_i^{ARC2} + q^{gen-ARC} \right) \quad (4.81)$$

Para la energía consumida por la bomba:

$$E^{pump-ARC} = \eta^{pump-ARC} \left( \sum_{i \in HPS} q_i^{ARC2} + q^{gen-ARC} \right) \quad (4.82)$$

Y finalmente, para el intercambiador de la solución del ARC:

$$q^{exch-ARC} = \eta^{exch-ARC} \left( \sum_{i \in HPS} q_i^{ARC2} + q^{gen-ARC} \right) \quad (4.83)$$

### Tamaño óptimo para el colector solar y disponibilidad máxima para los combustibles

El modelo propuesto considera que el colector solar provee energía al SRC; en este caso la energía solar útil ( $Q_{\theta}^{Useful\_Solar}$ ) es obtenida tomando en cuenta la radiación solar disponible en la localización específica donde el colector solar será instalado así también como la eficiencia para los equipos. Por tanto, la siguiente expresión modela el rendimiento del colector solar y determina su medida. Además, si el colector solar no es requerido, entonces la energía solar proporcionada al sistema es cero ( $q_{\theta}^{Solar} = 0, \forall \theta \in \Theta$ ):

$$q_{\theta}^{Solar} \leq Q_{\theta}^{Useful\_Solar} A^{Solar} \frac{1}{D_{\theta}}, \quad \forall \theta \in \Theta \quad (4.84)$$

En las relaciones previas,  $A^{Solar}$  representa el área óptima del colector solar y  $D_{\theta}$  es un factor de conversión para las unidades de tiempo. Usualmente, la

disponibilidad de los biocombustibles fluctúan durante el año; por tanto, la siguiente relación modela esta variación:

$$q_{b,\theta}^{\text{Biofuel}} \leq \frac{\text{Heating}_b^{\text{Power}} \text{Avail}_{b,\theta}^{\text{max}}}{D_\theta}, \quad b \in \text{B}, \theta \in \Theta \quad (4.85)$$

En restricciones anteriores,  $\text{Heating}_b^{\text{Power}}$  es el potencial térmico para los biocombustibles  $b$  y  $\text{Avail}_{b,\theta}^{\text{max}}$  representa la máxima cantidad de los biocombustibles  $b$  disponible en el periodo  $\theta$ . Similarmente, si la disponibilidad de los combustibles fósiles todavía presenta una restricción estacional, este es considerado como sigue:

$$q_{f,\theta}^{\text{Fossil}} \leq \frac{\text{Heating}_f^{\text{Power}} \text{Avail}_{f,\theta}^{\text{max}}}{D_\theta}, \quad f \in \text{F}, \theta \in \Theta \quad (4.86)$$

### Balance de energía eléctrica

Para la energía eléctrica producida por el ORC ( $E^{\text{ORC}}$ ):

$$E^{\text{ORC}} = \sum_{p \in \text{P}} E_p^{\text{cons-ORC}} + E^{\text{sale-ORC}} \quad (4.87)$$

De igual modo, la energía producida en el SRC ( $E^{\text{SRC}}$ ) es igual a la energía consumida por las plantas ( $E_p^{\text{cons-SRC}}$ ) más la energía vendida ( $E^{\text{sale-SRC}}$ ):

$$E^{\text{SRC}} = \sum_{p \in \text{P}} E_p^{\text{cons-SRC}} + E^{\text{sale-SRC}} \quad (4.88)$$

La demanda de energía para cada planta ( $DE_p$ ) es igual a la suma de la energía consumida en cada planta procedente del SRC ( $E_p^{\text{cons-SRC}}$ ) y el ORC ( $E_p^{\text{cons-ORC}}$ ), más la energía externa necesaria ( $E_p^{\text{ext}}$ ) para que se lleven a cabo los procesos en las plantas.

$$DE_p = E_p^{\text{cons-SRC}} + E_p^{\text{cons-ORC}} + E_p^{\text{ext}}, \quad p \in \text{P} \quad (4.89)$$

En las relaciones previas,  $p$  es un índice usado para indicar a las plantas particulares involucradas en el proceso de integración; mientras  $\text{P}$  es el conjunto para todas las  $p$ .

### Función objetivo económica

La función objetivo económica consiste en minimizar el costo total anual ( $TAC$ ). Este es definido como la suma de los costos generados por el proyecto

(costos de operación,  $Cop$ ; y costos de capital,  $Cap$ ) menos los ingresos por la energía producida en las plantas de potencia (SRC y ORC),  $Sprc$ ; y los créditos fiscales por la reducción de gases de efecto invernadero,  $Tcr$ .

$$\min TAC = Cop + Cap - Sprc - Tcr \quad (4.90)$$

Los costos de operación incluyen los costos asociados para el enfriamiento requerido en la HENs, en el SRC, ORC y ARC, más la potencia de bombeo demandada en los sistemas previos, más la energía externa requerida para el SRC que puede ser obtenida de las diferentes fuentes de energía alterna (colector solar, combustibles fósiles y biocombustibles) así también como para las plantas:

$$Cop = H_Y \left( C^{cu} \left( \sum_{i \in HPS} q_i^{cu-HEN} + q^{cu-SRC} + q^{cu-ORC} + q^{cond-ARC} \right) + C^{elect-b} \left( E^{pump-ORC} + E^{pump-SRC} + E^{pump-ARC} + \sum_{p \in P} E_p^{ext} \right) \right) + C^{Solar} \sum_{\theta \in \Theta} (q_{\theta}^{Solar} D_{\theta}) + \sum_{f \in F} \sum_{\theta \in \Theta} (C_f^{Fossil} q_{f,\theta}^{Fossil} D_{\theta}) + \sum_{b \in B} \sum_{\theta \in \Theta} (C_b^{Biofuel} q_{b,\theta}^{Biofuel} D_{\theta}) \quad (4.91)$$

Donde,  $C^{Solar}$ ,  $C^{Fossil}$  y  $C^{Biofuel}$  son los costos unitarios para las fuentes de energía consumida en el SRC.

Similar a los capítulos anteriores, el costo de capital anualizado incluye los costos de capital fijo ( $Capf$ ) y variable ( $Capv$ ):

$$Cap = Capf + Capv \quad (4.92)$$

El costo de capital fijo queda expresado con la ecuación 5.93, en donde los costos fijos para las unidades del SRC y ARC no son multiplicados por una variable binaria, debido a que estos sistemas siempre existen a consecuencia de los requerimientos energéticos. Para el costo de capital variable es expresado a través de la ecuación 5.94.

$$\text{Capf} = k_F \left( \begin{aligned}
 & \text{CF}^{\text{HEN}} \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} z_{i,j,k}^{\text{HEN}} + \text{CF}^{\text{cu}} \sum_{i \in \text{HPS}} z_i^{\text{cu-HEN}} + \text{CF}^{\text{hu-HEN}} \sum_{j \in \text{CPS}} z_j^{\text{hu-HEN}} \\
 & + \text{CF}^{\text{ORC1}} \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} z_{i,k}^{\text{ORC1}} + \text{CF}^{\text{ORC2}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} z_{j,k}^{\text{ORC2}} \\
 & + \text{CF}^{\text{ARC1}} \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} z_{i,k}^{\text{ARC1}} + \text{CF}^{\text{ARC2}} \sum_{i \in \text{HPS}} z_i^{\text{ARC2}} \\
 & + \text{CF}^{\text{cu-ORC}} z^{\text{ORC}} + \text{CF}^{\text{turb-ORC}} z^{\text{ORC}} + \text{CF}^{\text{pump-ORC}} z^{\text{ORC}} + \text{CF}^{\text{reg-ORC}} z^{\text{ORC}} \\
 & + \text{CF}^{\text{boiler}} + \text{CF}^{\text{cu-SRC}} + \text{CF}^{\text{turb-SRC}} + \text{CF}^{\text{pump-SRC}} \\
 & + \text{CF}^{\text{cond-ARC}} + \text{CF}^{\text{pump-ARC}} + \text{CF}^{\text{gen-ARC}} + \text{CF}^{\text{abs-ARC}} + \text{CF}^{\text{exch-ARC}} \\
 & + \text{CF}^{\text{SO}} z^{\text{SO}} + \text{CF}^{\text{SAR}} z^{\text{SAR}} + \text{CF}^{\text{Solar}} z^{\text{Solar}}
 \end{aligned} \right) \quad (4.93)$$

$$\text{Capv} = k_F \left( \begin{aligned}
 & \text{CV}^{\text{HEN}} \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} \left\{ \frac{q_{i,j,k}^{\text{HEN}} (1/h_{i,k}^{\text{HEN}} + 1/h_{j,k}^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}})(dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}})(dT_{i,j,k}^{\text{HEN-hot}} + dT_{i,j,k+1}^{\text{HEN-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{HEN}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{cu-HEN}} \sum_{i \in \text{HPS}} \left\{ \frac{q_i^{\text{cu-HEN}} (1/h_i^{\text{HEN}} + 1/h^{\text{cu-HEN}})}{\left[ (dT_i^{\text{cu-HEN-hot}})(dT_i^{\text{cu-HEN-cold}})(dT_i^{\text{cu-HEN-hot}} + dT_i^{\text{cu-HEN-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{cu}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{hu-HEN}} \sum_{j \in \text{CPS}} \left\{ \frac{q_j^{\text{hu-HEN}} (1/h^{\text{hu-HEN}} + 1/h_j^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_j^{\text{hu-HEN-hot}})(dT_j^{\text{hu-HEN-cold}})(dT_j^{\text{hu-HEN-hot}} + dT_j^{\text{hu-HEN-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{hu}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{ORC1}} \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{k \in \text{ST}} \left\{ \frac{q_{i,k}^{\text{ORC1}} (1/h_i^{\text{HEN}} + 1/h^{\text{ORC1}})}{\left[ (dT_{i,k}^{\text{ORC1-hot}})(dT_{i,k}^{\text{ORC1-cold}})(dT_{i,k}^{\text{ORC1-hot}} + dT_{i,k}^{\text{ORC1-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{ORC1}}} \\
 & + \text{CV}^{\text{ORC2}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} \left\{ \frac{q_{j,k}^{\text{ORC2}} (1/h^{\text{ORC2}} + 1/h_j^{\text{HEN}})}{\left[ (dT_{j,k}^{\text{ORC2-hot}})(dT_{j,k}^{\text{ORC2-cold}})(dT_{j,k}^{\text{ORC2-hot}} + dT_{j,k}^{\text{ORC2-cold}})/2 + \delta \right]^{1/3}} \right\}^{\beta^{\text{ORC2}}}
 \end{aligned} \right)$$

$$\left( \begin{aligned}
 & +CV^{ARC1} \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} \left\{ \frac{q_{j,k}^{ARC1} (1/h_i^{HEN} + 1/h^{ARC1})}{[(dT_{i,k}^{ARC1-hot})(dT_{i,k}^{ARC1-cold})(dT_{i,k}^{ARC1-hot} + dT_{i,k}^{ARC1-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ARC1}} \\
 & +CV^{ARC2} \sum_{i \in HPS} \left\{ \frac{q_j^{ARC2} (1/h^{ARC2} + 1/h_i^{HEN})}{[(dT_i^{ARC2-hot})(dT_i^{ARC2-cold})(dT_i^{ARC2-hot} + dT_i^{ARC2-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{ARC2}} \\
 & +CV^{cu-ORC} \left\{ \frac{q^{cu-ORC} (1/h^{ORC2} + 1/h^{cu-ORC})}{[(dT^{cu-ORC-hot})(dT^{cu-ORC-cold})(dT^{cu-ORC-hot} + dT^{cu-ORC-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{cu-ORC}} \\
 & +CV^{cu-SRC} \left\{ \frac{q^{cu-SRC} (1/h^{cond-SRC} + 1/h^{cu-SRC})}{[(dT^{cu-SRC-hot})(dT^{cu-SRC-cold})(dT^{cu-SRC-hot} + dT^{cu-SRC-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{cu-SRC}} \\
 & +CV^{SO} \left\{ \frac{q^{SO} (1/h^{SO} + 1/h^{cond-SRC})}{[(dT^{SO-hot})(dT^{SO-cold})(dT^{SO-hot} + dT^{SO-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{SO}} \\
 & +CV^{SAR} \left\{ \frac{q^{SAR} (1/h^{SAR} + 1/h^{cond-SRC})}{[(dT^{SAR-hot})(dT^{SAR-cold})(dT^{SAR-hot} + dT^{SAR-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{SAR}} \\
 & +CV^{reg-ORC} \left\{ \frac{q^{reg-ORC} (1/h^{reg-hot} + 1/h^{reg-cold})}{[(dT^{reg-ORC-hot})(dT^{reg-ORC-cold})(dT^{reg-ORC-hot} + dT^{reg-ORC-cold})/2 + \delta]^{1/3}} \right\}^{\beta^{reg-ORC}} \\
 & +CV^{turb-ORC} (E^{ORC})^{\beta^{turb-ORC}} + CV^{pump-ORC} (E^{pump-ORC})^{\beta^{pump-ORC}} \\
 & +CV^{boiler} (q^{External})^{\beta^{boiler}} + CV^{turb-SRC} (E^{SRC})^{\beta^{turb-SRC}} + CV^{pump-SRC} (E^{pump-SRC})^{\beta^{pump-SRC}} \\
 & +CV^{cond-ARC} (q^{cond-ARC})^{\beta^{cond-ARC}} + CV^{exch-ARC} (q^{exch-ARC})^{\beta^{exch-ARC}} + CV^{gen-ARC} (q^{gen-ARC})^{\beta^{gen-ARC}} \\
 & +CV^{abs-ARC} (q^{abs-ARC})^{\beta^{abs-ARC}} + CV^{pump-ARC} (E^{pump-ARC})^{\beta^{pump-ARC}} + CV^{Solar} (A^{Solar})^{\beta^{Solar}}
 \end{aligned} \right) \quad (4.94)$$

El principal ingreso es la venta de energía, el cual es generado por el SRC y el ORC.

$$Sprc = H_Y C^{elect-s} (E^{sale-SRC} + E^{sale-ORC}) \quad (4.95)$$

La reducción de incentivos fiscales ( $Tcr$ ) incluyen los ingresos obtenidos por la reducción de números de emisiones de gases de efecto invernadero ( $NGHGE$ ) y estos son calculados considerando la reducción de GHGE de un combustible fósil de referencia como el carbón.

$$Tcr = R^{Solar} \sum_{\theta \in \Theta} (q_{\theta}^{Solar} D_{\theta}) + \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{b \in B} (R_b^{Biofuel} q_{b,\theta}^{Biofuel} D_{\theta}) + \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{f \in F} (R_f^{Fossil} q_{f,\theta}^{Fossil} D_{\theta}) \quad (4.96)$$

Aquí,  $R^{Solar}$ ,  $R_b^{Biofuel}$  y  $R_f^{Fossil}$  son los incentivos fiscales por la energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles, respectivamente.

### **Función objetivo ambiental**

La función objetivo ambiental es una evaluación de impacto ambiental indirecto a través de la cuantificación total de GHGE. Las emisiones de gases de efecto invernadero para el colector solar son asumidas como cero; sin embargo, cuando los combustibles fósiles y biocombustibles son quemados, estos emiten GHG que representan un efecto adverso sobre el ambiente. Por tanto, la función objetivo ambiental se enuncia como sigue:

$$\min NGHGE^{Overall} = \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{f \in B} (GHGE_f^{Fossil} q_{f,\theta}^{Fossil} D_{\theta}) + \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{b \in B} (GHGE_b^{Biofuel} q_{b,\theta}^{Biofuel} D_{\theta}) \quad (4.97)$$

En la ecuación previa,  $NGHGE^{overall}$  (toneladas de  $CO_{2eq}$  por año) representa la descarga total de GHGE hacia el ambiente por los combustibles fósiles y biocombustibles para satisfacer los requerimientos energéticos; mientras que  $GHGE_b^{Biofuel}$  y  $GHGE_f^{Fossil}$  son los GHGE individuales de los combustibles fósiles  $f$  y biocombustibles  $b$ . Cabe mencionar que los GHGE individuales serán determinados a través del análisis de ciclo de vida (el software GREG puede ser usado para este propósito) dado en toneladas de  $CO_{2eq}$  reducidos por kJ proporcionado.

### **Función objetivo social**

Hay varios aspectos que pueden ser evaluados dentro del ámbito social en el modelo propuesto; sin embargo, un punto de vista relevante es la creación de trabajos, debido a que este factor puede mejorar las condiciones económicas de la región local y sus alrededores. En este sentido, este trabajo considera el impacto social asociado a la generación de trabajos de manera indirecta por la producción

de los biocombustibles y combustibles fósiles así como para la operación del colector solar para satisfacer los requerimientos energéticos en el sistema. Para llevar a cabo esta tarea, el modelo de Empleos e Impacto de Desarrollo Económico (JEDI, sigla del inglés *Jobs and Economic Development Impact*) [79] es útil para cuantificar el número de trabajos que pueden ser generados por unidad de energía producida por cada fuente de energía (colector solar, combustibles fósiles y biocombustibles). Por lo tanto, la función social consiste en maximizar el número de trabajos creados en el proyecto.

$$\begin{aligned} \max NJOBS^{Overall} = & \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{f \in B} (NJOB_f^{Fossil} q_{f,\theta}^{Fossil} D_\theta) + \sum_{\theta \in \Theta} \sum_{b \in B} (NJOB_b^{Biofuel} q_{b,\theta}^{Biofuel} D_\theta) \\ & + \sum_{\theta \in \Theta} (NJOB_\theta^{Solar} q_\theta^{Solar} D_\theta) \end{aligned} \quad (4.98)$$

Donde  $NJOB_f^{Fossil}$ ,  $NJOB_b^{Biofuel}$  y  $NJOB_\theta^{Solar}$  representan el número unitario de trabajos generados por kJ proporcionado por combustibles fósiles, biocombustibles y colector solar, respectivamente. Por lo tanto,  $NJOBS^{Overall}$  tiene unidades de trabajos por año.

El modelo propuesto es un modelo de programación mixto entero no lineal multi-objetivo (MINLP). En el anexo se presenta el algoritmo utilizado para resolver este problema. Entonces, el problema consiste en determinar la mejor solución económica óptima (que corresponde al máximo GHGE) y la mejor solución ambiental (máximo *TAC*); las cuales serán graficadas en dos dimensiones (*TAC* neto vs *NGHGE*) indicando los trabajos generados, con la finalidad de identificar la mejor solución que satisfaga los requerimientos específicos dado por el diseño.

## 5.2 Resultados

Un ejemplo es resuelto aplicando la formulación matemática propuesta para demostrar las principales ventajas de la misma. La localización considerada para la instalación del proyecto es Morelia, México, que tiene las coordenadas N 19° 42' 08'' y W 101° 11' 08'', y un colector solar de cilindros parabólicos (PTSC, por sus siglas en inglés, *Parabolic Trough Solar Collector*) es utilizado para los ejemplos. Los parámetros económicos para el ejemplo son presentados en la

Tabla 5.1 y la Tabla 5.2 presenta la energía útil que puede ser colectada por mes en el colector solar.

**Tabla 5.1** Datos económicos para el ejemplo considerado

<b>Ejemplo</b>	
Fluido de trabajo en el ORC	R245fa
Fluido de trabajo en el ARC	Bromuro de Litio-Agua
$k_F$ (año <sup>-1</sup> )	0.23
$H_Y$ (h/año)	8,000
$\Delta T^{\min}$ (°C)	10
$\beta$ (adimensional)	0.65
$\beta^{\text{turb-SRC}}$ (adimensional)	0.41
$C^{\text{cu}}$ (US\$/kWh)	1.2744E-3
$C^{\text{elect-b}}$ (US\$/kWh)	0.08
$C^{\text{elect-s}}$ (US\$/kWh)	0.06
$C^{\text{Solar}}$ (US\$/kWh)	0.012
$\eta^{\text{SRC}}$	0.4
$\eta^{\text{pump-SRC}}$	0.05
$\eta^{\text{ORC}}$	0.1497
$\eta^{\text{pump-ORC}}$	0.05
$\eta^{\text{reg-ORC}}$	0.041
$\text{COP}^{\text{ARC}}$	0.7
$\eta^{\text{abs-ARC}}$	0.5372
$\eta^{\text{pump-ARC}}$	0.00005
$\eta^{\text{exch-ARC}}$	0.0535
CF (US\$)	0
CV (US\$/m <sup>2</sup> )	1650
Incentivo fiscal (US\$/ton CO <sub>2</sub> eq)	5

**Tabla 5.2** Energía solar útil colectada mensualmente para los ejemplos

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

La **Tabla 5.3** muestra los combustibles fósiles y biocombustibles considerados para el ejemplo, así también, su poder calorífico, las GHGE, el costo unitario y el número de trabajos creados por cada combustible.

**Tabla 5.3.** Datos para los biocombustibles y combustibles fósiles en consideración

#	Combustible	Poder calorífico (kJ/kg)	GHGE (ton CO <sub>2</sub> eq/kJ)	Costo (US\$/kJ)	Generación de trabajos (Jobs/kJ)
<b>Combustibles fósiles</b>					
1.	Carbón	35,000	$2.21357 \times 10^{-7}$	$1.5559 \times 10^{-6}$	$1.06281 \times 10^{-11}$
2.	Gasolina	45,200	$8.05408 \times 10^{-8}$	$18.244 \times 10^{-6}$	$1.81677 \times 10^{-11}$
3.	Gas Natural	54,000	$7.90892 \times 10^{-8}$	$5.8349 \times 10^{-6}$	$5.25431 \times 10^{-11}$
<b>Biocombustibles</b>					
1.	Biomasa	17,200	$2.44307 \times 10^{-8}$	$2.0303 \times 10^{-6}$	$6.6964 \times 10^{-8}$
2.	Biogas	52,000	$2.68216 \times 10^{-8}$	$8.5388 \times 10^{-6}$	$5.25431 \times 10^{-7}$
3.	Softwood	20,400	$3.3482 \times 10^{-8}$	$2.5332 \times 10^{-6}$	$1.46691 \times 10^{-8}$
4.	Hardwood	18,400	$3.3482 \times 10^{-8}$	$2.8975 \times 10^{-6}$	$5.43641 \times 10^{-8}$

Este ejemplo considera dos plantas, donde sólo la primera requiere refrigeración. Cada planta cuenta con dos corrientes de proceso calientes y dos corrientes de proceso frías. Los datos de las corrientes y de rendimiento para los sistemas ORC, ARC y SRC para este ejemplo son dados en la **Tabla 5.4**; mientras que la **Tabla 5.5** contiene la cantidad máxima disponible para biocombustibles y combustibles fósiles. Los resultados son mostrados en curvas Pareto para identificar las relaciones entre los diferentes objetivos considerados. Además, diferentes soluciones son seleccionadas de la curva Pareto (C y D) para hallar la mejor solución óptima que considere los objetivos implementados.

La **Figura 5.3** muestra la curva Pareto obtenida considerando un incentivo fiscal de US\$5/ton CO<sub>2eq</sub>. En esta figura, la curva Pareto presenta las relaciones entre el *NGHGE* con respecto al *TAC*. La línea continua (para valores de *NGHGE* entre 0 y 134,460 ton CO<sub>2eq</sub> /año) representa las soluciones óptimas, donde el punto A es la mejor solución económica, la peor solución ambiental y el número correspondiente de trabajos generados es relativamente bajo. El punto B representa la configuración con el menor número de GHGE y el máximo *TAC* obtenido; un importante aspecto a notar es la tendencia de la línea, para el mínimo *NGHGE* se obtiene el máximo *TAC*, mientras que para el número de trabajos (*NJOBS*) fluctúan entre los 800 y 1000 con excepción de los puntos A y B.

**Tabla 5.4** Datos para el ejemplo

Corriente	TIN (°C)	TOUT (°C)	FCp (kW/°C)	h (kW/m <sup>2</sup> °C)	kW
<b>Planta particular 1</b>					
HPS1	125	30	38.75	1	3,681.25
HPS2	85	25	18.75	1	1,125
cu	32	45		1	
CPS1	35	140	20	1	2,100
CPS2	25	95	36.25	1	2,537.5
<b>Planta particular 2</b>					
HPS1	187	60	30	1	3,810
HPS2	127	50	50	1	3,850
cu	32	45		1	
CPS1	87	155	60	1	4,080
CPS2	47	127	20	1	1,600
<b>Ciclo Rankine de Vapor</b>					
Condensador	165	154		1	
cu-Ran	30	40		1	
<b>Ciclo Rankine Orgánico</b>					
Evaporador	48	116		1	
Turbina		63			
Regenerador				1	
Condensador	41	30		1	
cu-ORC	18	28		1	
<b>Ciclo de Refrigeración por Absorción</b>					
Generador	130	105		1	
Evaporador	14	45		1	
<b>Demanda de energía</b>					
Planta 1					1550
Planta 2					2000

**Tabla 5.5** Disponibilidad mensual para biocombustibles y combustibles fósiles (ton/mes)

	Biocombustibles				Combustibles fósiles		
	Biomasa	Biogas	Softwood	Hardwood	Carbón	Gasolina	Gas natural
Enero	10	45	30	30	1,000	1,000	8,000
Febrero	10	15	30	30	1,500	7,000	3,000
Marzo	40	60	25	25	4,000	6,000	2,500
Abril	50	65	25	25	5,000	6,500	3,500
Mayo	70	65	23	23	7,000	6,500	2,300
Junio	15	10	23	23	1,500	1,000	2,300
Julio	10	10	15	15	1,000	1,000	1,500
Agosto	50	10	15	15	5,000	1,000	1,500
Septiembre	40	80	20	20	4,000	1,000	2,000
Octubre	40	70	25	25	4,000	7,000	2,500
Noviembre	30	60	25	25	3,000	6,500	2,500
Diciembre	20	50	30	30	2,000	9,000	3,000

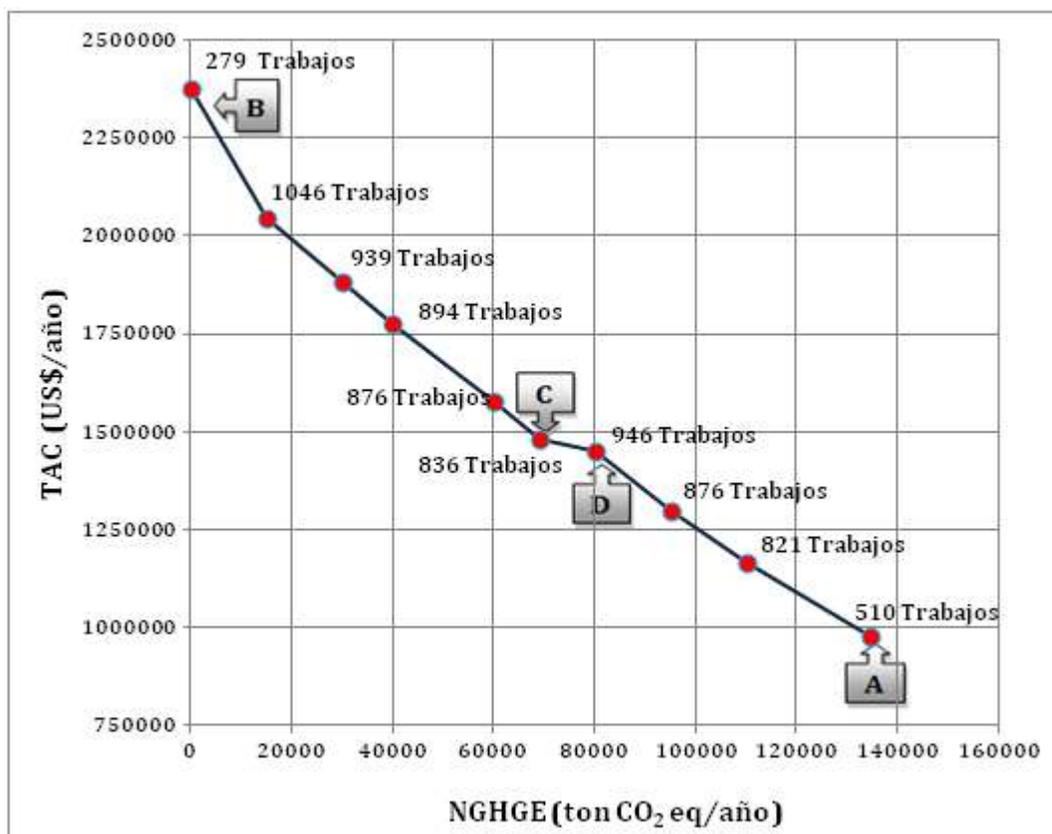


Figura 5.3 Curva Pareto para el ejemplo

### Escenario A

La Figura 5.4 indica la configuración óptima para la Solución A, en ésta representación hay tres intercambiadores de calor entre las plantas participantes, que permiten el intercambio de 4,637.5 kW entre las corrientes de proceso calientes de la planta uno y las corrientes de proceso frías de la planta dos. Además, se tiene un enfriador para la HPS2 de la planta dos con 1,312.5 kW; dos calentadores, uno para la CPS1 y otro para la CPS2, con 4,080 kW y 1,600 kW, respectivamente. Asimismo, hay dos corrientes de proceso que requieren refrigeración y transfieren 4,806.25 kW al ARC. También hay una unidad de transferencia de calor ORC1 que envía 1,710 kW para operar un ciclo Rankine orgánico.

Para el Escenario A, el ARC tiene una unidad de absorción con una carga térmica 6,270.371 kW, un condensador que cuenta con 5,402.534 kW; la energía consumida por la bomba es de 0.584 kW, un intercambiador de la solución con 624.469 kW y finalmente, un generador que contiene una carga de calor de

6,866.071 kW que son transferidos por el SRC. El ORC produce 255.987 kW de energía eléctrica, las cargas térmicas para el regenerador y la bomba son de 10.495 kW y 12.799 kW, respectivamente; aquí se requiere agua de enfriamiento por 1,466.812 kW. El SRC genera 8,094.24 kW de electricidad a causa del calor enviado a la caldera procedente de las fuentes de energía (20,235.99 kW); la potencia de bombeo requerida es de 404.712 kW y la carga de calor total en el condensador es de 12,546.071 kW, para este escenario A (solución óptima económica) no es requerido el colector solar. La **Figura 5.6** revela que el carbón es el principal combustible usado y para los meses de Enero y Julio es requerido cerca del 33% de gas natural de la carga de calor total; la fuente de energía genera 134,460 toneladas de CO<sub>2eq</sub>/año generando US\$33,987.70/año de incentivos fiscales. Las plantas de potencia producen 8,350.227 kW, que es suficiente para abastecer la demanda de energía de ambas plantas (3,550 kW) y vender 4,800.227 kW generando US\$2,304,108.78/año de ingresos. La **Tabla 5.6** resume los costos asociados para la solución del Escenario A.

### Escenario C

Para el Escenario C (**Figura 5.5**), hay cinco unidades de transferencia de calor entre las corrientes de proceso, dos en serie para la HPS1 de la planta uno con 1,085 kW y 1,627.5 kW, en la planta dos hay tres intercambiadores de calor, dos para la HPS1 que suman 2,100 kW y uno más para la HPS2 con 910 kW de carga térmica. También hay dos enfriadores, uno para la HPS2 de la planta uno con 562.5 kW y otro para la HPS2 de la planta dos que contiene 2,940 kW. Asimismo, hay dos calentadores para la CPS1 y la CPS2 de la planta particular dos con 2,995 kW y 1,600 kW, respectivamente. Además, hay dos unidades de transferencia de calor ARC2 en la planta particular uno con 968.75 kW y 562.5 kW y un intercambiador de calor ORC1 para la HPS1 de 1,710 kW.

En esta representación de la **Figura 5.5**, el SRC produce 4,375.806 kW de electricidad, que es alimentado por un colector solar con un área de 3,266.747 m<sup>2</sup>, con contribución de combustibles fósiles y biocombustibles. La **Figura 5.6** presenta al carbón como fuente principal (aproximadamente 90% de energía

externa total). La potencia de bombeo es de 208.79 kW, además para rechazar el calor del condensador son requeridos tres intercambiadores de calor para transferir 6,782.5 kW, donde 4,595 kW corresponde a los calentadores de las corrientes de proceso frías y 2,187.5 kW son enviados al ARC. En este sentido, el generador consume 2,187.5 kW, el condensador y la unidad de absorción expulsan 1,721.223 kW y 1,997.713 kW, respectivamente; un intercambiador de la solución con 198.953 kW, una bomba que consume 0.186 kW y finalmente, para la zona del evaporador del ARC allí son requeridos dos intercambiadores de calor que reciben 1,531.25 kW obtenidos de las corrientes de proceso calientes de la planta uno. Por otra parte, el ORC produce 255.987 kW de energía eléctrica y tiene un regenerador con.495 kW, una potencia de bombeo de 12.799 kW y por último, la utilidad de enfriamiento es de 1,466.812 kW.

Las plantas de potencia producen 4,631.793 kW, adecuado para la demanda de energía en el EIP y para lograr ingresos (1,081.793 kW) de US\$519,260.85/año; Sin embargo, esta configuración genera menos electricidad que la configuración del Escenario A. Además, la energía eléctrica producida en el SRC origina US\$36,828.18 de incentivos fiscales. Además, el Escenario C rinde un *TAC* neto de US\$1,480,025.46/año, que es 49% más grande que el Escenario A. La **Tabla 5.6** describe todos los costos para el Escenario C.

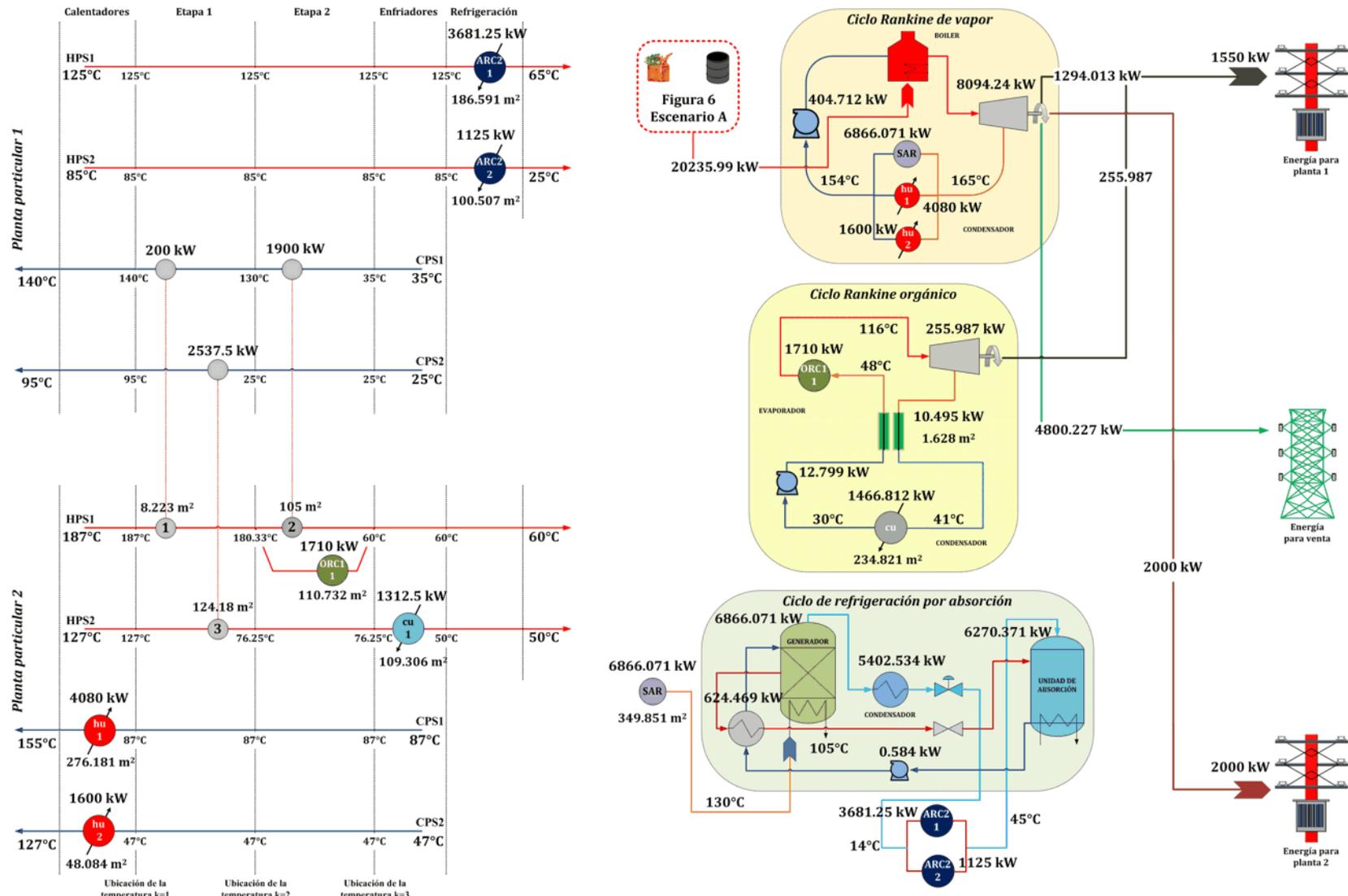


Figura 5.4 Configuración óptima para el mínimo TAC (Escenario A)

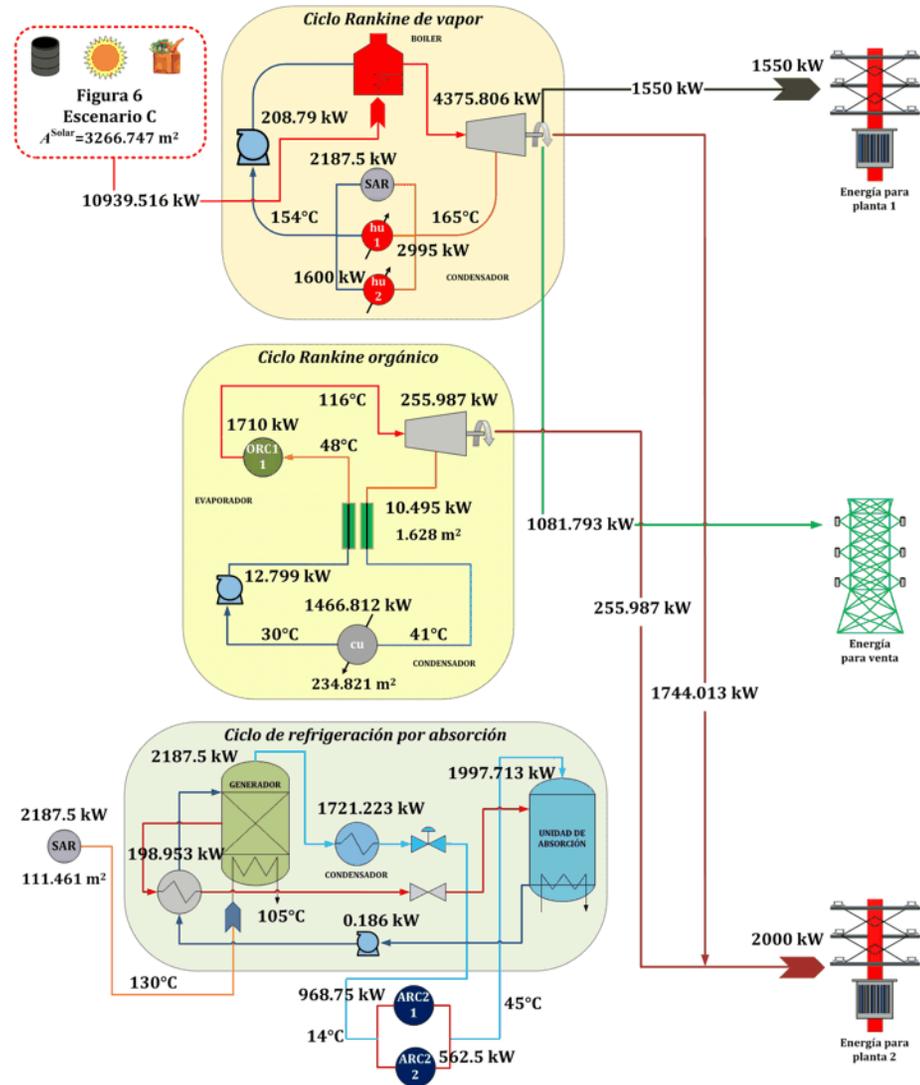
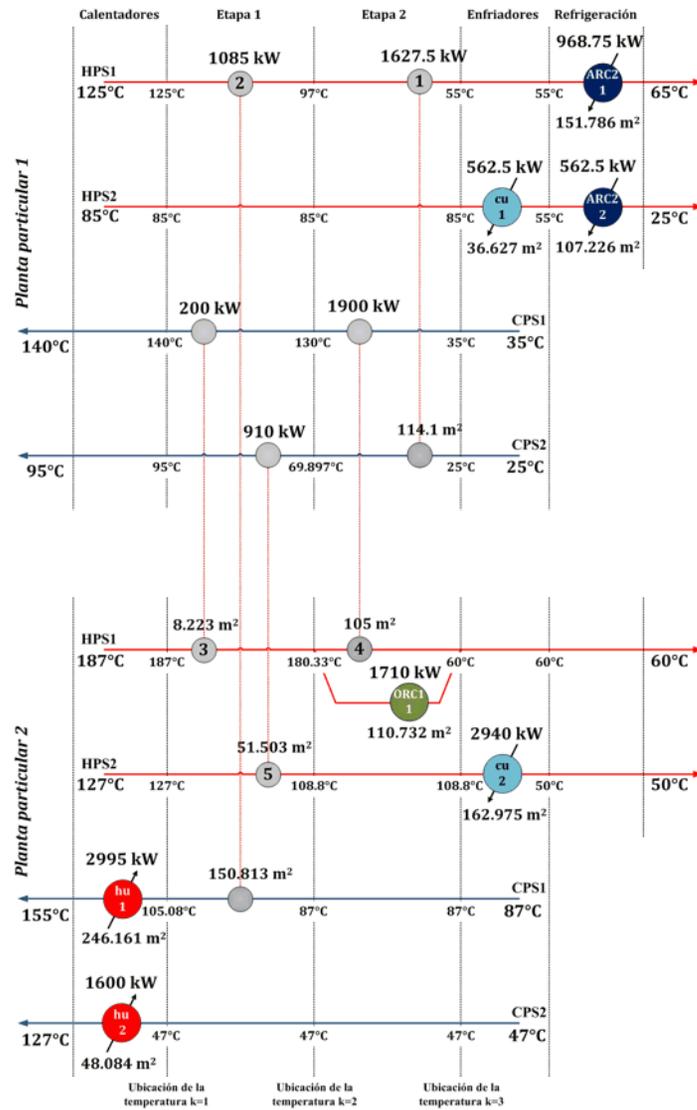


Figura 5.5 Solución para el Escenario C

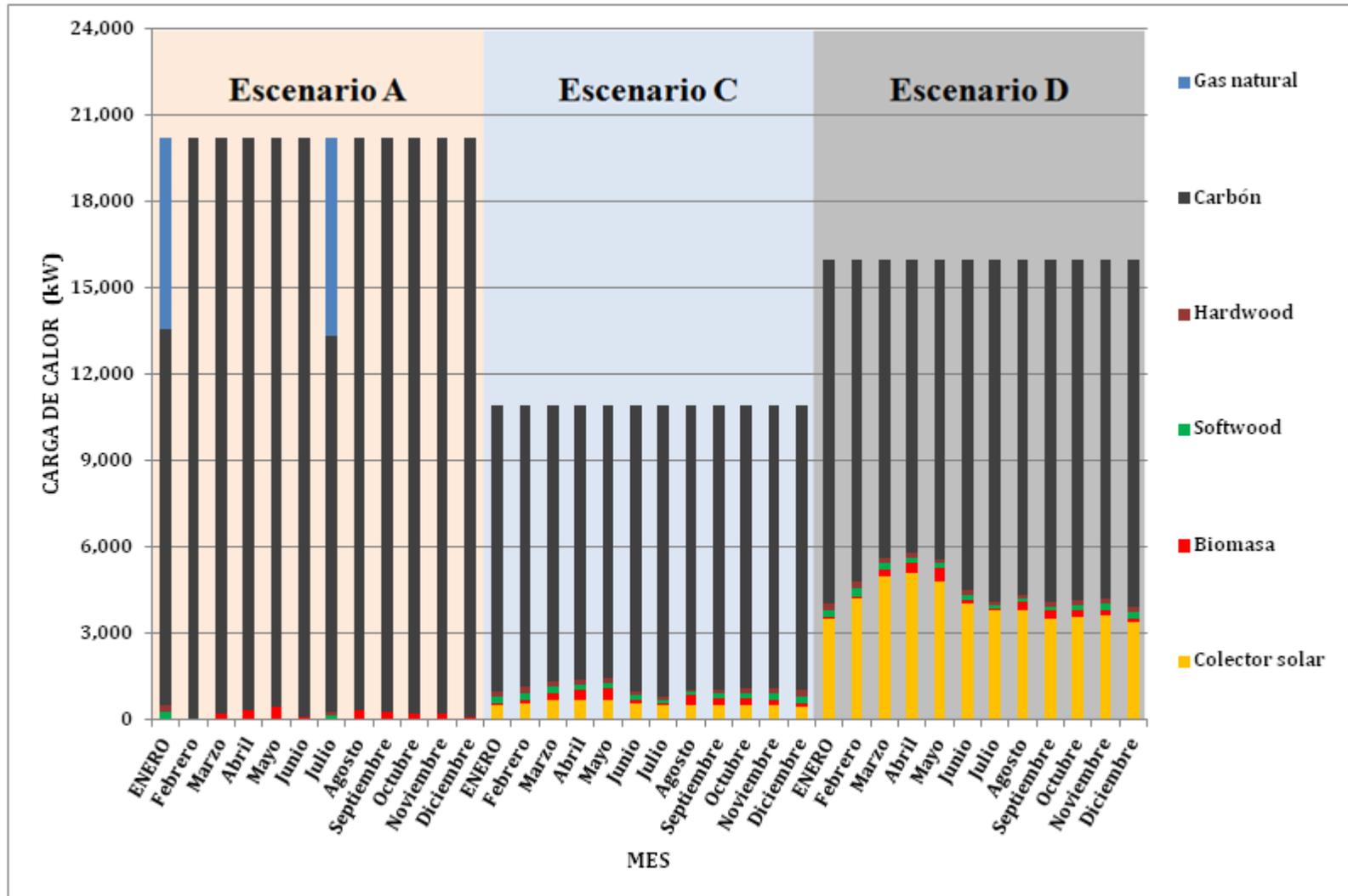


Figura 5.6 Fuentes de energía externa requerida para cada mes de los escenarios

## Escenario D

La **Figura 5.7** presenta el diseño óptimo para el Escenario D, que usa una combinación de combustibles fósiles, biocombustibles y colector solar (ver **Figura 5.6** para identificar la energía externa utilizada en cada mes) para suministrar la energía requerida en el SRC y producir 6,394.24 kW de electricidad. El área del colector solar requerido es de 23,166.718 m<sup>2</sup> y la energía proporcionada a la caldera es de 15,985.599 kW. La energía residual disponible en el condensador es tomada para calentar a las corrientes de proceso frías de ambas plantas (2,995 kW y 1,600 kW de calentamiento) y para operar al ARC (5,316.071 kW). Es importante notar que la energía disponible en el condensador para el Escenario D es más grande que la energía disponible en el condensador para el Escenario C. También es necesaria una potencia de bombeo de 319.712 kW.

En la HEN hay dos calentadores en la planta dos, uno para la CPS1 (2995 kW) y el otro para la CPS2 (1600 kW); también hay cuatro unidades de transferencia de calor entre plantas, estos suman una carga de calor total de 5,722.5 kW, un enfriador (1,312.5 kW) para la HPS2, un intercambiador de calor ORC1 (1,710 kW) y dos intercambiadores de calor ARC2, uno para HPS1 y el otro para la HPS2 con 2,596.25 kW y 1,125 kW, respectivamente.

Para el caso del ORC se produce 255.987 kW de energía eléctrica; el regenerador presenta 10.495 kW, la bomba consume 12.799 kW de potencia, el agua de enfriamiento tiene 1,466.812 kW de calor remanente que son suministrados por la unidad de transferencia de calor ORC1 (1,710 kW) de la HPS1 de la planta dos. Por otra parte, en el ARC, el generador es abastecido por un intercambiador de calor SAR (5,316.071 kW); el condensador rechaza 4,182.924 kW y la unidad de absorción expulsa 4,854.849 kW; la potencia de bombeo es de 0.452 kW, el intercambiador de la solución consume una potencia de 483.497 kW, mientras que la zona del evaporador recibe 3,721.25 kW proporcionado por el intercambiador ARC2 de la HPS de la planta uno.

La energía producida por el SRC es de 6,650.227 kW, en donde parte de esta energía se vende (3,100.227 kW) y produciendo US\$1,488,108.78 de ganancia; nótese que este es 35% más bajo que el Escenario A y 65% más alto

que el Escenario C. La **Figure 5.6** muestra que las principales fuentes de energía externa para la solución del Escenario D son el carbón y la energía solar, 63% y 21% de carga de calor total suministrado al SRC, respectivamente; además de que esta fuente energía externa rinde US\$157,954.49/año de incentivos fiscales y, por tanto, se obtiene un *TAC* neto de US\$1,447,901.09/año.

### Escenario B

La **Figura 5.8** presenta la configuración para el Escenario B, donde el SRC produce 3,550 kW de electricidad utilizando un colector solar de 60,683.76 m<sup>2</sup> y la energía remanente del ciclo de potencia es utilizado como servicio de calentamiento, además hay un intercambiador de calor SAR para transferir 993.137 kW al ARC; la demanda de energía en la bomba es de 177.5 kW.

En el ARC hay un intercambiador de calor (1,194.36 kW) de la HPS1 de la planta dos y el generador (esta carga de calor no es suficiente para operar totalmente al ARC y para satisfacer los requerimientos de enfriamiento, por tanto, el generador es también alimentado por una unidad SAR con 993.137 kW). Además, el condensador tiene una carga de 1,721.223 kW, la unidad de absorción con 1,997.712 kW, el intercambiador de la solución tiene 198.953 kW y la potencia requerida en la bomba es de 0.186 kW. Además, hay dos unidades de intercambio de calor ARC2, uno para la HPS1 con 968.75 kW y el otro con una carga de calor de 562.5 kW para la HPS2, ambas en la planta uno.

La HEN contiene siete unidades de transferencia de calor, donde los intercambiadores de calor 3, 4, 5 y 6 son unidades entre plantas. Dos enfriadores son requeridos en la configuración, uno para la HPS2 de la planta uno (562.5 kW) y uno para la HPS2 de la planta dos (3,370 kW), además de dos calentadores para las corrientes de proceso frías de la planta dos (3,389.36 kW para CPS1 y 1,120 kW para CPS2) y dos intercambiadores de calor ARC2 para las corrientes de proceso calientes de la planta uno (968.75 kW para HPS1 y 562.5 kW para HPS2), y una unidad ARC1 con 1,194.36 kW de calor.

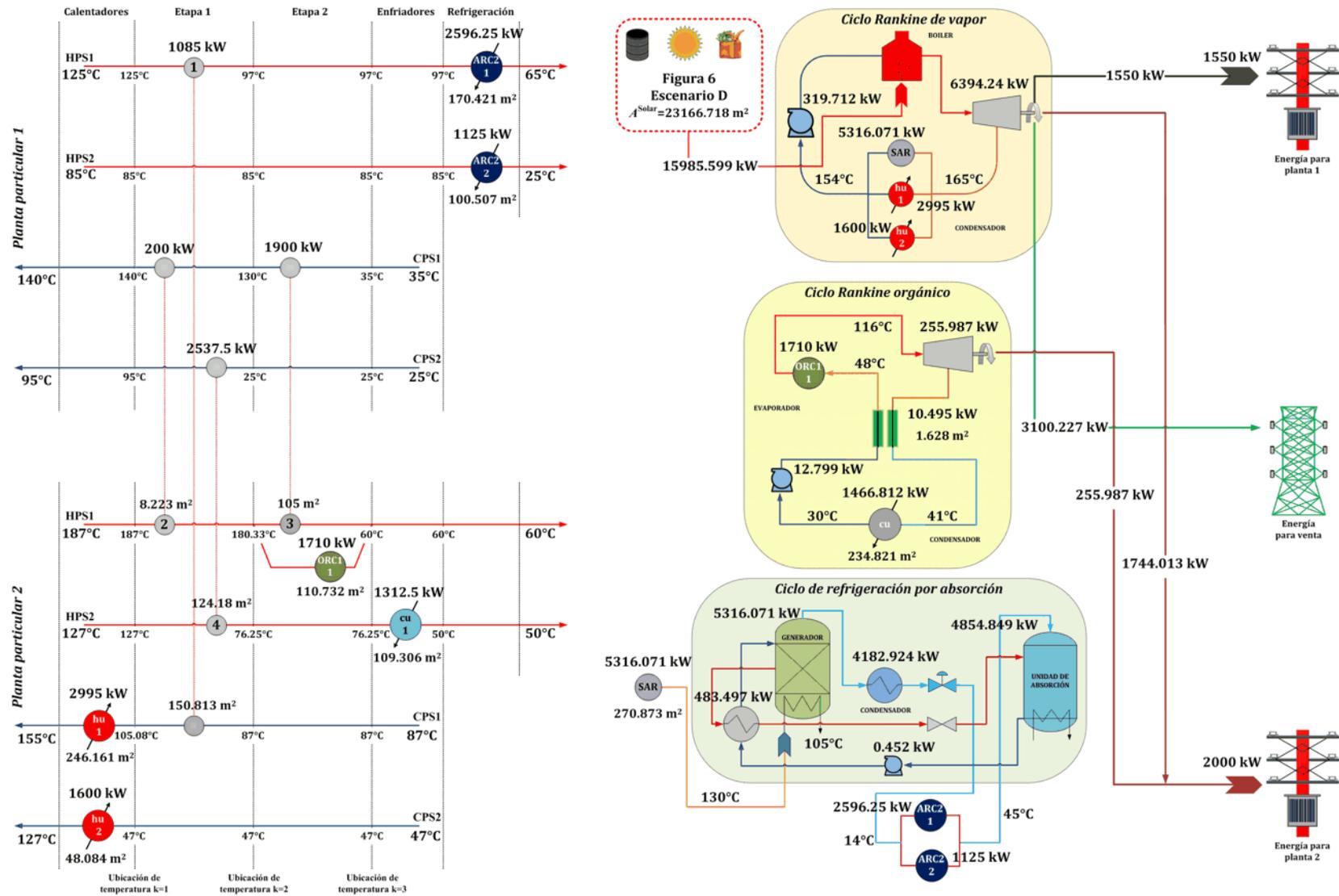


Figura 5.7 Configuración óptima para el Escenario D

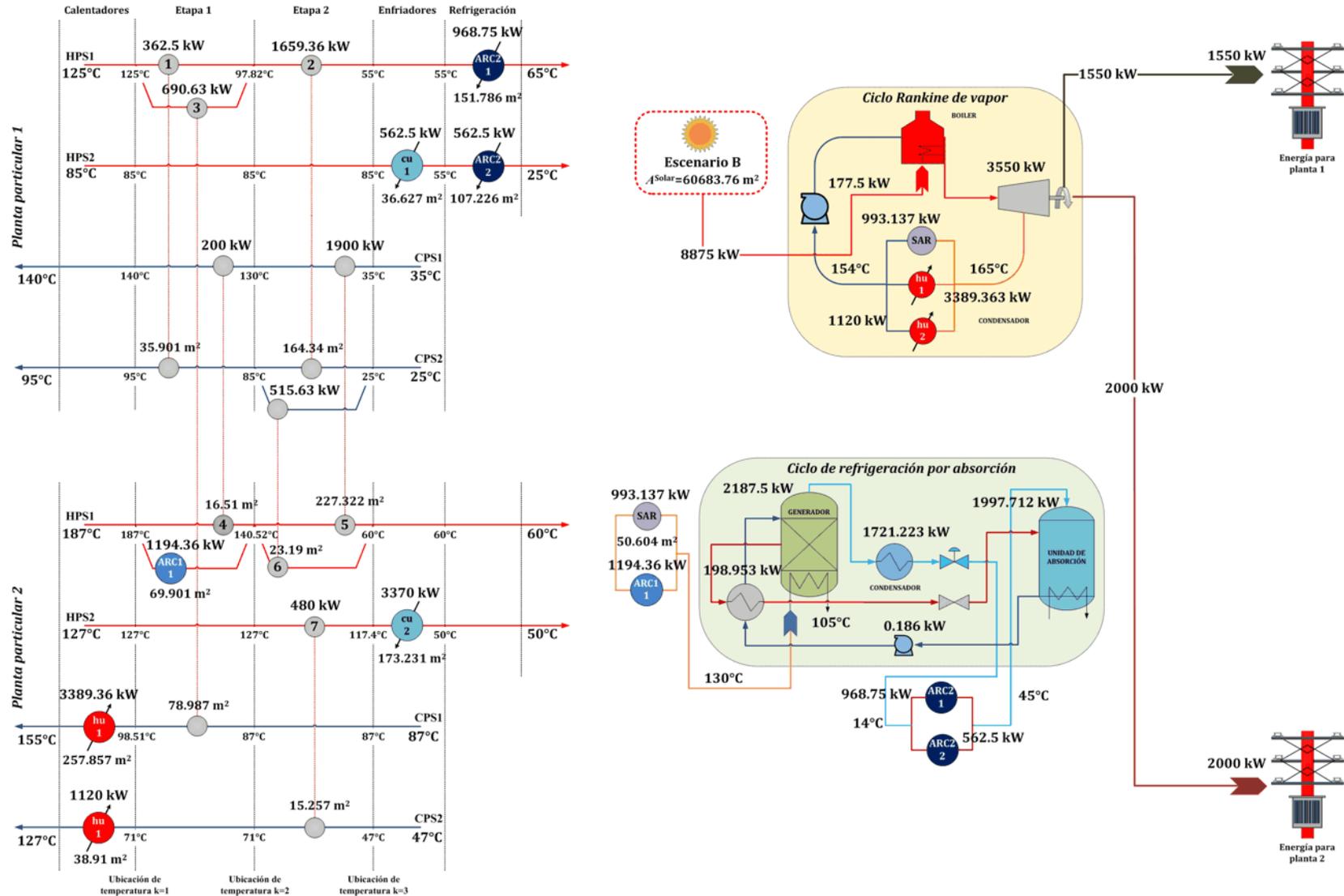


Figura 5.8 Configuración óptima para el mínimo NGHGE

Para esta solución no es requerido el ciclo Rankine orgánico. Sólo es requerido un colector solar para alimentar al SRC. Este escenario produce 279 trabajos y cero GHGE (mínimo *NGHGE*), US\$309,769.19 de incentivos fiscales, que la cantidad más grande con respecto a los Escenarios A, C y D; y el *TAC* es de US\$2,378,333.80/año, más alto que los escenarios previos. La **Tabla 5.6** presenta los costos para Escenarios A, B, C y D.

### **Comparación entre los diferentes escenarios del Ejemplo**

Para mostrar las ventajas de la metodología propuesta, el siguiente análisis es presentado. La **Tabla 5.6** proporciona los costos de capital y de operación de las diferentes configuraciones, nótese que el ORC contiene los mismos valores para los Escenarios A, C y D. La energía vendida proviene del SRC y el mayor número de incentivos fiscales es por el uso del colector solar. Además, para Escenario C, el colector solar requiere un área de 3,266.747 m<sup>2</sup> y para solución D un área de 23,166.718 m<sup>2</sup> (ver **Figuras 5.5** y **5.7**). También el uso del vapor de baja presión del condensador del SRC reduce significativamente el costo total anual.

El Escenario A tiene un total de costos de operación y de capital de US\$3,330,791.33/año, donde 45% representa los costos de operación y 55% para costos de capital; sin embargo, los ingresos obtenidos por la venta de la energía generada por las plantas de potencia es de US\$2,304,108.78/año, generando un *TAC* neto de US\$992,694.84/año. Este escenario corresponde al mínimo *TAC* obtenido; no obstante, el número de trabajos es relativamente pequeño y la cantidad de *NGHGE* es el más alto.

El Escenario B representa el mínimo para *NGHGE*; este tiene un costo total de US\$2,688,103/año, y rinde US\$309,769.19/año de incentivos fiscales pero no hay ingresos; por lo tanto, el *TAC* neto es de US\$2,378,333.80/año. Esta configuración representa el más bajo número de trabajos generados (231 trabajos menos que el Escenario A). Aunque este presenta el mínimo número de gases de efecto invernadero, el *TAC* neto es más grande que el Escenario A.

El Escenario C ofrece una mayor diversidad en el uso de fuentes de energía externa y por tal razón, un mayor número de trabajos generados (836 trabajos), la cantidad de GHGE (69,000 ton CO<sub>2</sub>eq/año) es más bajo que el Escenario A (134,460 ton CO<sub>2</sub>eq/año). El *TAC* es de US\$2,036,114.51/año, donde el 39% corresponde a los costos de operación. Los ahorros obtenidos son US\$519,260.85/año y los incentivos fiscales por US\$36,828.18/año, de esta manera, el Escenario C rinde un *TAC* neto de US\$1,480,025.46/año, que es más bajo que el Escenario B y más grande que el Escenario A. Por otra parte, el Escenario D proporciona un mayor número de trabajos generados (110 trabajos más que el Escenario C), pero 11,000 toneladas de CO<sub>2</sub>eq/año de GHGE más que la solución del Escenario C. Sin embargo, el *TAC* neto conseguido (US\$1,447,901.09/año) es 2% más bajo que la solución del Escenario C, que representa US\$1,480,025.46/año. En este contexto, ambas soluciones para Escenarios C y D proveen un *TAC* considerable (65% más grande que el Escenario A y 60% más bajo que el Escenario B).

**Tabla 5.6** Costos para los diferentes Escenarios

<b>Concepto</b>	<b>Escenario A</b>	<b>Escenario B</b>	<b>Escenario C</b>	<b>Escenario D</b>
<b>Costo de Operación (US\$/año)</b>				
Enfriamiento para HEN	13,381.20	40,092.62	35,708.68	13,381.20
Enfriamiento para ORC	14,954.44	-	14,954.44	14,954.44
Enfriamiento para SRC	-	-	-	-
Enfriamiento para ARC	55,079.91	17,548.21	17,548.21	42,645.74
Bombeo para SRC	259,015.66	113,600.00	140,025.80	204,615.66
Bombeo para ORC	8,191.58	-	8,191.58	8,191.58
Bombeo para ARC	373.51	119.00	119.00	289.19
Colector solar	-	932,940.00	59,884.86	424,684.16
Biocombustibles	18,169.25	-	43,472.15	43,472.15
Combustibles fósiles	1,135,239.76	-	481,246.59	558,564.68
Energía eléctrica externa	-	-	-	-
<b>Costo de Capital (US\$/año)</b>				
Intercambiadores de calor para HEN	18,068.22	41,346.16	32,436.30	27,975.21
Enfriadores	8,022.87	14,763.96	14,343.05	8,022.87
Colector solar	-	569,117.26	30,640.12	217,289.91
<i>Ciclo Rankine de Vapor</i>				
Boiler	717,262.27	314,579.40	387,757.34	566,618.61
Turbina	736,495.34	525,304.89	572,336.76	668,638.33
Intercambiador de calor SO	-	-	-	-
Intercambiador de calor SAR	17,089.76	4,863.30	8,125.34	14,471.37
Intercambiador de calor hu	19,359.52	18,115.16	18,303.39	18,303.39

## Procesos de Trigeneración Integrados Térmicamente

Enfriador SRC	-	-	-	-
Bomba	32,579.31	14,288.75	17,612.62	25,736.81
<i>Ciclo Rankine Orgánico</i>				
Intercambiador de calor ORC1	8,090.76	-	8,090.76	8,090.76
Turbina	52,731.42	-	52,731.42	52,731.42
Regenerador	520.87	-	520.87	520.87
Intercambiador de calor ORC1	-	-	-	-
Enfriador ORC	13,188.36	-	13,188.36	13,188.36
Bomba	3,512.19	-	3,512.19	3,512.19
<i>Ciclo de Refrigeración por Absorción</i>				
Intercambiador de calor ARC1	-	5,999.66	-	-
Generador	5,452.09	1,737.01	1,737.01	4,221.29
Condensador	22,993.93	7,325.76	7,325.76	17,803.10
Unidad de absorción	150,488.90	47,945.10	47,945.10	116,516.37
Intercambiador de calor ARC2	18,954.68	17,854.78	17,854.78	18,304.82
Bomba	46.98	14.96	14.96	36.37
Intercambiador de la solución	1,528.43	486.95	486.95	1,183.39
<b>Energía vendida (US\$/año)</b>				
Ciclo Rankine de Vapor	2,304,108.78	-	519,260.85	1,488,108.78
Ciclo Rankine Orgánico	-	-	-	-
<b>Incentivos fiscales (US\$/año)</b>				
Colector solar	-	309,769.19	19,883.90	141,010.21
Biocombustibles	8,160.37	-	16,944.28	16,944.28
Combustibles fósiles	25,827.33	-	-	-
<i>NJOBS</i> (Trabajos/año)	510	279	836	946
<i>NGHGE</i> (ton CO <sub>2</sub> eq/año)	134,460	0	69,000	80,000
Costo de operación total (US\$/año)	1,504,405.34	1,104,299.84	801,151.35	1,310,798.83
Costo de capital total (US\$/año)	1,826,385.99	1,583,803.16	1,234,963.16	1,783,165.54
Ingresos (US\$/año)	2,304,108.78	-	519,260.85	1,488,108.78
Total de incentivos fiscales (US\$/año)	33,987.71	309,769.19	36,828.18	157,954.50
<b>TAC (US\$/año)</b>	<b>992,694.84</b>	<b>2,378,333.80</b>	<b>1,480,025.46</b>	<b>1,447,901.09</b>

Finalmente, la **Tabla 5.7** muestra las medidas para el ejemplo presentado, así también como el tiempo de CPU consumido en una computadora con un procesador i5-2430M de 2.4 GHz y 4 GB de RAM.

**Tabla 5.7** Características del ejemplo de trigeneración

Concepto	Ejemplo
Restricciones	424
Variables continuas	429
Variables binarias	73
Tiempo de CPU (s)	95

## Capítulo 6. Conclusiones

Procedimientos basados en Programación Entera Mixta No Lineal son propuestos para la optimización simultánea de los procesos que implican recuperación de calor y/o generación de energía eléctrica. Los modelos propuestos optimizan simultáneamente los parámetros de operación y de configuración de los sistemas integrados considerando los costos de operación y de capital, así también como los ahorros y/o ganancias obtenidas por la generación de energía eléctrica; minimizando de esta manera, el costo total anual neto de los procesos incorporados. En este sentido, las conclusiones obtenidas para los casos presentados fueron:

### *a) Para integración del ORC con procesos industriales*

En el primer capítulo se presentó un procedimiento para la optimización simultánea de procesos que involucran integración del calor residual y la generación de energía eléctrica basado en ORCs. Se presentaron dos ejemplos para ilustrar la aplicación del enfoque propuesto. Los resultados demostraron que cuando se optimiza simultáneamente este tipo de sistemas energéticos (proceso industrial y el ORC), se logra un alto grado de integración de calor lo cual produce ahorros importantes. La eficacia del método propuesto fue ilustrada, mejorando la solución del caso de estudio del ejemplo 2 (previamente publicado y resuelto utilizando un enfoque secuencial). Además, las soluciones de los ejemplos demostraron que cuando las redes de intercambiadores de calor (considerándose un sistema independiente) son integrados energéticamente, siempre se consigue un mayor *TAC*.

### *b) Para enfoque holístico de EIP integrados con ORCs*

Para el segundo problema abordado, en donde se propuso un modelo de programación matemática para la integración óptima del calor entre una comunidad de plantas industriales con ORCs. El modelo propuesto consideró la posibilidad de integración del calor entre y en cada planta participante, y la posibilidad de recuperar el calor residual a través de ORC en cada planta o por

medio de un ORC compartido. Los resultados demostraron que hay mejoras significativas con respecto a otras metodologías; primeramente, con respecto a la integración energética tradicional, donde la planta industrial no considera la posible integración de los ORCs; y después, para cuando la planta involucra un ORC pero sin considerar la integración entre las plantas. Estas mejoras son obtenidas debido a que existe una mayor integración del calor entre las plantas participantes y el apropiado reúso del calor residual a través de los ORCs, lo que permite la reducción de servicios externos así como los requerimientos de electricidad externa; y simultáneamente, la posibilidad de vender el exceso de electricidad producido por los ORCs.

c) *Para procesos de trigeneración integrados térmicamente*

Para procesos de trigeneración se presentó un modelo de programación matemática para la integración óptima del calor dentro de un parque eco-industrial a través de sistemas de servicios externos, el cual consideró los ciclos de refrigeración por absorción, Rankine de vapor y Rankine orgánico. El modelo propuesto consideró simultáneamente los costos asociados del sistema, así también, como la venta del exceso de electricidad producido en las plantas de potencia y los incentivos fiscales por reducción de GHGE. Además, la integración térmica entre plantas y dentro de cada planta. Asimismo, consideró simultáneamente la minimización de las emisiones de gases de efecto invernadero y del costo total anual, y la maximización del número de trabajos que pueden ser creados por el uso de diferentes tipos de fuentes de energía alternativas. El caso de estudio presentado demostró que el uso de este enfoque para la síntesis energética en parques eco-industriales permite reducir el uso de servicios externos de calentamiento, enfriamiento y de bombeo; y al mismo tiempo, la producción de energía eléctrica a través de plantas de potencia que satisfacen la demanda de electricidad en las plantas participantes, la posibilidad de vender el exceso de energía eléctrica; y que el uso de energías limpias, reduce significativamente las GHGE promoviendo la sustentabilidad del proyecto

Las conclusiones previamente mencionadas demuestran que se puede obtener importantes ahorros cuando se optimiza simultáneamente los procesos industriales con ciclos Rankine orgánico y/o ciclos de refrigeración por absorción, debido a que existe un alto grado de integración energética. Las formulaciones MINLP presentadas son generales y pueden ser fácilmente resueltas en un corto tiempo de CPU. Además, de que pueden ser aplicadas a cualquier caso de estudio con los datos correspondientes.

---

## Literatura citada

- [1] T. Gundersen, L. Naess, *The synthesis of cost optimal heat exchanger networks an industrial review of the state of the art*, *Computers and Chemical Engineering* 12 (6) (1988) 503-530.
- [2] J. Jezowski, *Heat exchanger network grassroots and retrofit design. The review of the state-of-the-art: Part I. Heat exchanger network targeting and insight based methods of synthesis*, *Hungarian Journal of Industrial Chemistry* 22 (4) (1994) 279-294.
- [3] J. Jezowski, *Heat exchanger network grassroots and retrofit design. The review of the state-of-the-art: Part II. Heat exchanger network synthesis by mathematical-methods and approaches for retrofit design*, *Hungarian Journal of Industrial Chemistry* 22 (4) (1994) 295-308.
- [4] K.C. Furman, N.V. Sahinidis, *A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century*, *Industrial and Engineering Chemistry Research* 41 (10) (2002) 2335-2370.
- [5] B. Linnhoff, E. Hindmarsh, *The pinch design method for heat exchanger networks*, *Chemical Engineering Science* 38 (5) (1983) 745-763.
- [6] B. Linnhoff, S. Ahmad, *Cost optimum heat exchanger networks-1. Minimum energy and capital using simple models for capital cost*, *Computers and Chemical Engineering* 14 (7) (1990) 729-750.
- [7] S. Ahmad, B. Linnhoff, R. Smith, *Cost optimum heat exchanger networks-2. Targets and design for detailed capital cost models*, *Computers and Chemical Engineering* 14 (7) (1990) 751-767.
- [8] A.L.H. Costa, E.M. Queiroz, *An extension of the problem table algorithm for multiple utilities targeting*, *Energy Conversion and Management* 50 (4) (2009) 1124-1128.
- [9] M. Serna-González, A. Jiménez-Gutiérrez, J.M. Ponce-Ortega, *Targets for heat exchanger network synthesis with different heat transfer coefficients and non-*

- uniform exchanger specifications, Chemical Engineering Research and Design 85 (10) (2007) 1447-1457.*
- [10] *M. Serna-González, J.M. Ponce-Ortega, Total cost target for heat exchanger networks considering simultaneously pumping power and area effects, Applied Thermal Engineering 31 (11-12) (2011) 1964-1975.*
- [11] *J.M. Ponce-Ortega, M. Serna-González, A. Jiménez-Gutiérrez, Heat exchanger networks synthesis including detailed heat exchanger design using genetic algorithms, Industrial and Engineering Chemistry Research 46 (25) (2007) 8767-8780.*
- [12] *J.M. Ponce-Ortega, M. Serna-González, A. Jiménez-Gutiérrez, Synthesis of multipass heat exchanger networks using genetic algorithms, Computers and Chemical Engineering 32 (10) (2008) 2320-2332.*
- [13] *J.A. Cerda, W. Westerberg, D. Mason, B. Linnhoff, Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis a transportation problem, Chemical Engineering Science 38 (3) (1983) 373-387.*
- [14] *T.F. Yee, I.E. Grossmann, Simultaneous optimization models for heat integration-II. Heat exchanger network synthesis, Computers and Chemical Engineering 14 (10) (1990) 1165-1184.*
- [15] *J.M. Ponce-Ortega, A. Jiménez-Gutiérrez, I.E. Grossmann, Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams, Computers and Chemical Engineering 32 (8) (2008) 1918-1942.*
- [16] *L.A. López-Maldonado, J.M. Ponce-Ortega, J.G. Segovia-Hernández, Multiobjective synthesis of heat exchanger networks minimizing the total annual cost and the environmental impact, Applied Thermal Engineering 31 (6-7) (2011) 1099-1113.*
- [17] *O. Badr, P.W. O'Callaghan, S.D. Probert, Rankine-cycle systems for harnessing power from low-grade energy sources, Applied Energy 36 (1990) 263-292.*
- [18] *T.C. Hung, Waste heat recovery of organic Rankine cycle using dry fluids, Energy Conversion and Management 42 (5) (2001) 539-553.*

- 
- [19] M.H.D. Hettiarachchi, M. Golubovic, W.M. Worek, Y. Ikegami, *Optimum design criteria for an organic Rankine cycle using low-temperature geothermal heat sources*, *Energy* 32 (9) (2007) 1698-1706.
- [20] Y. Dai, J. Wang, L. Gao, *Parametric optimization and comparative study of organic Rankine cycle (ORC) for low grade waste heat recovery*, *Energy Conversion and Management* 50 (3) (2009) 576-582.
- [21] J.P. Roy, M.K. Mishra, A. Misra, *Parametric optimization and performance analysis of a waste heat recovery system using organic Rankine cycle*, *Energy* 35 (12) (2010) 5049-5062.
- [22] N.B. Desai, S. Bandyopadhyay, *Process integration of organic Rankine cycle*, *Energy* 34 (34) (2009) 1674-1686.
- [23] L.F. Lira-Barragán, J.M. Ponce-Ortega, M. Serna-González, M.M. El-Halwagi. *Synthesis of integrated absorption refrigeration systems involving economic and environmental objectives and quantifying social benefits*. *Applied Thermal Engineering* 52 (2) (2013) 402-419.
- [24] E.A. Tora, M.M. El-Halwagi. *Integration of solar energy into absorption refrigerators and industrial processes*. *Chemical Engineering and Technology* 33 (9) (2010) 1495-1505.
- [25] E. Lowe, S. Moran, D. Holmes, *A field book for the development of eco-industrial parks*. Report for the U.S. Environmental Protection Agency. Indigo Development International, Oakland (CA), 1995.
- [26] E.F. Romero, R. Maciel, H. Sandoval, A. Vázquez-Rodríguez, R. Paredes-Rubio. *Aplicación de la metodología Pinch para la integración térmica en la industria cementera*. Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa. (1997)
- [27] J.M. García, J.M. Ponce-Ortega, M. Serna-González. *Síntesis rigurosa de redes de intercambiadores de calor usando un método híbrido*. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 6 (2007) 89-100.
- [28] M. Serna-González, J.M. Ponce-Ortega, A. Jiménez. *Las caídas de presión en el diseño de redes de intercambiadores de calor*. *Diseño de equipos*. España (2004).

- 
- [29] B.T. Liu, K.H. Chien, C.C. Wang, *Effect of working fluids on organic Rankine cycle for waste heat recovery*, *Energy* 29 (8) (2004) 1207-1217.
- [30] U. Drescher, D. Brüggemann, *Fluid selection for the organic Rankine cycle (ORC) in biomass power and heat plants*, *Applied Thermal Engineering* 27 (1) (2007) 223-228.
- [31] B. Saleh, G. Koglbauer, M. Wendland, J. Fischer, *Working fluids for low-temperature organic Rankine cycles*, *Energy* 32 (7) (2007) 1210-1221.
- [32] B.F. Tchanche, G. Papadakis, G. Lambrinos, A. Frangoudakis. *Fluid selection for a low-temperature solar organic Rankine cycle*, *Applied Thermal Engineering* 29 (11-12) (2009) 2468-2476.
- [33] Z.Q. Wang, N.J. Zhou, J. Guo, X.Y. Wang. *Fluid selection and parametric optimization of organic Rankine cycle using low temperature waste heat*, *Energy*, 40 (2012)
- [34] M. Stijepovic, P. Linke, A. Papadopoulos, A. Grujic. *On the role of working fluid properties in organic Rankine Cycle performance*. *Applied Thermal Engineering* 36 (2012) 406-413.
- [35] J.P. Mago, R. Luck,. *Energetic and exergetic analysis of waste heat recovery from a microturbine using organic Rankine cycles*. *International Journal of Energy Research* (2012).
- [36] C. Walsh, P. Thornley. *The environmental impact and economic feasibility of introducing an Organic Rankine Cycle to recover low grade heat during the production of metallurgical coke*. *Journal of Cleaner Production* 30 (2012) 1-9.
- [37] H. Wang, R. Peterson, T. Herron. *Design study of configurations on system COP for a combined ORC (organic Rankine cycle) and VCC (vapor compression cycle)*. *Energy* 36 (2011) 4809-4820.
- [38] J. Zhang, W. Zhang, G. Hou, F. Fang. *Dynamic modeling and multivariable control of organic Rankine cycles in waste heat utilizing processes*. *Computers and Mathematics with Applications* 33 (2012) 1-14.

- [39] J.M. Ponce-Ortega, E.A. Tora, J.B. González-Campos, M.M. El-Halwagi. *Integration of renewable energy with industrial absorption refrigeration systems: Systematic design and operation with technical, economic, and environmental objectives. Industrial and Engineering Chemistry Research* 50 (16) (2011) 9667-9684.
- [40] P. Srihirin, S. Aphornratana, S. Chungpaibulpatana,. *A review of absorption refrigeration technologies. Renewable and Sustainable Energy Reviews* 5 (2001) 343-372.
- [41] E.A. Tora, M.M. El-Halwagi. *Integral conceptual design of solar-assisted trigeneration systems. Computers and Chemical Engineering* 35 (2011) 1807-1814.
- [42] A. Falahatkar, M.K. Assadi. *Analysis of solar lithium bromide-water absorption cooling system with heat pipe solar collector. Solar Thermal Applications, World Renewable Energy Congress 2011-Sweden.* 3889-3896.
- [43] G. Grossman, K.W. Childs *Computer simulation of a lithium bromide-water absorption heat pump for temperature boosting. ASHRAE Trans* 89 (Part 1b) (1983) 240-248.
- [44] M.O. McLinden, S.A. Klein, *Steady state modeling of absorption heat pumps with a comparison to experiments. ASHRAE Trans* 88 (Part 1) (1985) 811-823.
- [45] G.A. Florides, S.A. Kalogirou, S.A. Tassou, L.C. Wrobel. *Modelling, simulation and warming impact assessment of a domestic-size absorption solar cooling system. Applied Thermal Engineering* 22 (12) (2002) 1313-1325.
- [46] G.A. Florides, S.A. Kalogirou, S.A. Tassou, L.C. Wrobel. *Modelling and simulation of an absorption solar cooling system for cyprus. Solar Energy* 72 (1) (2002) 43-51.
- [47] F. Assilzadeh, S.A. Kalogirou, Y. Ali, K. Sopian. *Simulation and optimization of a LiBr solar absorption cooling system with evacuated tube collectors. Renewable Energy* 30 (8) (2005) 1143-1159.
- [48] L.M. Chavéz-Islas, C.L. Heard. *Design and analysis of an ammonia/water absorption refrigeration cycle by means of an equation-oriented method. Industrial and Engineering Chemistry Research* 48 (4) (2009) 1944-1956.

- [49] L.M. Chavéz-Islas, C.L. Heard. *Optimization of a simple ammonia-water absorption refrigeration cycle by application of mixed-integrer nonlinear prograaming. Industrial and Engineering Chemistry Research* 48 (4) (2009) 1957-1972.
- [50] M. Hamed, A. Fellah, A.B. Brahim. *Optimization of a solar driven absorption refrigerator. Applied Energy* 92 (6) (2012) 714-724.
- [51] D. Spriggs, E. Lowe, J. Watz, M.M. El-Halwagi, E.M. Lovelady, *Design and development of eco-industrial parks. AIChE Spring Annual Meeting, New Orleans, LA, 2004.*
- [52] I.M.L. Chew, R. Tan, D.K.S. Ng, D.C.Y. Foo, T. Majози, J. Gouws, *Synthesis of direct and indirect interplant water network, Industrial and Engineering Chemistry Research* 47 (23) (2008) 9485-9496.
- [53] I.M.L. Chew, R.R. Tan, D.C.Y. Foo, A.S.F. Chiu, *Game theory approach to the analysis of inter-plant water integration in an eco-industrial park, Journal of Cleaner Production* 17 (18) (2009) 1611-1619.
- [54] E.M. Lovelady, M.M. El-Halwagi, *Design and integration of eco-industrial parks for managing water resources, Environmental Progress and Sustainable Energy* 28 (2) (2009) 265-272.
- [55] K.B. Aviso, R.R. Tan, A.B. Culaba, J.B. Cruz Jr., *Bi-level fuzzy optimization approach for water exchange in eco-industrial parks, Process Safety and Environmental Protection* 88 (1) (2010) 31-40.
- [56] S.R. Lim, J.M. Park, *Interfactory and intrafactory water network system to remodel a conventional industrial park to a green eco-industrial park, Industrial and Engineering Chemistry Research* 49 (2010) 1351-1358.
- [57] E. Rubio-Castro, J.M. Ponce-Ortega, M. Serna-González, M.M. El-Halwagi, *Optimal reconfiguration of multi-plant water networks into an eco-industrial park, Computers and Chemical Engineering* 44 (2012) 58-83.
- [58] M.S. Taskhiri, R.R. Tan, A.S.F. Chiu, *Emergy-based fuzzy optimization approach for water reuse in an eco industrial park. Resources, Conservation and Recycling* 55 (7) (2011) 730-737.

- 
- [59] V.R. Dhole, B. Linnhoff, *Total site targets for fuel co-generation, emissions, and cooling*, *Computers and Chemical Engineering* 17 (1) (1993) S101-S109.
- [60] M. Bagajewicz, H. Roderer, *Energy savings in the total site heat integration across many plants*, *Computers and Chemical Engineering* 24 (2-7) (2000) 1237-1242.
- [61] M. Bagajewicz, H. Roderer, *On the use of heat belts for energy integration across many plants in the total site*, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 79 (4) (2001) 633-642.
- [62] M. Bagajewicz, H. Roderer, *Multiple plant heat integration in a total site*, *American Institute Chemical Engineers Journal* 48 (10) (2002) 2255-2270.
- [63] S. Bandyopadhyay, J. Varghese, V. Bansal, *Targeting for cogeneration potential through total site integration*, *Applied Thermal Engineering* 30 (1) (2010) 6-14.
- [64] U.V. Shenoy, *Targeting and design of energy allocation networks for carbon emission reduction*, *Chemical Engineering Science* 65 (23) (2010) 6155-6168.
- [65] V. Agrawal, U.V. Shenoy, *Unified conceptual approach to targeting and design of water and hydrogen networks*, *American Institute Chemical Engineers Journal* 52 (3) (2006) 1071-1082.
- [66] M.Z. Stijepovic, P. Linke, *Optimal waste heat recovery and reuse in industrial zones*, *Energy* 36 (7) (2011) 4019-4031.
- [67] T. Maes, G. Van Eetvelde, E. De Ras, C. Block, A. Pisman, B. Verhofstede, F. Vandendriessche, L. Vandeveldel, *Energy management on industrial parks in Flanders*, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15 (4) (2011) 1988-2005.
- [68] V.Z. Stijepovic, P. Linke, M.Z. Stijepovic, M.L. Kijevcanin, S. Serbanovic, *Targeting and design of industrial zone waste heat reuse for combined heat and power generation*, *Energy* 47 (1) (2012) 302-313.
- [69] A.K. Kralj, *A simple graphical utilities targeting method for heat integration between processes*, *Industrial and Engineering Chemistry Research* 51 (43) (2012) 14171-14177.

- 
- [70] R. Raman, I. E. Grossmann, *Modelling and computational techniques for logic based integer programming*, *Computers and Chemical Engineering*, 18 (7) (1994) 563-578.
- [71] J.J.J. Chen, *Comments on improvement on a replacement for the logarithmic mean*, *Chemical Engineering Science* 42 (10) (1987) 2488-2489.
- [72] A. Brooke, D. Kendrick, A. Meeraus, R. Raman, *GAMS-language Guide*, GAMS Development Corporation, Washington, D.C, 2006.
- [73] K.A Hossain, F. Khan, K. Hawboldt, *Sus Design-An approach for a sustainable process system design and its application to a thermal power plant*, *Applied Thermal Engineering*, 30 (14-15) (2010) 1896-1913.
- [74] O. Balli, H. Aras, A. Hepbasli, *Thermodynamic and thermo-economic analyses of a trigeneration (TRIGEN) system with a gas-diesel engine: Part I-Methodology*, *Energy Conversion and Management*, 51 (11) (2010) 2252-59.
- [75] G. Chicco, P. Mancarella, *From cogeneration to trigeneration: Profitable alternatives in a competitive market*, *IEEE Transactions on Energy Conversion*, 21 (1) (2006) 265-72.
- [76] M.M. Stojiljkovic, M.M. Stojiljkovic, B.D. Blagojevic, *Mathematical modeling and optimization of trigeneration systems with reciprocating engines*, *Thermal Science*, 14 (2) (2010) 541-53.
- [77] P. Chouinard-Dussault, L. Bradt, J.M. Ponce-Ortega, M.M. El-Halwagi, *Incorporation of process integration into life cycle analysis for the production of biofuels*, *Clean Technologies and Environmental Policy*, 13 (5) (2011) 673-85.
- [78] *GREET Version 2.7*, Copyright 2007 UChicago Argonne, LLC. 2007.
- [79] R.E. Miller, P.D. Blair, *Input-Output Analysis: Foundations and Extensions*. Cambridge, UK:Cambridge University Press, 2009.

## Nomenclatura

### Letras griegas

$\beta$	Exponente para área de las unidades de transferencia de calor
$\delta$	Número pequeño
$\eta$	Eficiencia

### Parámetros

Avail	Máxima disponibilidad
C	Costo operacional unitario
$C_b^{\text{Biofuel}}$	Costo operacional unitario para biocombustibles b
$C^{\text{elect-s}}$	Precio unitario de la venta de energía
$C^{\text{elect-b}}$	Precio unitario de la compra de energía
$C_f^{\text{Fossil}}$	Costo operacional unitario para combustibles fósiles f
$C^{\text{Solar}}$	Costo operacional unitario para la energía solar
CF	Costo fijo para unidades de transferencia de calor
COP	Coficiente de rendimiento
CV	Costo variable para las unidades de transferencia de calor
$dT^{\text{hot}}$	Diferencia de temperatura para lado caliente
$dT^{\text{cold}}$	Diferencia de temperatura para lado frío
$D_\theta$	Factor de conversión (día-mes)
$DE_p$	Demanda de energía en la planta p
$FCp_i$	Capacidad calorífica horaria para corrientes de proceso calientes i
$FCp_j$	Capacidad calorífica horaria para corrientes de proceso frías j
h	Coficiente de transferencia de calor
Heating <sup>Power</sup>	Potencia de calefacción
$H_y$	Tiempo de operación anual
$k_F$	Factor usado para anualizar los costos de capital
$Q^{\text{HEN-max}}$	Límite superior para carga de calor de las corrientes de proceso
$Q^{\text{SRC-max}}$	Límite superior para carga de calor del ciclo Rankine de vapor
$Q^{\text{ORC-max}}$	Límite superior para carga de calor del ciclo Rankine orgánico
$Q^{\text{Useful\_Solar}}$	Radiación solar útil en la localización específica
R	Incentivos fiscales para la reducción GHGE

---

$T^{\text{turb}}$	<i>Temperatura de salida del fluido orgánico en la turbina del ORC</i>
TIN	<i>Temperatura de entrada</i>
TOUT	<i>Temperatura de salida</i>
$\Delta T^{\text{max}}$	<i>Límite superior para diferencia de temperatura</i>
$\Delta T^{\text{min}}$	<i>Diferencia de temperatura mínima</i>

**Superíndices**

abs	<i>Absorbedor</i>
ARC	<i>Ciclo de Refrigeración por Absorción</i>
ARC1	<i>Intercambiador de calor de las corrientes de proceso calientes al generador del ARC</i>
ARC2	<i>Intercambiador de calor de las corrientes calientes al evaporador del ARC</i>
cu	<i>Agua de enfriamiento</i>
cond	<i>Condensador</i>
exch	<i>Intercambiador de la solución</i>
gen	<i>Generador</i>
GHGE	<i>Emisiones de Gases de efecto invernadero</i>
hu	<i>Utilidad de calentamiento</i>
ORC	<i>Ciclo Rankine orgánico</i>
ORC1	<i>Intercambiador de calor de las corrientes de proceso calientes al ORC</i>
ORC2	<i>Intercambiador de calor ORC transfiere energía a las corrientes de proceso frías</i>
SRC	<i>Ciclo Rankine de vapor</i>
reg	<i>Regenerador</i>
turb	<i>Turbina</i>

**Subíndices**

<i>b</i>	<i>Biocombustibles</i>
<i>f</i>	<i>Combustibles fósiles</i>
<i>i</i>	<i>Corriente de proceso caliente</i>
<i>j</i>	<i>Corriente de proceso fría</i>
<i>k</i>	<i>Índice para etapas (1,..., NOK) y temperaturas de localización (1,..., NOK +1)</i>
NOK	<i>Número total de etapas</i>
$\theta$	<i>Periodos de tiempo</i>

**Sets**

CPS	<i>{j j es una corriente de proceso fría}</i>
-----	-----------------------------------------------

HPS	$\{i i \text{ es una corriente de proceso caliente}\}$
P	$\{p p \text{ es una planta particular}\}$
ST	$\{k k \text{ es una etapa en la superestructura, } k = 1, \dots, NOK\}$
F	$\{f f \text{ es un combustible fósil}\}$
B	$\{b b \text{ es un biocombustible}\}$

**Variables**

$A^{\text{Solar}}$	Área del colector solar
$Capc$	Costo de capital
$dT^{\text{hot}}$	Diferencia de temperatura para lado caliente
$dT^{\text{cold}}$	Diferencia de temperatura para lado frío
$Capf$	Costo de capital fijo
$E^{\text{cons}}$	Energía consumida en la planta
$E^{\text{sale}}$	Energía vendida de las plantas de potencia
$E_p^{\text{ext}}$	Energía externa necesaria en la planta p
$E^{\text{pump}}$	Energía consumida por la bomba
$E^{\text{ORC}}$	Energía generada en el ORC
$E^{\text{SRC}}$	Energía generada en el SRC
NGHGE	Número total de emisiones de gases de efecto invernadero
NJOBS	Número de trabajos generados
Opec	Costo de operación
q	Carga de calor en las unidades de transferencia de calor de la HEN
Q	Carga de calor de los equipos en el ARC, ORC y SRC
$Q_t^{\text{Solar}}$	Carga de calor del colector solar en el periodo t
Sprc	Ingresos generados por la venta de electricidad
TAC	Costo total anual
Tcr	Ingresos por créditos fiscales obtenidos
$T_i^{\text{ARC}}$	Temperatura de salida para las corrientes calientes i del intercambiador ARC1
$T_{i,k}$	Temperatura de las corrientes de proceso calientes i en lado caliente de la etapa k
$T_{j,k}$	Temperatura de las corrientes de proceso frías j en lado caliente de la etapa k
Capv	Costo variable
z	Variable binaria

## Anexo

### \$TITLE ENERGY INTEGRATION EIP-SRC-ORC-ARC SYSTEMS

OPTION OPTCR=0.10;  
 OPTION OPTCA=1E5;  
 OPTION ITERLIM=1E7;  
 OPTION RESLIM=1E7;  
 OPTION LIMCOL=0;  
 OPTION LIMROW=0;

OPTION MIP=CPLEX;  
 OPTION LP=CPLEX;  
 OPTION NLP=CONOPT;  
 OPTION MINLP=DICOPT;

#### SETS

I TOTAL HOT STREAMS /1\*4/,  
 I1(I) HOT PROCESS STREAMS OF PLANT 1 /1\*2/,  
 I2(I) HOT PROCESS STREAMS OF PLANT 2 /3\*4/,  
 J TOTAL COLD STREAMS /1\*4/,  
 J1(J) HOT PROCESS STREAMS OF PLANT 1 /1\*2/,  
 J2(J) HOT PROCESS STREAMS OF PLANT 2 /3\*4/,  
 T PERIODS -MONTS /1\*12/,  
 F FOSSIL FOUELS /1\*3/,  
 B BIOFUELS /1\*6/,  
 P PARTICULAR PLANT /1\*2/,  
 K NOK + 1 /1\*3/;

SCALAR NOK NUMBER OF STAGES IN SUPERSTRUCTURE / 2 /;

#### PARAMETERS

DTMAX(I,J)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HEN EXCHANGER,
DTCUMAX(I)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE CU,
DTHUMAX(J)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HU,
DTORC1MAX(I)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HEN-ORC EXCHANGERS (EVAPORATOR),
DTORC2MAX(J)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HEN-ORC EXCHANGERS (CONDENSER),
DTAR1MAX(I)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HEN-ARC EXCHANGERS (GENERATOR),
DTAR2MAX(I)	UPPER BOUND OF DRIVING FORCE HEN ARC EXCAHNGERS (REFRIGERATION),
QORCMAX	UPPER BOUND HEAT CONTENT SUPPLIED (ORC),
QRANMAX	UPPER BOUND HEAT CONTENT EXTERNAL SOURCE (SRC),
QCI(I)	HEAT CONTENT HOT I,
QCJ(J)	HEAT CONTENT COLD J,
FCI(I)	HEAT CAPACITY FLOWRATE OF HOT STREAM,
FCJ(J)	HEAT CAPACITY FLOWRATE OF COLD STREAM,
TIIN(I)	SUPPLY TEMP. OF HOT STREAM,
TIOUT(I)	TARGET TEMP. OF HOT STREAM,
TJIN(J)	SUPPLY TEMP. OF COLD STREAM,
TJOUT(J)	TARGET TEMP. OF COLD STREAM,
TCUIN(I)	INLET TEMPERATURE HEN COLD UTILITY,
TCUOUT(I)	OUTLET TEMPERATURE HEN COLD UTILITY,
THUIN	INLET TEMPERATURE HEN HOT UTILITY,
THUOUT	OUTLET TEMPERATURE HEN HOT UTILITY,
TORC1IN	INLET TEMPERATURE ORC EVAPORATOR,

---

TORC1OUT	OUTLET TEMPERATURE ORC EVAPORATOR,
TORC2IN	INLET TEMPERATURE ORC CONDENSER,
TORC2OUT	OUTLET TEMPERATURE ORC CONDENSER,
TAR1IN	INLET TEMPERATURE TO ARC GENERATOR,
TAR1OUT	OUTLET TEMPERATURE ARC GENERATOR,
TAR2IN	INLET TEMPERATURE ARC EVAPORATOR (REFRIGERATION),
TAR2OUT	OUTLET TEMPERATURE ARC EVAPORATOR (REFRIGERATION),
TCONDIN	INLET TEMPERATURE SRC CONDENSER,
TCONDOUT	OUTLET TEMPERATURE SRC CONDENSER,
TCURANIN	INLET TEMPERATURE SRC COLD UTILITY,
TCURANOUT	OUTLET TEMPERATURE SRC COLD UTILITY,
TCUORCIN	INLET TEMPERATURE ORC COLD UTILITY,
TCUORCOUT	OUTLET TEMPERATURE ORC COLD UTILITY,
TTB	OUTLET TEMPERATURE ORC TURBINE,
DTHU1(J)	DRIVING FORCE FOR HEATING UTILITY,
DTMPSORC1	DRIVING FORCE HOT FOR SRC-ORC EXCHANGERS ,
DTMPSORC2	DRIVING FORCE COLD FOR SRC-ORC EXCHANGERS,
DTMPSAR1	DRIVING FORCE HOT FOR SRC-ARC EXCHANGERS,
DTMPSAR2	DRIVING FORCE COLD FOR SRC-ARC EXCHAGERS,
DTCURAN1	DRIVING FORCE HOT FOR CU-SRC,
DTCURAN2	DRIVING FORCE COLD FOR CU-SRC,
DTCUORC1	DRIVING FORCE HOT FOR CU-ORC,
DTCUORC2	DRIVING FORCE COLD FOR CU-ORC,
DTREG1	DRIVING FORCE HOT FOR REGENERATOR,
DTREG2	DRIVING FORCE COLD FOR REGENERATOR,
DTAR22(I)	DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ARC EXCHANGERS (REFRIGERATION),
COPORC	EFFICIENCY FOR ORC,
COPPUMPORC	EFFICIENCY FOR PUMP-ORC,
COPREG	EFFICIENCY FOR REGENERATOR,
COPRAN	EFFICIENCY FOR SRC,
COPPUMPRAN	EFFICIENCY FOR PUMP SRC,
COPAR	EFFICIENCY FOR ARC,
COPGEN	EFFICIENCY FOR GENERATOR,
COPABS	EFFICIENCY FOR ABSORBER,
COPPUMPAR	EFFICIENCY FOR PUMP-ARC,
COPEXCHAR	EFFICIENCY FOR ARC SOLUTION EXCHANGER,
CELECTB	UNIT COST ELECTRICAL ENERGY (BUY),
CELECTS	UNIT COST ELECTRICAL ENERGY (SALE),
CCU	UNIT COST OF COOLING UTILITY,
CFOSSIL(F)	UNIT COST OF FOSSIL FUEL,
CBIOFUEL(B)	UNIT COST OF BIOFUEL,
CSOLAR	UNIT COST OF SOLAR COLLECTOR,
CF	FIXED COST EXCHANGERS,
CFCU	FIXED COST CU,
CFHU	FIXED COST HU,
CFORC1	FIXED COST HEN-ORC EXCHANGERS (EVAPORATOR),
CFORC2	FIXED COST HEN-ORC EXCHANGERS (CONDENSER),
CFAR1	FIXED COST HEN-ARC EXCHANGERS (GENERATOR),
CFAR2	FIXED COST HEN-ARC EXCHANGERS (REFRIGERATION),
CFCUORC	FIXED COST CU-ORC,
CFTURBORC	FIXED COST ORC TURBINE,
CFPUMPORC	FIXED COST PUMP-ORC,
CFREG	FIXED COST REGENERATOR,
CFBOILER	FIXED COST BOILER,
CFCURAN	FIXED COST CU-ORC,

---

---

CFTURBRAN	FIXED COST SRC TURBINE,
CFPUMPRAN	FIXED COST PUMP-SRC,
CFCONDAR	FIXED COST ARC CONDENSER,
CFPUMPAR	FIXED COST PUMP-ARC,
CFGENAR	FIXED COST ARC GENERATOR,
CFABSAR	FIXED COST ARC ABSORBER,
CFEXCHAR	FIXED COST ARC SOLUTION EXCHANGER,
CFMPSORC	FIXED COST SRC-ORC EXCHANGER,
CFMPSAR	FIXED COST SRC-ARC EXCHANGER,
CFSOLAR	FIXED COST SOLAR COLLECTOR,
CV	AREA COST COEFFICIENT FOR HEN EXCHANGERS,
CVHU	AREA COST COEFFICIENT FOR HEATERS,
CVCU	AREA COST COEFFICIENT FOR COOLERS,
CVORC1	AREA COST COEFFICIENT FOR HEN-ORC EXCHANGERS (EVAPORATOR),
CVORC2	AREA COST COEFFICIENT FOR HEN-ORC EXCHANGERS (CONDENSER),
CVAR1	AREA COST COEFFICIENT FOR HEN-ARC EXCHANGERS (GENERATOR),
CVAR2	AREA COST COEFFICIENT FOR HEN-ARC EXCHANGERS (REFRIGERATION),
CVCUORC	AREA COST COEFFICIENT FOR CU-ORC,
CVCURAN	AREA COST COEFFICIENT FOR CU-SRC,
CVMPSORC	AREA COST COEFFICIENT FOR SRC-ORC EXCHANGERS,
CVMPSAR	AREA COST COEFFICIENT FOR SRC-ARC EXCHANGERS,
CVCONDAR	AREA COST COEFFICIENT FOR ARC CONDENSER,
CVPUMPAR	AREA COST COEFFICIENT FOR PUMP-ARC,
CVGENAR	AREA COST COEFFICIENT FOR ARC GENERATOR,
CVABSAR	AREA COST COEFFICIENT FOR ARC ABSORBER,
CVEXCHAR	AREA COST COEFFICIENT FOR ARC SOLUTION EXCHANGER,
CVBOILER	AREA COST COEFFICIENT FOR BOILER,
CVREG	AREA COST COEFFICIENT FOR REGENERATOR,
CVTURBORC	AREA COST COEFFICIENT FOR ORC TURBINE,
CVPUMPORC	AREA COST COEFFICIENT FOR PUMP-ORC,
CVTURBRAN	AREA COST COEFFICIENT FOR SRC TURBINE,
CVPUMPRAN	AREA COST COEFFICIENT FOR PUMP-SRC,
CVSOLAR	AREA COST COEFFICIENT FOR SOLAR COLLECTOR,
A(I,J,K)	AREA FOR EXCHANGER FOR MATCH IJ IN INTERVAL K (Chen approx.),
ACU(I)	AREA COOLERS (Chen approx.),
AHU(J)	AREA HEATERS (Chen approx.),
AORC1(I,K)	AREA EXCHANGERS HEN-ORC (EVAP) (Chen approx.),
AORC2(J,K)	AREA EXCHANGERS HEN ORC (COND) (Chen approx.),
AAR1(I,K)	AREA EXCHANGERS HEN-AR (FEED) (Chen approx.),
AAR2(I)	AREA EXCHANGERS HEN-AR (REFRIGERATION) (Chen approx.),
ACUORC	AREA CU-ORC (Chen approx.),
ACURAN	AREA CU-SRC (Chen approx.),
AMPSORC	AREA SRC-ORC EXCHANGER (Chen approx.),
AMPSAR	AREA SRC-ARC EXCHANGER (Chen approx.),
AREG	AREA REGENERATOR (Chen approx.),
AEXP	COST EXPONENT FOR HEN EXCHANGERS,
AEXPPUMP	COST EXPONENT FOR PUMP-SRC AND PUMP-ARC (CENTRIF WATER),
AEXPPUMPORC	COST EXPONENT FOR PUMP-ORC (VISCOUS FLUID),
AEXPTURB	COST EXPONENT FOR SRC TURBINE,
AEXPTURBORC	COST EXPONENT FOR ORC TURBINE,
AEXPAR	COST EXPONENT FOR ABSORBER GENERATOR AND BOILER,
AEXPSOLAR	COST EXPONENT FOR SOLAR COLLECTOR,
HY	UNITS DIMENSION FACTOR HORAS,
KF	ANNUALIZATION FACTOR,
DMPT(T)	UNITS DIMENSION FACTOR DAYS PER EACH MONTH (OPERATION TIME),

---

DT(T)	UNITS DIMENSION FACTOR SECOND PER EACH MONTH (OPERATION TIME),
HI	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT HOT I,
HJ	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT COLD J,
HCU	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT COLD UTILITY,
HHU	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT HOT UTILITY,
HORC1	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT ORC EVAPORATOR,
HORC2	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT ORC CONDENSER,
HAR1	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT ARC GENERATOR,
HAR2	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT ARC REFRIGERATION,
HCONDAN	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT SRC CONDENSER,
HMPSORC	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT SRC-ORC EXCHANGER,
HMPSAR	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT SRC-ARC EXCHANGER,
HREG	STREAM-INDIVIDUAL FILM COEFFICIENT REGENERATOR,
TMAPP	MINIMUM APPROACH TEMPERATURE DIFFERENCE,
DE(P)	DEMAND OF ENERGY,
HEATING1(B)	HEATNG POWER BIOFUEL,
HEATING2(F)	HEATNG POWER FOSSIL FUEL,
QUSEFUL_SOLAR(T)	MONTHLY OVERAGE USEFUL COLECTED SOLAR ENERGY,
CREDITCO2	CREDIT TAX FOR REDUCITON OF CO2 EMISSIONS,
GHGEBASE	GHGE FOR BASE CASE -FOR COAL IN THIS CASE,
GHGEBIOFUEL(B)	OVERALL GRENHOUSE GAS EMISSIONS FOR BIOFUEL,
GHGEOFOSIL(F)	OVERALL GRENHOUSE GAS EMISSIONS FOR FOSSIL FUEL,
RBIOFUEL(B)	CREDIT TAXT REDUCTION CO2eq FOR BIOFUEL,
RSOLAR	CREDIT TAXT REDUCTION CO2eq FOR SOLAR,
RFOSSILFUEL(F)	CREDIT TAXT REDUCTION CO2eq FOR FOSSIL FUEL,
NJOBFOSSIL(F)	JOBS FOR THE FOSSIL FUEL,
NJOBBIOFUEL(B)	JOBS FOR THE BIOFUEL,
NJOBSOLAR	JOBS FOR THE SOLAR COLLECTOR;

TABLE

AVAIL1(B,T) MAXIMUM AVAILABILITY FOR BIOFUEL

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	10000	10000	40000	50000	70000	15000	10000	50000	40000	40000	30000	20000
2	45000	15000	60000	65000	65000	10000	10000	10000	80000	70000	60000	50000
3	30000	30000	25000	25000	23000	23000	15000	15000	20000	25000	25000	30000
4	30000	30000	25000	25000	23000	23000	15000	15000	20000	25000	25000	30000;

TABLE

AVAIL2(F,T) MAXIMUM AVAILABILITY FOR FOSSIL FUEL

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	10	15	40	50	70	15	10	50	40	40	30	20
2	10	70	60	65	65	10	10	10	10	70	65	90
3	80	30	25	35	23	23	15	15	20	25	25	30;

AVAIL2(F,T)=AVAIL2(F,T)\*1E5;

\*\*\*\*\*PARAMETERS\*\*\*\*\*

\*INLET TEMPERATURE    OUTLET TEMPERATURE    FCP            H

TIIN('1')=125;    TIOUT('1')=30;    FCI('1')=38.75;    HI=1;

TIIN('2')=85;    TIOUT('2')=25;    FCI('2')=18.75;

TCUIN(I1)=32;    TCUOUT(I1)=45;                            HCU=1;

TJIN('1')=35;    TJOUT('1')=140;    FCJ('1')=20;                            HJ=1;

TJIN('2')=25;    TJOUT('2')=95;    FCJ('2')=36.25;

TIIN('3')=187;    TIOUT('3')=60;    FCI('3')=30;

TIIN('4')=127;    TIOUT('4')=50;    FCI('4')=50;

```

TCUIN(12)=32;   TCUOUT(12)=45;
TJIN('3')=87;   TJOUT('3')=155; FCJ('3')=60;
TJIN('4')=47;   TJOUT('4')=127; FCJ('4')=20;
THUIN=165;
THUOUT=154;
TCURANIN=30;   TCURANOUT=40;
TCONDIN=THUIN; TCONDOUT=THUOUT;
TORC1IN=48;   TORC1OUT=116;
TORC2IN=41;   TORC2OUT=30;
TCUORCIN=18;   TCUORCOUT=28;

HHU=1;
HCONDAN=1;
HORC1=1;
HORC2=1;
HREG=1;

TTB=63;
TAR1IN=130;   TAR1OUT=105;
TAR2IN=14;    TAR2OUT=45;

HAR1=1;
HAR2=1;

```

\*\*\*\*\*

```

DTHU1(J)=THUIN-TJOUT(J);
DTMPSORC1=TCONDIN-TORC1OUT;
DTMPSORC2=TCONDOUT-TORC1IN;
DTMPSAR1=TCONDIN-TAR1OUT;
DTMPSAR2=TCONDOUT-TAR1IN;
DTCURAN1=TCONDIN-TCURANOUT;
DTCURAN2=TCONDOUT-TCURANIN;
DTCUORC1=TORC2IN-TCUORCOUT;
DTCUORC2=TORC2OUT-TCUORCIN;
DTREG1=TTB-TORC1IN;
DTREG2=TORC2IN-TORC2OUT;
DTAR22(I)=TJOUT(I)-TAR2IN;

```

DISPLAY

```

DTHU1, DTMPSORC1, DTMPSORC2, DTMPSAR1, DTMPSAR2, DTCURAN1, DTCURAN2,
DTCUORC1, DTCUORC2, DTREG1, DTREG2, DTAR22;

```

```

COPORC=0.1497;
COPPUMPORC=0.05;
COPREG=0.041;
COPRAN=0.4;
COPPUMPRAN=0.05;
COPAR=0.7;
COPABS=0.5372;
COPGEN=0.55;
COPPUMPAR=0.00005;
COPEXCHAR=0.0535;
HY=8000;
KF=0.23;
CELECTB=0.08;
CELECTS=0.06;
CCU=HY*1.2744E-3;

```

\*1=COAL 2=OIL 3=NATURAL GAS

```

CFOSSIL('1')=1.5559E-6;
CFOSSIL('2')=18.2447E-6;
CFOSSIL('3')=5.8349E-6;
* CFOSSIL(F)=CFOSSIL(F)*1E-6;

```

---

\*1=BIOMASS 2=BIOGAS 3=SOFTWOOD 4=HARDWOOD 5=BIODIESEL 6=BIOETHANOL

CBIOFUEL('1')=2.0303E-6;  
CBIOFUEL('2')=8.5388E-6;  
CBIOFUEL('3')=2.5332E-6;  
CBIOFUEL('4')=2.8975E-6;

CSOLAR=0.012/3600;

CF=0;  
CFCU=0;  
CFHU=0;  
CFORC1=0;  
CFORC2=0;  
CFAR1=0;  
CFAR2=0;  
CFCUORC=0;  
CFTURBORC=0;  
CFPUMPORC=0;  
CFREG=0;  
CFBOILER=0;  
CFCURAN=0;  
CFTURBRAN=0;  
CFPUMPRAN=0;  
CFCONDAR=0;  
CFPUMPAR=0;  
CFGENAR=0;  
CFABSAR=0;  
CFEXCHAR=0;  
CFMPSORC=0;  
CFMPSAR=0;  
CFSOLAR=0;  
CV=322;  
CVCU=322;  
CVHU=322;  
CVORC1=322;  
CVORC2=322;  
CVAR1=322;  
CVAR2=322;  
CVCUORC=322;  
CVCURAN=322;  
CVMPSORC=322;  
CVMPSAR=322;  
CVREG=322;  
CVEXCHAR=10.64163648;  
CVCONDAR=18.50495257;  
CVPUMPAR=350;  
CVGENAR=3.452450821;  
CVABSAR=104.3478261;  
CVBOILER=154.111158575;  
CVTURBORC=895.62;  
CVPUMPORC=1193.06;  
CVTURBRAN=80000;  
CVPUMPRAN=350;  
CVSOLAR=40.78;  
AEXP=1;

---

```
AEXPPUMP=1;
AEXPPUMPORC=1;
AEXPTURB=1;
AEXPTURBORC=1;
AEXPAR=1;
AEXPSOLAR=1;
DMPT('1')=31;
DMPT('2')=28;
DMPT('3')=31;
DMPT('4')=30;
DMPT('5')=31;
DMPT('6')=30;
DMPT('7')=31;
DMPT('8')=31;
DMPT('9')=30;
DMPT('10')=31;
DMPT('11')=30;
DMPT('12')=31;

DT(T)=3600*24*DMPT(T);
HMPSORC=1;
HMPSAR=1;
TMAPP=10;
DE('1')=1550;
DE('2')=2000;

*BIOFUEL
HEATING1('1')=17200;
HEATING1('2')=52000;
HEATING1('3')=20400;
HEATING1('4')=18400;

*FOSSIL FUEL
HEATING2('1')=35000;
HEATING2('2')=45200;
HEATING2('3')=54000;

QUSEFUL_SOLAR('1')= 409293;
QUSEFUL_SOLAR('2')= 443016;
QUSEFUL_SOLAR('3')= 577530;
QUSEFUL_SOLAR('4')= 571860;
QUSEFUL_SOLAR('5')= 555768;
QUSEFUL_SOLAR('6')= 454410;
QUSEFUL_SOLAR('7')= 443610;
QUSEFUL_SOLAR('8')= 439425;
QUSEFUL_SOLAR('9')= 394470;
QUSEFUL_SOLAR('10')=410967;
QUSEFUL_SOLAR('11')=407430;
QUSEFUL_SOLAR('12')=391716;

CREDITCO2=5;

GHGEBASE=2.21357E-7;
GHGEBIOFUEL('1')=2.44307E-8;
GHGEBIOFUEL('2')=2.68216E-8;
```

---

```

GHGEBIOFUEL('3')=3.3482E-8;
GHGEBIOFUEL('4')=3.3482E-8;
GHGEFOSSIL('1')=2.21357E-7;
GHGEFOSSIL('2')=8.05408E-8;
GHGEFOSSIL('3')=7.90892E-8;
RBIOFUEL(B)=CREDITCO2*(GHGEBASE-GHGEBIOFUEL(B));
RSOLAR=CREDITCO2*GHGEBASE;
RFOSSILFUEL(F)=CREDITCO2*(GHGEBASE-GHGEFOSSIL(F));
NJOBFOSSIL('1')=1.06281E-11;
NJOBFOSSIL('2')=1.81677E-11;
NJOBFOSSIL('3')=5.25431E-11;
NJOBBIOFUEL('1')=6.6964E-8;
NJOBBIOFUEL('2')=5.25431E-7;
NJOBBIOFUEL('3')=1.46691E-8;
NJOBBIOFUEL('4')=5.43641E-8;
NJOBSOLAR=9.95459E-10;

```

```

DTMAX(I,J)=MAX(0, TIIN(I)-TJIN(J), TJIN(J)-TIIN(I), TIOUT(I)-TJIN(J), TJIN(J)-TIOUT(I), TIIN(I)-
TJOUT(J), TJOUT(J)-TIIN(I), TIOUT(I)-TJOUT(J), TJOUT(J)-TIOUT(I));
DTCUMAX(I)=MAX(0, TIIN(I)-TCUOUT(I), TCUOUT(I)-TIIN(I), TIOUT(I)-TCUIN(I), TCUIN(I)-TIOUT(I),
TIIN(I)-TCUIN(I), TCUIN(I)-TIIN(I), TIOUT(I)-TCUOUT(I), TCUOUT(I)-TIOUT(I));
DTHUMAX(J)=MAX(0, THUIN-TJOUT(J), TJOUT(J)-THUIN, THUOUT-TJIN(J), TJIN(J)-THUOUT, THUIN-
TJIN(J), TJIN(J)-THUIN, THUOUT-TJOUT(J), TJOUT(J)-THUOUT);
DTORC1MAX(I)=MAX(0, TIIN(I)-TORC1OUT, TIOUT(I)-TORC1IN, TIIN(I)-TORC1IN, TIOUT(I)-
TORC1OUT, TORC1OUT-TIIN(I), TORC1IN-TIOUT(I), TORC1IN-TIIN(I), TORC1OUT-
TIOUT(I));
DTORC2MAX(J)=MAX(0, TORC2IN-TJOUT(J), TJOUT(J)-TORC2IN, TJIN(J)-TORC2OUT, TORC2OUT-
TJIN(J), TJIN(J)-TORC2IN, TORC2IN-TJIN(J), TORC2OUT-TJOUT(J), TJOUT(J)-
TORC2OUT);
DTAR1MAX(I)=MAX(0, TIIN(I)-TAR1OUT, TAR1OUT-TIIN(I), TIOUT(I)-TAR1IN, TAR1IN-TIOUT(I),
TIIN(I)-TAR1IN, TAR1IN-TIIN(I), TIOUT(I)-TAR1OUT, TAR1OUT-TIOUT(I));
DTAR2MAX(I)=MAX(0, TIIN(I)-TAR2OUT, TAR2OUT-TIIN(I), TIIN(I)-TAR2IN, TAR2IN-TIIN(I),
TIOUT(I)-TAR2OUT, TAR2OUT-TIOUT(I), TIOUT(I)-TAR2IN, TAR2IN-TIOUT(I));

```

```

QCI(I)=FCI(I)*(TIIN(I)-TIOUT(I));
QCJ(J)=FCJ(J)*(TJOUT(J)-TJIN(J));
QRANMAX=10000/COPRAN;
QORCMAX=(QRANMAX*SUM(I,QCI(I)))**0.5;

```

DISPLAY

```

DTMAX, DTCUMAX, DTHUMAX, DTORC1MAX, DTORC2MAX, DTAR1MAX, DTAR2MAX,
QRANMAX, QORCMAX;

```

\*\*\*\*\*

BINARY VARIABLES

ZSOLAR	EXISTENCE OF SOLAR COLLECTOR,
Z(I,J,K)	EXISTENCE OF HEN EXCHANGER,
ZCU(I)	EXISTENCE FOR COOLERS,
ZHU(J)	EXISTENCE FOR HEATERS,
ZORC1(I,K)	EXISTENCE FOR HEN-ORC EXCHANGERS,
ZORC2(J,K)	EXISTENCE FOR HEN-ORC EXCHANGERS,
ZAR1(I,K)	EXISTENCE FOR HEN-ARC EXCHANGERS (GENERATOR),
ZAR2(I)	EXISTENCE FOR HEN-ARC EXCHANGERS (REFRIGERATION),
ZORC	EXISTENCE FOR ORC,
ZCURAN	EXISTENCE FOR CU-SRC,

---

ZMPSORC	EXISTENCE FOR SRC-ORC EXCHANGER,
ZMPSAR	EXISTENCE FOR SRC-ARC EXCHANGER;
POSITIVE VARIABLES	
Q(I,J,K)	HEAT LOAD OF MATCH BETWEEN I AND J IN STAGE K,
QCU(I)	CONSUMPTION OF COLD UTILITY FOR HOT STREAM I,
QHU(J)	CONSUMPTION OF HOT UTILITY FOR COLD STREAM J,
QORC1(I,K)	HEAT LOAD OF HEN-ORC EXCHANGER (EVAPORATOR),
QORC2(J,K)	HEAT LOAD OF HEN-ORC EXCHANGER (CONDENSER),
QAR1(I,K)	HEAT LOAD OF HEN-ARC EXCHANGER (GENERATOR),
QAR2(I)	HEAT CONTENT OF HEN-ARC EXCHANGER (REFRIGERATION),
QCUORC	HEAT LOAD OF CU-ORC,
QCURAN	HEAT LOAD OF CU-SRC,
QMPSORC	HEAT LOAD SRC-ORC EXCHANGER,
QMPSAR	HEAT LOAD SRC-ARC EXCHANGER,
QREG	HEAT LOAD REGENERATOR,
QCONDORC	TOTAL HEAT LOAD OF ORC CONDENSER,
QCONDRAN	TOTAL HEAT LOAD OF SRC CONDENSER,
QCONDAR	HEAT LOAD ARC CONDENSER,
QGENAR	HEAT LOAD GENERATOR,
QABSAR	HEAT LOAD ABSORBER,
QEXCHAR	HEAT LOAD ARC SOLUTION EXCHANGER ,
QEXTERNAL	HEAT LOAD IN THE BOILER,
QSOLAR(T)	HEAT LOAD SOLAR COLLECTOR,
QBIOFUEL(B,T)	HEAT SOURCE BIOFUEL,
QFOSSIL(F,T)	HEAT SOURCE FOSSIL,
TKI(I,K)	STAGE BOUNDARY TEMP. OF HOT STREAM I,
TKJ(J,K)	STAGE BOUNDARY TEMP. OF COLD STREAM J,
TAR2(I)	ARC EXCHANGER TEMPERATURE ON HEN,
DT1(I,J,K)	DRIVING FORCE HOT OF BOUNDARY OF INTERVAL K,
DT2(I,J,K)	DRIVING FORCE COLD OF BOUNDARY OF INTERVAL K,
DTCU1(I)	DRIVING FORCE HOT FOR COOLERS,
DTCU2(I)	DRIVING FORCE COLD FOR COOLERS,
DTHU2(J)	DRIVING FORCE COLD FOR HEATERS,
DTORC11(I,K)	DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ORC EXCHANGERS (EVAPORATOR),
DTORC12(I,K)	DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ORC EXCHANGERS (EVAPORATOR),
DTORC21(J,K)	DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ORC EXCHANGERS (CONDENSER),
DTORC22(J,K)	DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ORC EXCHANGERS (CONDENSER),
DTAR11(I,K)	DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ARC EXCHANGERS (GENERATOR),
DTAR12(I,K)	DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ARC EXCHANGERS(GENERATOR),
DTAR21(I)	DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ARC EXCHANGERS (REFRIGERATION),
EORC	WORK ORC TURBINE,
ERAN	WORK SRC TURBINE,
EPUMPORC	WORK PUMP-ORC,
EPUMPRAN	WORK PUMP-SRC,
EPUMPAR	WORK PUMP-ARC,
ECONSORC(P)	CONSUMED POWER FOR PROCESS FROM ORC,
ECONSRAN(P)	CONSUMED POWER FOR PROCESS FROM SRC,
ESALEORC	SOLD POWER FROM ORC,
ESALERAN	SOLD POWER FROM RAN
EXTPOWER(P)	NEEDED POWER FOR PROCESS IN THE PARTICULAR PLANT P,
ASOLAR	AREA FOR SOLAR COLLECTOR M <sup>2</sup> ,
OPEC	OPERATING COST,
VARCAP	VARIABLE CAPITAL,
FIXCAP	FIXED CAPITAL,
SPRC	TOTAL POWER SOLD,

---

TCR	TAX CREDIT REDUCTION,
ESC	ENERGY SOURCES COST;
VARIABLE	
COST	TOTAL ANNUAL COST,
TAC	TOTAL ANNUAL COST NET,
OVERALLGHGE	OVERALL GREENHOUSE GAS EMISSIONS FOR THE SYSTEM,
NJOBS	NUMBER GENERATED JOBS;
EQUATIONS	
STRENBH(I)	STREAM ENERGY BALANCE OF HOT STREAM,
STRENBC(J)	TREAM ENERGY BALANCE OF COLD STREAM,
LOADHM(I,K)	LOAD OF HOT SIDE MATCH IN INTERVAL K,
LOADCM(J,K)	LOAD OF COLD SIDE MATCH IN INTERVAL K,
LOADQH(J)	HEAT LOAD HOT UTILITY WITH COLD J,
LOADQC(I)	HEAT LOAD COLD UTILITY WITH HOT I,
LOADAR2(I)	HEAT LOAD FOR ARC REFRIGERATION,
TKICON(I,K)	CONSTRAINT ON TKI,
TKJCON(J,K)	CONSTRAINT ON TKJ,
TKCON1(I)	CONSTRAINT ON TIOUT,
TKCON2(J)	CONSTRAINT ON TJOUT,
TKIAR2(I)	CONSTRAINT ON TKJ,
TIINTK(I)	TIIN=TKI1,
TJINTK(J)	CONSTRAINT FOR TJ NOK+1,
LOG(I,J,K)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNIT ASSIGNMENT (BINARY VARIABLES),
LOGORC1(I,K)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS HEN-ORC (EVAPORATOR),
LOGORC2(J,K)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS HEN-ORC (CONDENSER),
LOGAR1(I,K)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS HEN-ARC (GENERATOR),
LOGAR2(I)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS HEN-ARC (REFRIGERATION),
LOGHU(J)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR HEATERS,
LOGMPSAR	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS SRC-ARC,
LOGMPSORC	LOGICAL CONSTRAINTS FOR UNITS SRC-ORC,
LOGCU(I)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR COOLERS,
LOGCUORC	LOGICAL CONSTRAINTS FOR CU-ORC,
LOGCURAN	LOGICAL CONSTRAINTS FOR CU-SRC,
LOGREG	LOGICAL CONSTRAINTS FOR REGENERATOR,
LOGSOLAR(T)	LOGICAL CONSTRAINTS FOR SOLAR COLLECTOR,
LOGPUMPORC	LOGICAL CONSTRAINTS FOR PUMP-ORC,
LOGORC	LOGICAL CONSTRAINTS FOR ORC TURBINE,
DTHOT(I,J,K)	DRIVING FORCE FOR INLET STAGE K,
DTCOLD(I,J,K)	DRIVING FORCE FOR OUTLET STAGE NOK,
DTCUHOT(I)	DETERMINING DRIVING FORCE HOT COOLERS,
DTCUCOLD(I)	DETERMINING DRIVING FORCE COLD COOLERS,
DTHUCOLD(J)	DETERMINING DRIVING FORCE COLD HEATERS,
DTORC1HOT(I,K)	DETERMINING DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ORC EXCHANGER (EVAP),
DTORC1COLD(I,K)	DETERMINING DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ORC EXCHANGER (EVAP),
DTORC2HOT(J,K)	DETERMINING DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ORC EXCH (COND),
DTORC2COLD(J,K)	DETERMINING DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ORC EXCH (COND),
DTAR1HOT(I,K)	DETERMINING DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ARC EXCH (GENE),
DTAR1COLD(I,K)	DETERMINING DRIVING FORCE COLD FOR HEN-ARC EXCH (GENE),
DTAR2HOT(I)	DETERMINING DRIVING FORCE HOT FOR HEN-ARC (REFRIGERATION),
WEXTSOURCE(T)	POWER SUPPLIED BOILER,
WRAN	POWER GENERATED OF SRC TURBINE,
WPUMPRAN	POWER CONSUMPTION FOR PUMP-ORC,
WQCONDRAN1	TOTAL POWER CONSUMPTION FOR SRC CONDENSER,
WQCONDRAN2	TOTAL POWER CONSUMPTION FOR SRC CONDENSER,
WORC	POWER GENERATED OF ORC TURBINE,

WPUMPORC	POWER DEMAND FOR PUMP-ORC,
WQCONDORC1	TOTAL POWER CONSUMPTION FOR ORC CONDENSER,
WQCONDORC2	TOTAL POWER CONSUMPTION FOR ORC CONDENSER,
WQREG	HEAT LOAD FOR REGENERATOR,
WAR21	TOTAL HEAT LOAD FOR HEN-ARC EXCHANGER (REFRIGERATION),
WAR22	TOTAL HEAT LOAD FOR HEN-ARC EXCHANGER (REFRIGERATION),
WGENAR2	TOTAL HEAT GENERATOR,
WABSAR	TOTAL HEAT ABSORBER,
WEPUMPAR	POWER DEMAND PUMP-ARC,
WQEXCHAR	TOTAL HEAT IN EXCHANGER OF ARC,
WQSOLAR(T)	TOTAL HEAT SOLAR COLLECTOR,
WQBIOFUEL(B,T)	HEAT SUPPLIED BOILER BY BIOFUEL,
WQFOSSIL(F,T)	HEAT SUPPLIED BOILER BY FOSSIL FUEL,
BALEORC	TOTAL ENERGY IN THE ORC,
BALERAN	TOTAL ENERGY IN THE RAN,
DEMAND(P)	ENERGY DEMAND FOR ECO-INDUSTRIAL PARK PROCESS,
EQSPRC	TOTAL ENERGY SOLD OF SRC AND ORC,
EQTCR	TOTAL TAX CREDITS,
EQOPEC	TOTAL OPERATING COST,
EQFIXCAP	TOTAL FIXED COST,
EQVARCAP	TOTAL VARIABLE COST,
OBJECON1	TOTAL ANNUAL COST,
OBJECON2	TOTAL ANNUAL COST TAC NET,
OBJAMB	TOTAL ANNUAL CO2,
OBJSOC	TOTAL ANNUAL JOBS;

\*\*\*\*\*MODELFORMULATION\*\*\*\*\*

STRENBH(I)..  $(TIIN(I)-TIOUT(I))*FCI(I) = e = \text{SUM}((K,I))\$ (ORD(K) LE NOK), Q(I,J,K)) + \text{SUM}(K\$ (ORD(K) LE NOK), QAR1(I,K)) + \text{SUM}(K\$ (ORD(K) LE NOK), QORC1(I,K)) + QCU(I) + QAR2(I);$

STRENBC(J)..  $(TJOUT(J)-TJIN(J))*FCJ(J) = e = \text{SUM}((K,I))\$ (ORD(K) LE NOK), Q(I,J,K)) + \text{SUM}(K\$ (ORD(K) LE NOK), QORC2(J,K)) + QHU(J);$

LOADHM(I,K)\$((ORD(K) LE NOK)..  $(TKI(I,K) - TKI(I,K+1))*FCI(I) = e = \text{SUM}(J, Q(I,J,K)) + QAR1(I,K) + QORC1(I,K);$

LOADCM(J,K)\$((ORD(K) LE NOK)..  $(TKJ(J,K) - TKJ(J,K+1))*FCJ(J) = e = \text{SUM}(I, Q(I,J,K)) + QORC2(J,K);$

LOADQH(J)..  $(TJOUT(J)-TKJ(J,'1'))*FCJ(J) = e = QHU(J);$

LOADQC(I)..  $(TKI(I,'3')-TAR2(I))*FCI(I) = e = QCU(I);$

LOADAR2(I)..  $(TAR2(I)-TIOUT(I))*FCI(I) = e = QAR2(I);$

TKICON(I,K)\$((ORD(K) LE NOK)..  $TKI(I,K) = g = TKI(I,K+1);$

TKJCON(J,K)\$((ORD(K) LE NOK)..  $TKJ(J,K) = g = TKJ(J,K+1);$

TKCON1(I)..  $TAR2(I) = g = TIOUT(I);$

TKCON2(J)..  $TJOUT(J) = g = TKJ(J,'1');$

TKIAR2(I)..  $TKI(I,'3') = g = TAR2(I);$

TIINTK(I)..  $TIIN(I) = e = TKI(I,'1');$

TJINTK(J)..  $TKJ(J,'3') = e = TJIN(J);$

LOG(I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..  $Q(I,J,K) - \text{MIN}(QCI(I), QCJ(J))*Z(I,J,K) = l = 0;$

LOGORC1(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..  $QORC1(I,K) - QCI(I)*ZORC1(I,K) = l = 0;$

LOGORC2(J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..  $QORC2(J,K) - QCJ(J)*ZORC2(J,K) = l = 0;$

LOGAR1(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..  $QAR1(I,K) - QCI(I)*ZAR1(I,K) = l = 0;$

LOGAR2(I)..  $QAR2(I) - QCI(I)*ZAR2(I) = l = 0;$

LOGHU(J)..  $QHU(J) - QCJ(J)*ZHU(J) = l = 0;$

LOGMPSAR..  $QMP SAR - Q RAN MAX * Z M P SAR = l = 0;$

LOGMPSORC..  $Q M P S O R C - Q R A N M A X * Z M P S O R C = l = 0;$

LOGCU(I)..  $QCU(I) - QCI(I)*ZCU(I) = l = 0;$

---

LOGCUORC..	QCUORC-QORCMAX*ZORC =l= 0;
LOGCURAN..	QCURAN-QRANMAX*ZCURAN =l= 0;
LOGREG..	QREG-QORCMAX*ZORC =l= 0;
LOGSOLAR(T)..	QSOLAR(T)-QRANMAX*ZSOLAR =l= 0;
LOGPUMPORC..	EPUMPORC-QORCMAX*ZORC =l= 0;
LOGORC..	EORC-QORCMAX*ZORC =l= 0;
DTHOT(I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DT1(I,J,K) =l= TKI(I,K)-TKJ(J,K)+DTMAX(I,J)*(1-Z(I,J,K));
DTCOLD(I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DT2(I,J,K) =l= TKI(I,K+1)-TKJ(J,K+1)+DTMAX(I,J)*(1-Z(I,J,K));
DTCUHOT(I)..	DTCU1(I) =l= TKI(I,'3')-TCUOUT(I)+DTCUMAX(I)*(1-ZCU(I));
DTCUCOLD(I)..	DTCU2(I) =l= TAR2(I)-TCUIN(I)+DTCUMAX(I)*(1-ZCU(I));
DTHUCOLD(J)..	DTHU2(J) =l= THUOUT-TKJ(J,'1')+DTHUMAX(J)*(1-ZHU(J));
DTORC1HOT(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTORC11(I,K) =l= TKI(I,K)-TORC1OUT+DTORC1MAX(I)*(1-ZORC1(I,K));
DTORC1COLD(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTORC12(I,K) =l= TKI(I,K+1)-TORC1IN+DTORC1MAX(I)*(1-ZORC1(I,K));
DTORC2HOT(J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTORC21(J,K) =l= TORC2IN-TKJ(J,K)+DTORC2MAX(J)*(1-ZORC2(J,K));
DTORC2COLD(J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTORC22(J,K) =l= TORC2OUT-TKJ(J,K+1)+DTORC2MAX(J)*(1-ZORC2(J,K));
DTAR1HOT(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTAR11(I,K) =l= TKI(I,K)-TAR1OUT+DTAR1MAX(I)*(1-ZAR1(I,K));
DTAR1COLD(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)..	DTAR12(I,K) =l= TKI(I,K+1)-TAR1IN+DTAR1MAX(I)*(1-ZAR1(I,K));
DTAR2HOT(I)..	DTAR21(I) =l= TAR2(I)-TAR2OUT+DTAR2MAX(I)*(1-ZAR2(I));
WEXTSOURCE(T)..	QEXTERNAL =e= QSOLAR(T)+SUM(B,QBIOFUEL(B,T))+SUM(F,QFOSSIL(F,T));
WRAN..	ERAN =e= QEXTERNAL*COPRAN;
WPUMPRAN..	EPUMPRAN =e= ERAN*COPPUMPRAN;
WQCONDRAN1..	QCONDRAN =e= QMPSAR+QMPSORC+SUM(J,QHU(J))+QCURAN;
WQCONDRAN2..	QCONDRAN =e= QEXTERNAL+EPUMPRAN-ERAN;
WORC..	EORC =e= (SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),QORC1(I,K))+QMPSORC)*COPORC;
WPUMPORC..	EPUMPORC =e= EORC*COPPUMPORC;
WQCONDORC1..	QCONDORC =e= SUM((J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),QORC2(J,K))+QCUORC;
WQCONDORC2..	QCONDORC =e= SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),QORC1(I,K))+QMPSORC+EPUMPORC-EORC;
WQREG..	QREG =e= EORC*COPREG;
WAR21..	SUM(I,QAR2(I)) =e= QGENAR*COPAR;
WAR22..	QCONDAR =e=SUM(I,QAR2(I))+QGENAR+EPUMPAR-QABSAR;
WGENAR2..	QGENAR =e= SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),QAR1(I,K))+QMPSAR;
WABSAR..	QABSAR =e= (SUM(I,QAR2(I))+QGENAR)*COPABS;
WEPUMPAR..	EPUMPAR =e= (SUM(I,QAR2(I))+QGENAR)*COPPUMPAR;
WQEXCHAR..	QEXCHAR =e= (SUM(I,QAR2(I))+QGENAR)*COPEXCHAR;
WQSOLAR(T)..	QSOLAR(T) =l= QUSEFUL_SOLAR(T)*ASOLAR*(1/DT(T));
WQBIOFUEL(B,T)..	QBIOFUEL(B,T) =l= HEATING1(B)*AVAIL1(B,T)*(1/DT(T));
WQFOSSIL(F,T)..	QFOSSIL(F,T) =l= HEATING2(F)*AVAIL2(F,T)*(1/DT(T));
BALEORC..	EORC =e= SUM(P,ECONSORC(P))+ESALEORC;
BALERAN..	ERAN =e= SUM(P,ECONSRAN(P))+ESALERAN;
DEMAND(P)..	DE(P) =e= ECONSORC(P)+ECONSRAN(P)+EXTPOWER(P);
EQSPRC..	SPRC =e= HY*CELECTS*ESALERAN+HY*CELECTS*ESALEORC;
EQTCR..	TCR =e= (RSOLAR*SUM(T,QSOLAR(T)*DT(T))+SUM((T,B),RBIOFUEL(B)*QBIOFUEL(B,T)*DT(T))+SUM((T,F),RFOSSILFUEL(F)*QFOSSIL(F,T)*DT(T)));
EQOPEC..	OPEC =e= CCU*SUM(I,QCU(I))+CCU*QCURAN+CCU*QCUORC+CCU*QCONDAR+CSOLAR*SUM(T,QSOLAR(T)*DT(T))+SUM((F,T),CFOSSIL(F)*QFOSSIL(F,T)*DT(T))+SUM((B,T),CBIOFUEL(B)*QBIOFUEL(B,T)*DT(T))+HY*(CELECTB*EPUMPORC+C

---

	ELECTB*EPUMPRAN+CELECTB*EPUMPAR+SUM(P,CELECTB*EXTPOWER(P)) );
EQFIXCAP..	FIXCAP =e= KF*(SUM((I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),CF*Z(I,J,K))+CFCU*SUM(I,ZCU(I))+CFHU*SUM(J,ZHU(J)) +CFORC1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZORC1(I,K))+CFORC2*SUM((J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZORC2(J,K)) +CFAR1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZAR1(I,K))+CFAR2*SUM(I,ZAR2(I)) +CFCUORC*ZORC+CFTURBORC*ZORC+CFPUMPORC*ZORC+CFREG*ZORC +CFBOILER+CFCURAN+CFTURBRAN+CFPUMPRAN +CFCONDAR+CFPUMPAR+CFGENAR+CFABSAR+CFEXCHAR +CFMPSORC*ZMPSORC+CFMPSAR*ZMPSAR+CFSOLAR*ZSOLAR);
EQVARCAP..	VARCAP =e= KF*(CV*SUM((I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((Q(I,J,K)*((1/HI)+(1/HJ)))/((DT1(I,J,K)*DT2(I,J,K)*(DT1(I,J,K)+DT2(I,J, K))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVCU*SUM(I,((QCU(I)*((1/HI)+(1/HCU)))/((DTCU1(I)*DTCU2(I)*(DTCU1(I) +DTCU2(I))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVHU*SUM(J,((QHU(J)*((1/HJ)+(1/HHU)))/((DTHU1(J)*DTHU2(J)*(DTHU1( J)+DTHU2(J))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVORC1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((QORC1(I,K)*((1/HI)+(1/HORC1)))/((DTORC11(I,K)*DTORC12(I,K)*(D TORC11(I,K)+DTORC12(I,K))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVORC2*SUM((J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((QORC2(J,K)*((1/HJ)+(1/HORC2)))/((DTORC21(J,K)*DTORC22(J,K)*(D TORC21(J,K)+DTORC22(J,K))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVAR1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((QAR1(I,K)*((1/HI)+(1/HAR1)))/((DTAR11(I,K)*DTAR12(I,K)*(DTAR1 1(I,K)+DTAR12(I,K))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVAR2*SUM(I,((QAR2(I)*((1/HAR2)+(1/HI)))/((DTAR21(I)*DTAR22(I)*(DT AR21(I)+DTAR22(I))/2+1E-6)**0.33333)**AEXP) +CVCUORC*((QCUORC*((1/HORC2)+(1/HCU)))/((DTCUORC1*DTCUORC2*(D TCUORC1+DTCUORC2)/2+1E-6)**0.33333)**AEXP +CVCURAN*((QCURAN*((1/HCONDRAN)+(1/HCU)))/((DTCURAN1*DTCURA N2*(DTCURAN1+DTCURAN2)/2+1E-6)**0.33333)**AEXP +CVMPSORC*((QMPSORC*((1/HMPSORC)+(1/HCONDRAN)))/((DTMPSORC1* DTMPSORC2*(DTMPSORC1+DTMPSORC2)/2+1E-6)**0.33333)**AEXP +CVMPSAR*((QMPSAR*((1/HMPSAR)+(1/HCONDRAN)))/((DTMPSAR1*DTM PSAR2*(DTMPSAR1+DTMPSAR2)/2+1E-6)**0.33333)**AEXP +CVREG*((QREG*((1/HREG)+(1/HREG)))/((DTREG1*DTREG2*(DTREG1+DT REG2)/2+1E-6)**0.33333)**AEXP +CVTURBORC*(EORC)**AEXPTURBORC +CVPUMPORC*(EPUMPORC)**AEXPPUMPORC +CVBOILER*(QEXTERNAL)**AEXPAR +CVTURBRAN*(ERAN)**AEXPTURB +CVPUMPRAN*(EPUMPRAN)**AEXPPUMP +CVCONDAR*(QCONDAR)**AEXPAR +CVEXCHAR*(QEXCHAR)**AEXPAR +CVGENAR*(QGENAR)**AEXPAR +CVABSAR*(QABSAR)**AEXPAR +CVPUMPAR*(EPUMPAR)**AEXPPUMP +CVSOLAR*(ASOLAR)**AEXPSOLAR);
OBJECON1..	COST =e= FIXCAP+VARCAP;
OBJECON2..	TAC =e= COST+OPEC-TCR-SPRC;
OBJAMB..	OVERALLGHGE =e= SUM((T,F),GHGEFOSSIL(F)*QFOSSIL(F,T)*DT(T))+SUM((T,B),GHGEBIOFUEL( B)*QBIOFUEL(B,T)*DT(T));
OBJSOC..	NJOBS =e=

---


$$\text{SUM}((T,F),NJOBFOSSIL(F)*QFOSSIL(F,T)*DT(T))+\text{SUM}((T,B),NJOBBIOFUEL(B)*QBIOFUEL(B,T)*DT(T))+\text{SUM}(T,NJOBSOLAR*QSOLAR(T)*DT(T));$$

\*\*\*\*\*BOUNDS\*\*\*\*\*

DT1.LO(I,J,K)=TMAPP;  
DT2.LO(I,J,K)=TMAPP;  
DTCU1.LO(I)=TMAPP;  
DTCU2.LO(I)=TMAPP;  
DTHU2.LO(J)=TMAPP;  
DTORC11.LO(I,K)=TMAPP;  
DTORC12.LO(I,K)=TMAPP;  
DTORC21.LO(J,K)=TMAPP;  
DTORC22.LO(J,K)=TMAPP;  
DTAR11.LO(I,K)=TMAPP;  
DTAR12.LO(I,K)=TMAPP;  
DTAR21.LO(I)=TMAPP;

TKI.UP(I,K)=TIIN(I);  
TKI.LO(I,K)=TIOUT(I);  
TKJ.UP(J,K)=TJOUT(J);  
TKJ.LO(J,K)=TJIN(J);  
TAR2.UP(I)=TIIN(I);  
TAR2.LO(I)=TIOUT(I);

\*\*\*\*\*INICIALIZATION\*\*\*\*\*

TKI.L(I,K)=TIIN(I);  
TKJ.L(J,K)=TJOUT(J);  
TAR2.L(I)=TIOUT(I);  
DT1.L(I,J,K)=TIIN(I)-TJIN(J);  
DT2.L(I,J,K)=TIIN(I)-TJIN(J);  
DTCU1.L(I)=TIOUT(I)-TCUIN(I);  
DTCU2.L(I)=TIIN(I)-TCUIN(I);  
DTHU2.L(J)=THUOUT-TJIN(J);  
DTAR11.L(I,K)=TIIN(I)-TAR1IN;  
DTAR12.L(I,K)=TIOUT(I)-TAR1IN;  
DTAR21.L(I)=TIIN(I)-TAR2IN;  
DTORC11.L(I,K)=TIIN(I)-TORC1IN;  
DTORC12.L(I,K)=TIOUT(I)-TORC1IN;  
DTORC21.L(J,K)=TORC2IN-TJIN(J);  
DTORC22.L(J,K)=TORC2OUT-TJIN(J);

Q.L(I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)=MIN(QCI(I), QCJ(J));

\*\*\*\*\*SOLVER\*\*\*\*\*

OPTION OPTCR=0;  
MODEL SIMPLIFIC1 /ALL/;  
SOLVE SIMPLIFIC1 USING MINLP MINIMIZING TAC;

AEXP=0.65;  
AEXPTURB=0.41;  
CV=1650;  
CVCU=1650;  
CVHU=1650;  
CVORC1=1650;  
CVORC2=1650;

CVAR1=1650;  
 CVAR2=1650;  
 CVCUORC=1650;  
 CVCURAN=1650;  
 CVMPSORC=1650;  
 CVMPSAR=1650;  
 CVREG=1650;

\* OVERALLGHGE.UP=0000;  
 \* OVERALLGHGE.UP=69000;  
 \* OVERALLGHGE.UP=80000;

SOLVE SIMPLIFIC1 USING MINLP MINIMIZING TAC;

\*\*\*\*\*AREAS BY CHENPPROXIMATION\*\*\*\*\*

\*AREA EXCHANGER

A(I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)=  

$$\frac{Q.L(I,J,K)*((1/HI)+(1/HJ))}{(DT1.L(I,J,K)*DT2.L(I,J,K)*(DT1.L(I,J,K)+DT2.L(I,J,K)))/2+1E-6}**0.33333;$$

\*AREAS OF HEATERS AND COOLERS

ACU(I)=  

$$\frac{QCU.L(I)*((1/HI)+(1/HCU))}{(DTCU1.L(I)*DTCU2.L(I)*(DTCU1.L(I)+DTCU2.L(I)))/2+1E-6}**0.33333;$$

AHU(J)=  

$$\frac{QHU.L(J)*((1/HJ)+(1/HHU))}{(DTHU1(J)*DTHU2.L(J)*(DTHU1(J)+DTHU2.L(J)))/2+1E-6}**0.33333;$$

\*AREAS OF EVAPORATOR, CONDENSER AND CU CONDENSER

AORC1(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)=  

$$\frac{QORC1.L(I,K)*((1/HI)+(1/HORC1))}{(DTORC11.L(I,K)*DTORC12.L(I,K)*(DTORC11.L(I,K)+DTORC12.L(I,K)))/2+1E-6}**0.33333;$$

AORC2(J,K)\$ (ORD(K) LE NOK)=  

$$\frac{QORC2.L(J,K)*((1/HJ)+(1/HORC2))}{(DTORC21.L(J,K)*DTORC22.L(J,K)*(DTORC21.L(J,K)+DTORC22.L(J,K)))/2+1E-6}**0.33333;$$

AAR1(I,K)\$ (ORD(K) LE NOK)=  

$$\frac{QAR1.L(I,K)*((1/HI)+(1/HAR1))}{(DTAR11.L(I,K)*DTAR12.L(I,K)*(DTAR11.L(I,K)+DTAR12.L(I,K)))/2+1E-6}**0.33333;$$

AAR2(I)=  

$$\frac{QAR2.L(I)*((1/HAR2)+(1/HI))}{(DTAR21.L(I)*DTAR22(I)*(DTAR21.L(I)+DTAR22(I)))/2+1E-6}**0.33333;$$

ACUORC=  

$$\frac{QCUORC.L*((1/HORC2)+(1/HCU))}{(DTCUORC1*DTCUORC2*(DTCUORC1+DTCUORC2))/2+1E-6}**0.33333;$$

ACURAN=  

$$\frac{QCURAN.L*((1/HCONDAN)+(1/HCU))}{(DTCURAN1*DTCURAN2*(DTCURAN1+DTCURAN2))/2+1E-6}**0.33333;$$

AMPSORC=  

$$\frac{QMPSORC.L*((1/HMPSORC)+(1/HCONDAN))}{(DTMPSORC1*DTMPSORC2*(DTMPSORC1+DTMPSORC2))/2+1E-6}**0.33333;$$

AMPSAR=  

$$\frac{QMPSAR.L*((1/HMPSAR)+(1/HCONDAN))}{(DTMPSAR1*DTMPSAR2*(DTMPSAR1+DTMPSAR2))/2+1E-6}**0.33333;$$

AREG=

$$\frac{(\text{QREG.L} * ((1/\text{HREG}) + (1/\text{HREG})))}{((\text{DTREG1} * \text{DTREG2} * (\text{DTREG1} + \text{DTREG2}) / 2 + 1\text{E-6}) ** 0.33333)};$$

DISPLAY

A, ACU, AHU, AORC1, AORC2, AAR1, AAR2, ACUORC, ACURAN, AMPSORC, AMPSAR, AREG;

PARAMETERS

COSTCOOL	COST OF COOLING,
COSTCUORC	COST COOLING ORC,
COSTCURAN	COST COOLING SRC,
COSTCONDAR	COST COOLING ARC,
COSTPUMPORC	COST PUMPING ORC,
COSTPUMPRAN	COST OF PUMPING SRC,
COSTPUMPAR	COST OF PUMPING ARC,
COSTEXTPOWER	COST EXTERNAL ENERGY FOR PROCESS,
COSTSOLAR	COST SOLAR COLLECTOR,
COSTBIOFUEL	COST BIOFUEL,
COSTFOSSILFUEL	COST FOSSIL FUEL,
COSTOPERATING	OPERATING COST TOTAL,
COSTESALEORC	COST SALE POWER ORC,
COSTESALERAN	COST SALE POWER SRC,
TOTALCOSTESALE	TOTAL COST ENERGY SOLD,
CAPITALEXCH	CAPITAL COST HEN EXCHANGERS,
CAPITALCU	CAPITAL COST COLD UTILITY,
CAPITALHU	CAPITAL COST HOT UTILITY,
CAPITALORC1	CAPITAL COST ORC EVAPORATOR,
CAPITALORC2	CAPITAL COST ORC CONDENSER,
CAPITALAR1	CAPITAL COST UNITS HEN-ARC (GENERATOR),
CAPITALAR2	CAPITAL COST UNITS HEN-ARC (REFRIGERATION),
CAPITALCUORC	CAPITAL COST CU-ORC,
CAPITALCURAN	CAPITAL COST CU-SRC,
CAPITALMPSORC	CAPITAL COST UNITS SRC-ORC,
CAPITALMPSAR	CAPITAL COST UNITS SRC-ARC,
CAPITALREG	CAPITAL COST REGENERATOR,
CAPITALTURBORC	CAPITAL COST ORC TURBINE,
CAPITALTURBRAN	CAPITAL COST SRC TURBINE,
CAPITALPUMPORC	CAPITAL COST PUMP-ORC,
CAPITALPUMPRAN	CAPITAL COST PUMP-SRC,
CAPITALBOILER	CAPITAL COST BOILER,
CAPITALCONDAR	CAPITAL COST ARC CONDENSER,
CAPITALPUMPAR	CAPITAL COST PUMP-ARC,
CAPITALGENAR	CAPITAL COST GENERATOR,
CAPITALABSAR	CAPITAL COST ABSORBER,
CAPITALEXCHAR	CAPITAL COST ARC SOLUTION EXCHANGER,
CAPITALSOLAR	CAPITAL COST SOLAR COLLECTOR,
CAPITALRAN	CAPITAL COST STEAM RANKINE CYCLE,
CAPITALORC	CAPITAL COST ORGANIC RANKINE CYCLE,
CAPITALAR	CAPITAL COST ABSORPTION REFRIGERATION SYSTEM,
INVCOST	INVESMENT,
CREDITCO2FOS	TAX CREDITS FOSSIL FUELS,
CREDITCO2BIO	TAX CREDITS BIOFUELS,
CREDITCO2SOL	TAX CREDITS SOLAR COLLECTOR,
CREDITCO2TOT	TOTAL TAX CREDITS,
TOTALQSOLAR	TOTAL HEAT LOAD SOLAR COLLECTOR,

TOTALQBIOFUEL	TOTAL HEAT LOAD BIOFUEL,
TOTALFOSSILFUEL	TOTAL HEAT FOSSIL FUEL
TOTALPLANT	NET TAC;
*UTILITY COSTS (\$/YEAR)	
COSTCOOL=	CCU*SUM(I,QCU.L(I));
COSTCUORC=	CCU*QCUORC.L;
COSTCURAN=	CCU*QCURAN.L;
COSTCONDAR=	CCU*QCONDAR.L;
COSTPUMPORC=	HY*CELECTB*EPUMPORC.L;
COSTPUMPRAN=	HY*CELECTB*EPUMPRAN.L;
COSTPUMPAR=	HY*CELECTB*EPUMPAR.L;
COSTEXTPOWER=	HY*CELECTB*SUM(P,EXTPOWER.L(P));
COSTSOLAR=	CSOLAR*SUM(T,QSOLAR.L(T)*DT(T));
COSTBIOFUEL=	SUM((B,T),CBIOFUEL(B)*QBIOFUEL.L(B,T)*DT(T));
COSTFOSSILFUEL=	SUM((F,T),CFOSSIL(F)*QFOSSIL.L(F,T)*DT(T));
COSTOPERATING=	COSTCOOL+COSTCUORC+COSTCURAN+COSTCONDAR+COSTPUMPORC+COSTPUMPRAN+COSTPUMPAR+COSTSOLAR+COSTBIOFUEL+COSTFOSSILFUEL+COSTEXTPOWER;
COSTESALEORC=	HY*CELECTS*ESALEORC.L;
COSTESALERAN=	HY*CELECTS*ESALERAN.L;
TOTALCOSTESALE=	COSTESALEORC+COSTESALERAN;
DISPLAY	
	COSTCOOL, COSTCUORC, COSTCURAN, COSTCONDAR, COSTPUMPORC, COSTPUMPRAN, COSTPUMPAR, COSTSOLAR, COSTBIOFUEL, COSTFOSSILFUEL, COSTEXTPOWER, COSTOPERATING, COSTESALEORC, COSTESALERAN, TOTALCOSTESALE;
*CAPITAL COST HEAT EXCHANGE UNITS AND EQUIPMENT (\$/YEAR)	
CAPITALEXCH=	KF*(CF*SUM((I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),Z.L(I,J,K))+CV*SUM((I,J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((Q.L(I,J,K)*((1/HI)+(1/HJ)))/((DT1.L(I,J,K)*DT2.L(I,J,K)*(DT1.L(I,J,K)+DT2.L(I,J,K))/2+1E-6)**0.3333)**AEXP));
CAPITALCU=	KF*(CFCU*SUM(I,ZCU.L(I))+CVCU*SUM(I,((QCU.L(I)*((1/HI)+(1/HCU)))/((DT1.L(I)*DTCU2.L(I)*(DTCU1.L(I)+DTCU2.L(I))/2+1E-6)**0.333333)**AEXP));
CAPITALHU=	KF*(CFHU*SUM(J,ZHU.L(J))+CVHU*SUM(J,((QHU.L(J)*((1/HJ)+(1/HHU)))/((DTHU1(J)*DTHU2.L(J)*(DTHU1(J)+DTHU2.L(J))/2+1E-6)**0.333333)**AEXP));
CAPITALORC1=	KF*(CFORC1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZORC1.L(I,K))+CVORC1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((QORC1.L(I,K)*((1/HI)+(1/HORC1)))/((DTORC11.L(I,K)*DTORC12.L(I,K)*(DTORC11.L(I,K)+DTORC12.L(I,K))/2+1E-6)**0.333333)**AEXP));
CAPITALORC2=	KF*(CFORC2*SUM((J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZORC2.L(J,K))+CVORC2*SUM((J,K)\$ (ORD(K) LE NOK),((QORC2.L(J,K)*((1/HJ)+(1/HORC2)))/((DTORC21.L(J,K)*DTORC22.L(J,K)*(DTORC21.L(J,K)+DTORC22.L(J,K))/2+1E-6)**0.333333)**AEXP));
CAPITALAR1=	KF*(CFAR1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE NOK),ZAR1.L(I,K))+CVAR1*SUM((I,K)\$ (ORD(K) LE

$$\text{NOK}), ((\text{QAR1.L(I,K)} * ((1/\text{HI}) + (1/\text{HAR1}))) / ((\text{DTAR11.L(I,K)} * \text{DTAR12.L(I,K)} * (\text{DTAR11.L(I,K)} + \text{DTAR12.L(I,K)}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALAR2=  

$$\text{KF} * (\text{CFAR2} * \text{SUM(I,ZAR2.L(I))} + \text{CVAR2} * \text{SUM(I, ((\text{QAR2.L(I)} * ((1/\text{HAR2}) + (1/\text{HI}))) / ((\text{DTAR21.L(I)} * \text{DTAR22(I)} * (\text{DTAR21.L(I)} + \text{DTAR22(I)}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}}));$$

CAPITALCUORC=  

$$\text{KF} * (\text{CFCUORC} * \text{ZORC.L} + \text{CVCUORC} * ((\text{QCUORC.L} * ((1/\text{HORC2}) + (1/\text{HCU}))) / ((\text{DCUORC1} * \text{DTCUORC2} * (\text{DTCUORC1} + \text{DTCUORC2}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALCURAN=  

$$\text{KF} * (\text{CFCURAN} + \text{CVCURAN} * ((\text{QCURAN.L} * ((1/\text{HCONDAN}) + (1/\text{HCU}))) / ((\text{DTCURAN1} * \text{DTCURAN2} * (\text{DTCURAN1} + \text{DTCURAN2}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALMPSORC=  

$$\text{KF} * (\text{CFMPSORC} * \text{ZMPSORC.L} + \text{CVMPSORC} * ((\text{QMPSORC.L} * ((1/\text{HMPSORC}) + (1/\text{HCONDAN}))) / ((\text{DTMPSORC1} * \text{DTMPSORC2} * (\text{DTMPSORC1} + \text{DTMPSORC2}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALMPSAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFMPSAR} * \text{ZMPSAR.L} + \text{CVMPSAR} * ((\text{QMPSAR.L} * ((1/\text{HMPSAR}) + (1/\text{HCONDAN}))) / ((\text{DTMPSAR1} * \text{DTMPSAR2} * (\text{DTMPSAR1} + \text{DTMPSAR2}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALREG=  

$$\text{KF} * (\text{CFREG} * \text{ZORC.L} + \text{CVREG} * ((\text{QREG.L} * ((1/\text{HREG}) + (1/\text{HREG}))) / ((\text{DTREG1} * \text{DTREG2} * (\text{DTREG1} + \text{DTREG2}) / 2 + 1\text{E-}6))^{**0.33333})^{**\text{AEXP}});$$

CAPITALTURBORC=  

$$\text{KF} * (\text{CFTURBORC} * \text{ZORC.L} + \text{CVTURBORC} * (\text{EORC.L})^{**\text{AEXPTURB}});$$

CAPITALTURBRAN=  

$$\text{KF} * (\text{CFTURBRAN} + \text{CVTURBRAN} * (\text{ERAN.L})^{**\text{AEXPTURB}});$$

CAPITALPUMPORC=  

$$\text{KF} * (\text{CFPUMPORC} * \text{ZORC.L} + \text{CVPUMPORC} * (\text{EPUMPORC.L})^{**\text{AEXPPUMPORC}});$$

CAPITALPUMPRAN=  

$$\text{KF} * (\text{CFPUMPRAN} + \text{CVPUMPRAN} * (\text{EPUMPRAN.L})^{**\text{AEXPPUMP}});$$

CAPITALBOILER=  

$$\text{KF} * (\text{CFBOILER} + \text{CVBOILER} * (\text{QEXTERNAL.L})^{**\text{AEXPAR}});$$

CAPITALCONDAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFCONDAR} + \text{CVCONDAR} * (\text{QCONDAR.L})^{**\text{AEXPAR}});$$

CAPITALPUMPAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFPUMPAR} + \text{CVPUMPAR} * (\text{EPUMPAR.L})^{**\text{AEXPPUMP}});$$

CAPITALGENAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFGENAR} + \text{CVGENAR} * (\text{QGENAR.L})^{**\text{AEXPAR}});$$

CAPITALABSAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFABSAR} + \text{CVABSAR} * (\text{QABSAR.L})^{**\text{AEXPAR}});$$

CAPITALEXCHAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFEXCHAR} + \text{CVEXCHAR} * (\text{QEXCHAR.L})^{**\text{AEXPAR}});$$

CAPITALSOLAR=  

$$\text{KF} * (\text{CFSOLAR} * \text{ZSOLAR.L} + \text{CVSOLAR} * (\text{ASOLAR.L})^{**\text{AEXPSOLAR}});$$

CAPITALRAN=  

$$\text{CAPITALBOILER} + \text{CAPITALTURBRAN} + \text{CAPITALMPSORC} + \text{CAPITALMPSAR} + \text{CAPITALHU} + \text{CAPITALCURAN} + \text{CAPITALPUMPRAN};$$

CAPITALORC=  

$$\text{CAPITALORC1} + \text{CAPITALTURBORC} + \text{CAPITALREG} + \text{CAPITALORC2} + \text{CAPITALCUORC} + \text{CAPITALPUMPORC};$$

CAPITALAR=  

$$\text{CAPITALAR1} + \text{CAPITALGENAR} + \text{CAPITALCONDAR} + \text{CAPITALABSAR} + \text{CAPITALAR2} + \text{CAPITALPUMPAR} + \text{CAPITALEXCHAR};$$

## DISPLAY

CAPITALEXCH, CAPITALCU, CAPITALHU, CAPITALORC1, CAPITALORC2, CAPITALAR1, CAPITALAR2, CAPITALCUORC, CAPITALCURAN, CAPITALMPSORC, CAPITALMPSAR, CAPITALREG, CAPITALTURBORC, CAPITALTURBRAN, CAPITALPUMPORC, CAPITALPUMPRAN, CAPITALBOILER, CAPITALCONDAR, CAPITALPUMPAR, CAPITALGENAR, CAPITALABSAR, CAPITALEXCHAR, CAPITALSOLAR, CAPITALRAN, CAPITALORC, CAPITALAR;

\*INVESTMENT COST (\$/YEAR)

INVCOST=

---

CAPITALEXCH+CAPITALCU+CAPITALHU+CAPITALORC1+CAPITALORC2+CAPITALAR1+CAPITALAR2+CAPITALCUORC+CAPITALCURAN+CAPITALMPSORC+CAPITALMPSAR+CAPITALREG+CAPITALTURBORC+CAPITALTURBRAN+CAPITALPUMPORC+CAPITALPUMPRAN+CAPITALBOILER+CAPITALCONDAR+CAPITALPUMPAR+CAPITALGENAR+CAPITALABSAR+CAPITALEXCHAR+CAPITALSOLAR;

DISPLAY  
INVCOST;

\*TAX CREDITS CO2

CREDITCO2FOS= SUM((T,F),RFOSSILFUEL(F)\*QFOSSIL.L(F,T)\*DT(T));

CREDITCO2BIO= SUM((T,B),RBIOFUEL(B)\*QBIOFUEL.L(B,T)\*DT(T));

CREDITCO2SOL= CREDITCO2\*GHGEBASE\*SUM(T,QSOLAR.L(T)\*DT(T));

CREDITCO2TOT=

CREDITCO2\*GHGEBASE\*SUM(T,QSOLAR.L(T)\*DT(T))+SUM((T,B),RBIOFUEL(B)\*QBIOFUEL.L(B,T)\*DT(T))+SUM((T,F),RFOSSILFUEL(F)\*QFOSSIL.L(F,T)\*DT(T));

DISPLAY  
CREDITCO2FOS, CREDITCO2BIO, CREDITCO2SOL, CREDITCO2TOT;

TOTALPLANT= COSTOPERATING+INVCOST-TOTALCOSTESALE-CREDITCO2TOT;

DISPLAY  
TOTALPLANT;