



**UNIVERSIDAD MICHOACANA DE
SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



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

**DISEÑO ÓPTIMO DE SISTEMAS ENERGÉTICOS
INTEGRADOS CONSIDERANDO SIMULTÁNEAMENTE
CRITERIOS ECONÓMICOS, AMBIENTALES Y SOCIALES**

TESIS presentada por:

LUIS FERNANDO LIRA BARRAGÁN

Dirigida por:

Doctor en Ciencias en Ingeniería Química José María Ponce Ortega

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

DOCTOR EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

Morelia, Mich.

Julio 2014

RESUMEN

DISEÑO ÓPTIMO DE SISTEMAS ENERGÉTICOS INTEGRADOS CONSIDERANDO SIMULTÁNEAMENTE CRITERIOS ECONÓMICOS AMBIENTALES Y SOCIALES

Por

Luis Fernando Lira Barragán

Julio de 2014

Doctor en Ciencias en Ingeniería Química

Dirigida por: Dr. José María Ponce Ortega

El presente trabajo propone el diseño y síntesis de redes de intercambio de calor integradas energéticamente con otros subsistemas industriales tales como ciclos de refrigeración por absorción y ciclos Rankine termodinámicos para la producción de electricidad. En la actualidad generalmente el suministro de energía externa a este tipo de sistemas se lleva a cabo a través de combustibles fósiles (como lo son el carbón, combustóleo, o gas natural) y considerando que los criterios ambientales cada vez juegan un papel de mayor relevancia, también se incluye la posibilidad de emplear biocombustibles (por ejemplo biomasa, bioetanol, biodiesel entre otros) y colectores solares. En este sentido, el colector solar representa una de las mejores alternativas ambientales de obtener energía para procesos industriales; es por ello que también una parte muy importante del presente documento aborda la configuración y diseño de un sistema de almacenamiento para la conservación óptima de la energía solar. Los problemas previamente planteados se resuelven considerando simultáneamente los tres aspectos fundamentales de la sustentabilidad, esto es criterios económicos, ambientales y sociales. Los criterios económicos consisten tanto en la minimización de los costos como en la maximización de las ganancias; el aspecto ambiental es una evaluación indirecta del impacto ambiental generado por las fuentes de energía primaria (colectores solares, biocombustibles y combustibles fósiles) a través de la minimización de los gases de efecto invernadero; por último, un criterio imprescindible de los esquemas sustentables son los criterios sociales, particularmente los empleos que se generan en la producción de las energías primarias con la puesta en marcha del proyecto (principalmente en las zonas rurales para la producción de biocombustibles), por lo que este aspecto puede resultar atractivo para inversionistas y gobiernos locales en el combate a la marginación. Finalmente, los modelos obtenidos son problemas de optimización mixto-entero no lineales (*MINLP*) y se pueden aplicar a cualquier caso en particular; los ejemplos resueltos muestran los beneficios de las metodologías propuestas.

Palabras clave: Integración energética; Sustentabilidad; Conservación de la energía solar.

ABSTRACT

OPTIMAL DESIGN OF INTEGRATED ENERGY SYSTEMS CONSIDERING SIMULTANEOUSLY ECONOMIC, ENVIRONMENTAL AND SOCIAL CRITERIA

By

Luis Fernando Lira Barragán

July 2014

Doctor of Philosophy in Chemical Engineering

Directed by: Ph.D. José María Ponce Ortega

This work proposes the design and synthesis of heat exchanger networks integrated with other energy industrial subsystems such as absorption refrigeration cycles and thermodynamic Rankine cycles for the production of electricity. Nowadays, typically the supply of external energy to this type of systems is carried out through fossil fuels (such as carbon, fuel oil or natural gas) and considering that the environmental aspects play an important role, also it includes the possibility of the using biofuels (i.e., biomass, bioethanol, biodiesel and others) and solar collectors. In this sense, the solar collector is one of the best environmental alternatives to obtain energy for industrial processes; then, an important part of the present documents deals with the configuration and design of a storage system for the optimal conservation of solar energy. The previous problems are solved considering simultaneously the three key aspects of sustainability: economic, environmental and social criteria. The economic criteria consists in the minimization of costs, as well as in the maximization of profits; the environmental aspect is an indirect assessment of the environmental impact generated by the primary energy sources (solar collectors, biofuels and fossil fuels) through the minimization of the greenhouse gasses; finally, an essential criteria of sustainable schemes are the social criteria, particularly the jobs that can be created in the production of primary energies with the operation of the project (mainly in rural areas for the production of biofuels), therefore this aspect can be attractive for the decision makers, investors and local governments to mitigate the marginalization.

Finally the obtained models are mixed-integer non-linear (MINLP) optimization problems and can be applied to any particular case; the solved examples show the benefits of the proposed methodologies.

Keywords: Energy integration; Sustainability; conservation of the solar energy.

DEDICATORIA

A mi esposa, mi madre y mi familia con amor y gratitud.

AGRADECIMIENTOS

A mi esposa Nancy, por todo tu apoyo, amor y comprensión. Agradezco a la vida misma por haberte puesto en mi camino como mi compañera y confidente.

A mi madre María de Lourdes, por todo el apoyo que sin medida me has brindado a mí y mis hermanos. Eres un ejemplo de entrega, amor y lucha. **A ti también Manuel**, te agradezco enormemente tus consejos y por siempre estar en mi vida cuando lo necesito. Gracias! Espero siempre corresponderle a ambos.

A mis hermanos Hugo, Ivette y Vanessa, por ser dejarme ser parte cercana de sus vidas y por su apoyo incondicional.

A mis amigos, por su invaluable apoyo y por dejarme ser parte de ustedes.

A mi asesor Dr. José María, por haberme brindado la oportunidad de realizar mis estudios de posgrado con usted. Le agradezco todo el apoyo y respaldo que he recibido de su parte. Es usted la persona más brillante y comprometida que conozco. **Al Dr. Medardo**, por sus conocimientos, consejos y el gran ser humano que es, lo cual es una inspiración y ejemplo a seguir en la vida.

A mis co-asesores externos Dr. Carlos Ariel, Dr. Mahmoud, Dr. Ricardo, Dr. Antonio, Dr. Laureano y Dr. Gonzalo, por haberme brindado la invaluable oportunidad de colaborar con ustedes.

Al comité tutorial, por todas sus aportaciones y observaciones al presente proyecto.

Al CONACYT, por todo el apoyo financiero otorgado, lo cual ha sido esencial para el desarrollo del presente proyecto.

A mi estimada Universidad y a mi país, por ofrecerme la oportunidad de realizar mis estudios de posgrado. Siempre me sentiré muy orgulloso de mi nacionalidad.

ÍNDICE

RESUMEN	iii
ABSTRACT	iv
ÍNDICE DE TABLAS	x
ÍNDICE DE FIGURAS	xii
NOMENCLATURA	xv
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Generalidades.....	1
1.2 Justificación.....	4
1.3 Hipótesis.....	5
1.4 Objetivos	5
1.4.1 <i>Objetivo General</i>	5
1.4.2 <i>Objetivos Particulares</i>	6
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO.....	7
2.1 Antecedentes.....	9
CAPÍTULO 3. DISEÑO DE SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN INTEGRADOS CON REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	13
3.1 Planteamiento del Problema	13
3.2 Formulación del Modelo	17
3.2.1 <i>Modelo para la Red de Intercambio de Calor</i>	18
3.2.2 <i>Sistema de Refrigeración por Absorción y Fuentes de Energía</i>	22
3.2.3 <i>Funciones Objetivo</i>	26
3.2.4 <i>Solución del Problema Multi-objetivo</i>	32
3.2.5 <i>Aspectos Destacados</i>	33

3.3 Resultados y Discusión	34
3.3.1 Ejemplo 1	37
3.3.2 Ejemplo 2	43
 CAPÍTULO 4. DISEÑO Y OPERACIÓN DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO PARA ENERGÍA SOLAR EN PROCESOS INDUSTRIALES	49
4.1 Planteamiento del Problema	49
4.2 Formulación del Modelo	57
4.2.1 Parámetros Iniciales	58
4.2.2 Optimización de la Conservación de la Energía Solar	59
4.2.3 Funcionamiento de los Tanques Calientes de Almacenamiento	66
4.2.4 Función Objetivo	69
4.2.5 Aspectos Destacados	70
4.3 Resultados y Discusión	71
4.3.1 Ejemplo 1	72
4.3.2 Ejemplo 2	77
 CAPÍTULO 5. INTEGRACIÓN SUSTENTABLE DE SISTEMAS DE TRIGENERACIÓN CON REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR	83
5.1 Planteamiento del Problema	83
5.2 Formulación del Modelo	89
5.2.1 Modelo para la Red de Intercambio de Calor	90
5.2.2 Selección Óptima de Fluidos de Trabajo	94
5.2.3 Ciclos Termodinámicos y sus Interacciones	98
5.2.4 Tamaño Óptimo del Colector Solar y Máxima Disponibilidad para Biocombustibles	100
5.2.5 Funciones Objetivo	102
5.2.6 Solución del Problema Multi-Objetivo	107
5.3 Resultados y Discusión	107
5.3.1 Ejemplo 1	109
5.3.2 Ejemplo 2	115

CONCLUSIONES	123
BIBLIOGRAFÍA	129
APÉNDICES	137
A.1 Portada de los Artículos Publicados Durante el Doctorado.....	137

ÍNDICE DE TABLAS

3.1	Energía útil colectada por mes para los dos tipos de colectores solares.....	35
3.2	Datos de los combustibles fósiles y biocombustibles en los ejemplos presentados	36
3.3	Cantidad mensual disponible de biocombustibles [kg/mes].....	36
3.4	Datos de las corrientes para el Ejemplo 1.....	37
3.5	Comparación de soluciones del Ejemplo 1-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO ₂ eq.....	38
3.6	Análisis de sensibilidad de costos para diferentes valores de empleos creados	43
3.7	Datos de las corrientes para el Ejemplo 2.....	44
3.8	Comparación de soluciones del Ejemplo 2-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO ₂ eq.....	46
4.1	Energía útil colectada por hora para un día promedio de cada mes en Morelia, México– Dado en kJ/(m ² hr).....	72
4.2	Resultados del Caso A del Ejemplo 1.....	74
4.3	Resultados del Caso C del Ejemplo 1.....	75
4.4	Resultados para el Caso D del Ejemplo 1.....	76
4.5	Comparación de los resultados del Ejemplo 1.....	77
4.6	Resultados del Caso A del Ejemplo 2.....	78
4.7	Resultados del Caso B del Ejemplo 2.....	79
4.8	Resultados del Caso C del Ejemplo 2.....	80
4.9	Resultados del Caso C del Ejemplo 2.....	81
4.10	Comparación de los resultados del Ejemplo 2.....	82
4.11	Características para los casos considerados en los ejemplos presentados	82
5.1	Energía útil colectada por mes para el colector solar	108

5.2	Datos de los combustibles fósiles y biocombustibles en los ejemplos presentados	109
5.3	Datos de las corrientes para el Ejemplo 1	109
5.4	Cantidad mensual disponible de biocombustibles para el Ejemplo 1 [kg/mes]	109
5.5	Fluidos de trabajo para el ciclo orgánico y los sistemas del ciclo de refrigeración en el Ejemplo 1 (Wang y col., 2011; Mago y col., 2007; Bao y Zhao, 2013).....	110
5.6	Detalle de las soluciones identificadas en el Ejemplo 1	112
5.7	Datos de las corrientes para el Ejemplo 2.....	116
5.8	Cantidad mensual disponible de biocombustibles para el Ejemplo 2 [kg/mes]	116
5.9	Fluidos de trabajo para el ciclo orgánico y los sistemas del ciclo de refrigeración en el Ejemplo 2 (Wang y col., 2011; Mago y col., 2007; Bao y Zhao, 2013).....	116
5.10	Detalle de las soluciones identificadas en el Ejemplo 2	118

ÍNDICE DE FIGURAS

1.1	Red de intercambio de calor convencional	3
1.2	Integración energética sustentable para procesos de refrigeración.....	4
2.1	Representación esquemática de la disponibilidad de la radiación solar en la síntesis de sistemas de redes integradas con la refrigeración por absorción	7
2.2	Representación esquemática para el sistema energético robusto integrado	8
3.1	Representación esquemática para la integración energética en procesos que requieren refrigeración.....	13
3.2	Superestructura propuesta para el sistema de refrigeración por absorción.....	16
3.3	Funciones del costo de capital linealizadas para el colector de cilindros parabólicos	36
3.4	Curva Pareto para el Ejemplo 1-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO ₂ eq	38
3.5	Configuración para la solución A (mínimas emisiones) del Ejemplo 1	39
3.6	Configuración de la solución B (mínimo costo) del Ejemplo 1	40
3.7	Configuración de la solución C del Ejemplo 1	40
3.8	Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1	41
3.9	Configuración para la solución D del Ejemplo 1.....	41
3.10	Fuentes de energía requeridos por mes en la solución D del Ejemplo 1	42
3.11	Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 1.....	43
3.12	Dependencia del costo total anual respecto de la diferencia mínima de temperatura para el Ejemplo 2.....	45
3.13	Curva Pareto para el Ejemplo 2-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO ₂ eq	46
3.14	Configuración obtenida para la solución C del Ejemplo 2	47

3.15	Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1	48
4.1	Estrategia de solución propuesta.....	52
4.2	Superestructura del sistema de energía híbrido sin almacenamiento de energía.....	53
4.3	Superestructura para el almacenamiento de energía proveniente del colector solar	55
4.4	Representación de los tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y que despachan en los periodos $q \neq q'$	67
4.5	Representación de los tanques almacenando en el periodo $q \neq q'$ y despachando en el periodo $q=q'$	67
4.6	Representación de la combinación de los dos modos de funcionamiento de los tanques calientes de almacenamiento	68
4.7	Representación de los tanques almacenando y despachando a cualquier hora, pero nunca al mismo tiempo	68
4.8	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso A del Ejemplo 1	73
4.9	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso C del Ejemplo 1	75
4.10	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso D del Ejemplo 1	76
4.11	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso A del Ejemplo 2	78
4.12	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso B del Ejemplo 2	79
4.13	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso C del Ejemplo 2	80
4.14	Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso D del Ejemplo 2	81
5.1	Una planta industrial convencional con requerimientos energéticos en términos de servicios externos de calentamiento y enfriamiento, refrigeración y electricidad.....	83
5.2	Representación general para la metodología propuesta.....	86
5.3	Representación esquemática del sistema integrado propuesto	87

5.4	Superestructura propuesta para el sistema integrado energéticamente.....	88
5.5	Soluciones Pareto para el Ejemplo 1	111
5.6	Configuración para la solución A del Ejemplo 1.....	113
5.7	Configuración para la solución B del Ejemplo 1.....	114
5.8	Configuración para la solución C del Ejemplo 1.....	114
5.9	Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1	115
5.10	Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 1.....	115
5.11	Soluciones Pareto para el Ejemplo 2	117
5.12	Configuración para la solución A del Ejemplo 2.....	119
5.13	Configuración para la solución B del Ejemplo 2.....	120
5.14	Configuración para la solución C del Ejemplo 2.....	121
5.15	Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 2	122
5.16	Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 2.....	122

NOMENCLATURA

Parámetros

$Avail$	disponibilidad máxima de combustibles, kg/mes
C	costo, \$
C_p	capacidad calorífica específica, kJ/kg K
COP	coeficiente de funcionamiento
C_u	costo operacional unitario, \$/kJ
D_m^{dm}	factor de conversión de tiempo, días/mes
D^{sh}	factor de conversión de tiempo, s/h
D_t	factor de conversión de tiempo, s/mes
FC	carga fija, \$/año
F^{Pro}	flujo requerido por el ciclo de refrigeración por absorción, kg/s
FC_p	producto del flujo y capacidad calorífica, kJ/s K
$GaPow$	ganancias unitarias obtenidas por la venta de la electricidad, \$/kW
$GHGE$	emisiones de gases de efecto invernadero unitarias, ton CO _{2eq} /kJ
H	coeficiente de transferencia de película, kW/m ² K
$Heating^{Power}$	poder calorífico, kJ/kg
H_Y	horas de operación por año, h/año
k_f	factor usado para anualizar los costos de capital
$NJOBS$	número de empleos generados, empleos
NOK	número total de etapas
Q^{max}	límite superior para el calor intercambiado, kJ/s
Q^{Useful_Solar}	radiación solar disponible en la localización específica, kJ/m ² mes

R	crédito fiscal debido a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, \$/kJ
Sup	precio unitario de la electricidad, \$/kW
T_{IN}	temperatura de entrada, K
T_{OUT}	temperatura de salida, K
$T^{Process_In}$	temperatura de entrada al sistema de refrigeración por absorción, K
$T^{Process_Out}$	temperatura de salida al sistema de refrigeración por absorción, K
$T^{Vaporization}$	temperatura de evaporación del fluido de trabajo, K
VC	carga variable unitaria, \$/m ³ año

Símbolos Griegos

α	exponente para el costo del área del colector solar
β	exponente para el costo del área de intercambiadores
δ	número pequeño (por ejemplo 1×10^{-5})
ε_a	parámetro de intervalo entre las mínimas y máximas emisiones gaseosas para el método <i>constraint</i> , ton CO _{2eq} /kJ
λ	eficiencia de combustión
μ	factor de eficiencia
ρ	densidad
τ	tiempo de residencia
$\Delta T^{\max}$	límite superior para la diferencia de temperaturas, K
$\Delta T_{\min}$	diferencia mínima de temperatura, K

Variables

A_c	área, m ²
CaC	costo de capital para intercambiadores de calor, \$/año
$cost^{Tank}$	costo del tanque p , \$/año
$cost^{WT}$	costo del tanque de agua fría, \$/año
dt	diferencia de temperaturas, K
ESC	costo de las fuentes de energía, \$/año
f^{By}	flujo que evita el paso al colector solar, kg/s
f^{Coll}	flujo de salida del colector solar, kg/s
f^{Mix}	corriente de salida del sistema de tanques de almacenamiento, kg/s
f^{TankBy}	flujo que evita el paso a los tanques de almacenamiento, kg/s
f^{Tank_In}	flujo de entrada al tanque de almacenamiento p , kg/s
f^{Tank_Out}	flujo de salida al tanque de almacenamiento p , kg/s
f^{WT_Out}	flujo de salida del tanque de agua fría, kg/s
FiC	costo fijo de los intercambiadores, \$/año
$NGHGE$	emisiones de gases de efecto invernadero, ton CO _{2eq} /año
OC	costo operacional, \$/año
$Power$	potencia generada, kW
$PPCost$	costo de producción de potencia, \$/kW
Q	calor intercambiado, kJ/s
$Q^{External}$	energía total suministrada al ciclo Rankine, kJ/s
Q^{Solar}	energía solar total, kJ/mes
q	calor transferido, kJ/s

q^{Heater}	calor transferido en el calentador, kJ/s
q^{Loss}	pérdidas energéticas en el tanque p , kJ/s
Q^{mps}	calor disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor, kJ/s
RSP	ingresos debidos a la venta de potencia, \$/año
S	acumulación másica, kg/s
T	temperatura interna, K
TAC	costo total anual, \$/año
TAP	ganancia total anual, \$/año
TCR	créditos fiscales, \$/año
t^{Heater}	temperatura de entrada al calentador, K
t^{Mix}	temperatura de la corriente de salida de los tanques de almacenamiento, K
t^{Solar}	temperatura a la salida del colector solar, K
t^{Tank}	temperatura en el tanque p , K
$t^{Tank_Initial}$	temperatura inicial en el tanque p , K
V_p^{Tank}	volumen del tanque de almacenamiento p , K
V^{WT}	volumen del tanque de agua fría, m ³
W	variable Booleana para modelar la existencia del tipo de colector solar
w	variable binaria para modelar la existencia del tipo de colector solar
Y	variable Booleana para modelar la existencia del colector solar
y	variable binaria para modelar la existencia del colector solar
Y_p	variable Booleana para modelar la existencia del tanque de almacenamiento p
y_p	variable binaria para modelar la existencia del tanque de almacenamiento p

Z	variable Booleana para modelar la existencia de los intercambiadores de calor
z	variable binaria para modelar la existencia de los intercambiadores de calor
Z_f	variable Booleana para modelar la existencia de los flujos de entrada o salida en los tanques de almacenamiento
z_f	variable binaria para modelar la existencia de los flujos de entrada o salida en los tanques de almacenamiento

Conjuntos

B	$\{b \mid b \text{ es un biocombustible}\}$
CPS	$\{j \mid j \text{ es una corriente fría de proceso}\}$
F	$\{f \mid f \text{ es un combustible fósil}\}$
G	$\{g \mid g \text{ es un fluido de trabajo para el ciclo Rankine orgánico}\}$
H	$\{h \mid h \text{ es un sistema para el ciclo de refrigeración por absorción}\}$
HPS	$\{i \mid i \text{ es una corrientes caliente de proceso}\}$
M	$\{m \mid m \text{ es un mes}\}$
P	$\{p \mid p \text{ es un tanque de almacenamiento}\}$
Q	$\{q \mid q \text{ es una hora}\}$
R	$\{r \mid r \text{ es un segmento para el costo de capital del colector solar}\}$
S	$\{s \mid s \text{ es un colector solar}\}$
ST	$\{k \mid k \text{ es una etapa en la superestructura, } k = 1, \dots, NOK\}$
T	

Subíndices y Superíndices

ar	refrigeración por absorción
------	-----------------------------

<i>ar1</i>	unidad de intercambio de calor donde el exceso de calor de las corrientes calientes de proceso es transferido
<i>ar2</i>	etapa de la superestructura donde las corrientes calientes son enfriadas
<i>b</i>	biocombustible
<i>cap</i>	capital
<i>cw</i>	agua fría
<i>dis</i>	desagregada
<i>Fluid</i>	fluido
<i>f</i>	combustible fósil
<i>Initial</i>	inicial
<i>i</i>	corriente caliente de proceso
<i>j</i>	corriente fría de proceso
<i>k</i>	índice para la etapa (1, ..., NOK) y localización de las temperaturas (1, ..., NOK+1)
<i>lps</i>	etapa de la superestructura donde las corrientes frías intercambian calor con vapor de baja presión
<i>m</i>	mes
<i>Max</i>	máximo
<i>op</i>	operacional
<i>orc</i>	ciclo Rankine orgánico
<i>orc1</i>	intercambiador de calor donde las corrientes calientes transfieren energía al ciclo Rankine orgánico
<i>orc2</i>	intercambiador de calor donde el ciclo Rankine orgánico transfiere calor a las corrientes frías de proceso
<i>Out</i>	salida

p	tanque
q	periodo de tiempo (en horas)
r	segmento del costo de capital de los colectores solares
$Solar$	solar
s	colector solar
src	ciclo Rankine de vapor
t	periodo de tiempo (en meses)
$Tank$	tanque de almacenamiento
Up	máximo permitido
WT	tanque de agua fría colocado a la salida del sistema de refrigeración

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se hace mención a las generalidades del proyecto tales como la problemática que representa en la actualidad el uso de los combustibles fósiles y por consiguiente la necesidad de reemplazarlos por energías más limpias en los procesos industriales, la forma en que los gobiernos incentivan estas alternativas energéticas, las ventajas de la integración energética tanto en redes de intercambio de calor así como en otros subsistemas dentro de los procesos industriales para el ahorro energético, así como la importancia de generar esquemas industriales sustentables.

1.1 Generalidades

Actualmente, la energía es uno de los recursos más importantes en el mundo y al mismo una de las mayores preocupaciones para todos los gobiernos de todos los países, debido a que es una herramienta fundamental para el desarrollo de la sociedad. En este sentido, todavía la principal fuente de recursos energéticos son los combustibles fósiles tales como el petróleo, el carbón y el gas natural. Sin embargo, se sabe con certeza que son recursos no renovables (es decir no se regeneran y existe una cantidad limitada de ellos) y su consumo hoy en día es muy acelerado. Además, muchas investigaciones han probado que son la principal causa del cambio climático o calentamiento global. El cambio climático es considerado una de las mayores preocupaciones (o la principal) en el planeta y prueba de ello son la gran cantidad de cumbres (congregando a decenas de mandatarios y sus gobiernos) que se han llevado a cabo en los últimos años con el propósito principal de crear programas y buscar estrategias que permitan mitigar y combatir este grave problema ambiental. Las repercusiones del calentamiento global son diversas y en ciertos casos llegan a ser muy severas, generando principalmente problemas en los ecosistemas, sequías muy prolongadas, lluvias muy intensas, el derretimiento de los polos glaciares y consecuentemente el incremento en el nivel del mar, entre otros. Es por ello que resulta apremiante el reemplazamiento de los combustibles fósiles por energías alternas que no generen o que disminuyan esta problemática; asimismo en el caso específico de la industria se puede hacer uso de técnicas o herramientas que optimicen el aprovechamiento energético dentro de los procesos industriales y por tanto reducir el consumo de energías primarias como lo es la integración energética.

Dentro de los esfuerzos, que se han pactado en las mencionadas congregaciones se encuentran el otorgamiento de incentivos a través de créditos fiscales que reducen las cargas fiscales a la industria siempre y cuando ésta reduzca sus emisiones gaseosas de efecto invernadero. De esta manera, la industria puede sustituir parcial o totalmente el uso de combustibles fósiles por energías más limpias tales como la energía eólica, la energía solar o los biocombustibles (por ejemplo biomasa, bioetanol, biodiesel entre otros) para obtener beneficios económicos. En este aspecto, es precisamente la industria uno de los mayores consumidores de combustibles fósiles; además otro usuario importante son las plantas de potencia para la generación de electricidad. Ambos sectores consumen una enorme cantidad de combustibles fósiles; por lo que una tarea importante es la búsqueda de técnicas que simultáneamente reemplacen los combustibles fósiles y logren un mayor aprovechamiento de la energía tanto en la industria como en las plantas de potencia.

Por otro lado, existen muchos estudios que han propuesto el ahorro en el consumo de energías primarias a través de la integración energética de redes de intercambio de calor. Esta herramienta primeramente identifica las corrientes de proceso que requieren disminuir sus temperaturas (empleando el diagrama de flujo del proceso), las cuales son denominadas “corrientes calientes de proceso”. Además, es necesario incluir a las corrientes que requieren calentamiento para aumentar su temperatura inicial, siendo éstas las “corrientes frías de proceso”. También se debe conocer las temperaturas iniciales, temperaturas finales deseadas, flujo y capacidad calorífica tanto de las corrientes calientes como de las corrientes frías; así, la carga energética de cada una de las corrientes también es conocida.

La Figura 1.1 ilustra una red de intercambio de calor convencional. Entonces, para alcanzar el máximo aprovechamiento energético es necesario que las corrientes calientes transfieran la mayor carga calorífica posible a las corrientes frías de proceso en las etapas internas de la superestructura propuesta, con el fin de reducir los servicios externos de calentamiento y enfriamiento. En este caso, el servicio externo de calentamiento (este servicio requiere la quema de combustibles fósiles para su producción) puede ser suministrado por vapor de baja presión, mientras que el servicio externo de enfriamiento consiste en agua fría para remover el calor contenido en las corrientes calientes. Finalmente, las corrientes de proceso pueden alcanzar las temperaturas finales deseadas.

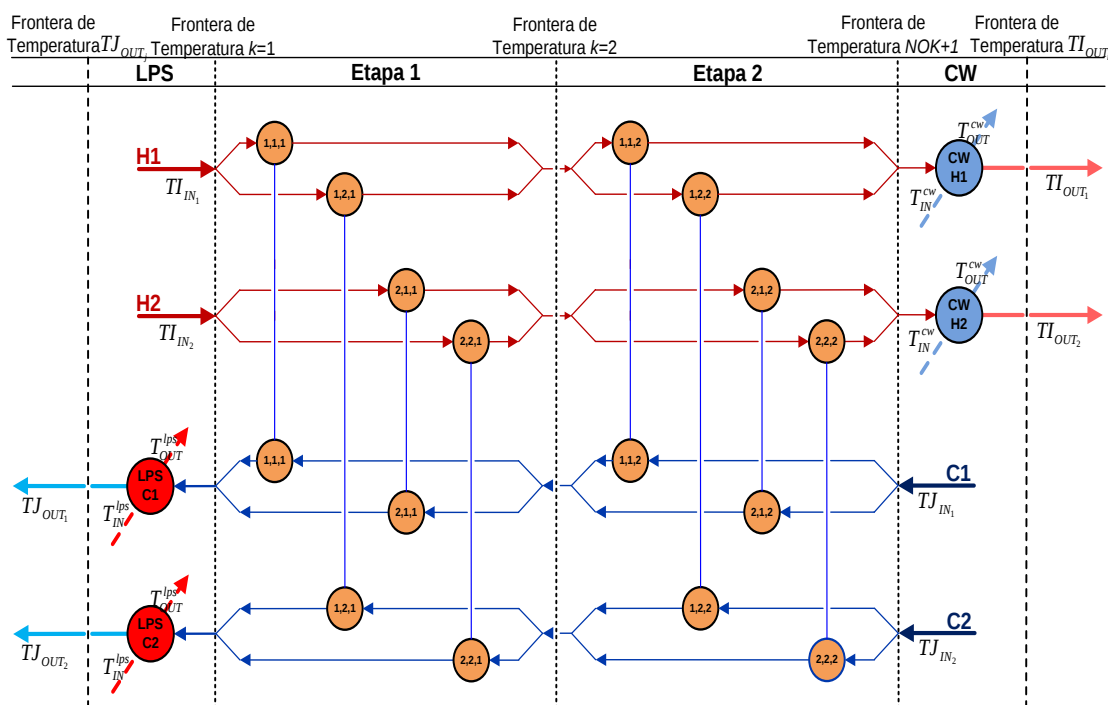


Figura 1.1 Red de intercambio de calor convencional.

Adicionalmente, existen muchos procesos industriales que demandan refrigeración; es decir que esos procesos requieren que las corrientes calientes de proceso alcancen temperaturas por debajo de la temperatura ambiente (nótese que estas temperaturas no se pueden alcanzar con agua de enfriamiento); consecuentemente es necesario instalar un sistema de refrigeración para satisfacer los requerimientos de enfriamiento. Los ciclos de refrigeración convencionales comúnmente consumen un nivel muy alto de energía y por consiguiente conducen a la generación de enormes cantidades de gases de efecto invernadero. En este sentido, el ciclo de refrigeración por absorción representa una alternativa a la refrigeración por compresión al no tener consumos elevados de electricidad y a cambio requiere una fuente de calor disponible. Asimismo, el ciclo de refrigeración por absorción es una opción idónea para los procesos donde las temperaturas finales de las corrientes que requieren ser refrigeradas son un poco más bajas que la temperatura ambiente (con este ciclo no es posible satisfacer niveles muy grandes de enfriamiento ni alcanzar temperaturas muy bajas) y cuando se tienen recursos caloríficos disponibles.

Entonces, el uso adecuado de los recursos energéticos es muy importante para producir esquemas sustentables. La Figura 1.2 muestra una representación de la integración energética sustentable para procesos que requieren refrigeración; en este caso las fuentes de energía son los

combustibles fósiles, biocombustibles y energía solar además se considera su impacto en los aspectos económicos, ambientales y sociales, los cuales son los de mayor importancia para generar procesos sustentables. Vale la pena mencionar que esos criterios pueden contradecirse entre sí; esto significa que la mejor solución económica no corresponde a la mejor solución ambiental o social y viceversa. Por lo tanto, es muy importante considerar aproximaciones sistemáticas que permitan seleccionar la mejor solución que compense simultáneamente los tres objetivos, generando procesos sustentables.

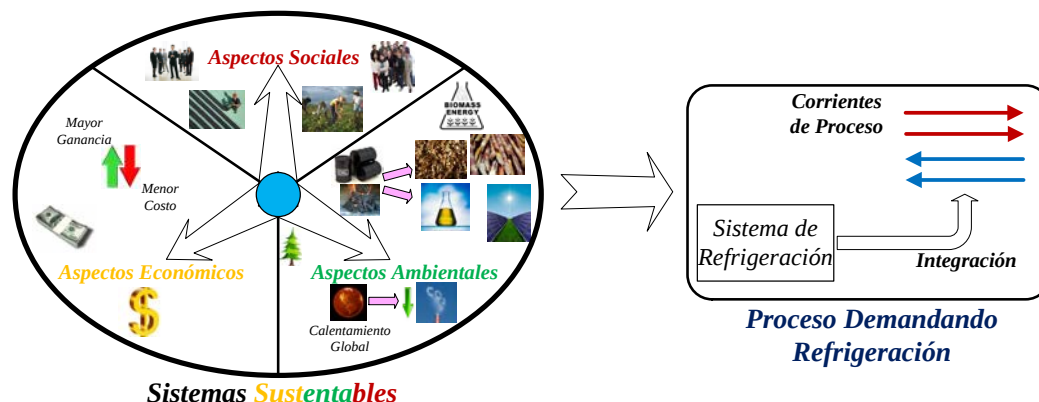


Figura 1.2 Integración energética sustentable para procesos de refrigeración.

1.2 Justificación

Hoy en día las fuentes energéticas primarias son recursos primordiales de la sociedad; en este sentido, los principales energéticos todavía son los combustibles fósiles, de los cuales dependemos muy fuertemente. Por un lado los combustibles son un componente indispensable para el desarrollo industrial, económico y de bienestar para la humanidad y al mismo tiempo su acelerado consumo es la causa principal de graves problemas ambientales como el calentamiento global y el cambio climático (los cuales tienen su origen en las emisiones de gases de efecto invernadero tales como el dióxido de carbono que se liberan en la quema de los combustibles), entre otros. Es por ello que en las últimas décadas se ha impulsado intensamente el desarrollo de fuentes de energías alternas que reduzcan o minimicen los efectos nocivos al ambiente (por ejemplo: la energía solar, la energía eólica y los biocombustibles).

Adicionalmente, la industria y las plantas de potencias son los principales consumidores de recursos energéticos para su inherente funcionamiento, por lo que existen muchos estudios previos que se enfocan al desarrollo de metodologías que permitan reducir los requerimientos energéticos primarios, maximizando el reusó de la energía de los procesos industriales. Estas

técnicas se basan en la integración energética de redes de intercambio de calor y han generado un ahorro significativo tanto en los requerimientos de energía externa de los procesos así como en los costos de operación. No obstante, estos problemas no se han abordado con una visión y en un contexto integral, para que además se considere el reúso de energía entre redes de intercambio de calor con otras unidades auxiliares propias de los procesos industriales como lo son ciclos de refrigeración, ciclos Rankine termodinámicos para la generación de potencia y las unidades que producen los servicios externos de calentamiento y que al mismo tiempo se tome en cuenta el uso eficiente de energías alternas como la energía solar (proponiendo esquemas para la conservación y uso óptimo de la energía solar) o los biocombustibles minimizando así el impacto ambiental además de incorporar los tres criterios más importantes de los procesos productivos sustentables, es decir metas económicas, ambientales y sociales.

1.3 Hipótesis

En este trabajo se desarrollarán modelos matemáticos para la optimización, diseño y síntesis de redes de intercambio de calor integradas energéticamente con otros subsistemas energéticos inherentes a los procesos industriales como ciclos de refrigeración y ciclos termodinámicos para maximizar el reúso de energía y lograr su mayor aprovechamiento. Entonces, estos modelos permitirán obtener un panorama de múltiples soluciones atractivas con el máximo aprovechamiento energético, reduciendo el consumo de fuentes de energía primaria y consecuentemente reduciendo las emisiones gaseosas de efecto invernadero además de considerar un enfoque sustentable al incorporar aspectos económicos, ambientales y sociales.

Cabe mencionar que será posible visualizar un conjunto de soluciones óptimas, donde algunas de ellas conducirán a mejorar alguno de los tres criterios sustentables y otras soluciones que puedan ser más equilibradas entre los tres objetivos.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

-  Desarrollar metodologías para determinar el diseño óptimo de redes de intercambio de calor acopladas con otros subsistemas energéticos para maximizar el reúso del calor propio de los procesos industriales considerando criterios sustentables.

1.4.2 Objetivos Particulares

- Diseñar una metodología de optimización para la síntesis de redes de intercambio de calor integradas energéticamente con ciclos de refrigeración por absorción.
- Considerar diferentes dimensiones de sustentabilidad en el desarrollo del modelo matemático cómo lo son criterios económicos, ambientales y sociales.
- Desarrollar una formulación matemática que optimice la conservación de la energía solar con variaciones horarias en la disponibilidad de la energía solar y que además incluya el uso de combustibles de reserva, así como su calendarización.
- Desarrollar un modelo de optimización que permita integrar energéticamente los procesos industriales con ciclos de refrigeración, ciclos Rankine de vapor y ciclos Rankine orgánicos así como la operación óptima del sistema involucrando criterios de sustentabilidad.
- Incorporar en la metodología previa la selección de los fluidos de trabajo o sistemas para el funcionamiento de los subsistemas tomados en cuenta.

CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO.

Las metodologías que se estudian en el presente trabajo muestran que el uso de energías renovables (energía solar y biocombustibles) conjuntamente con las corrientes calientes de proceso como fuentes de calor pueden reducir significativamente la quema de combustibles fósiles con el propósito de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero en los sistemas de refrigeración integrados con los procesos químicos. Esta aproximación también genera beneficios económicos a través de los créditos fiscales asociados con el uso de fuentes de energía renovables.

Por otro lado, para la captura de la energía solar, es posible en una primera fase usar la radiación solar en promedios mensuales para determinar la integración óptima con el proceso y las demás fuentes energéticas primarias (combustibles fósiles y biocombustibles). Sin embargo, un problema relevante en los sistemas de captación de energía solar es la variación en su disponibilidad, la cual fluctúa constantemente a lo largo del día y respecto de las diversas temporadas del año. Por lo que si se desea un adecuado funcionamiento del colector solar, es necesario incluir en una etapa posterior, la radiación solar en forma horaria (véase la Figura 2.1), así como un sistema de almacenamiento para la conservación óptima de la energía solar con el fin de almacenar la energía solar excedente en los periodos de gran disponibilidad de la luz solar y emplearla en los periodos con baja o nula radiación solar disponible (durante días nublados o la noche).

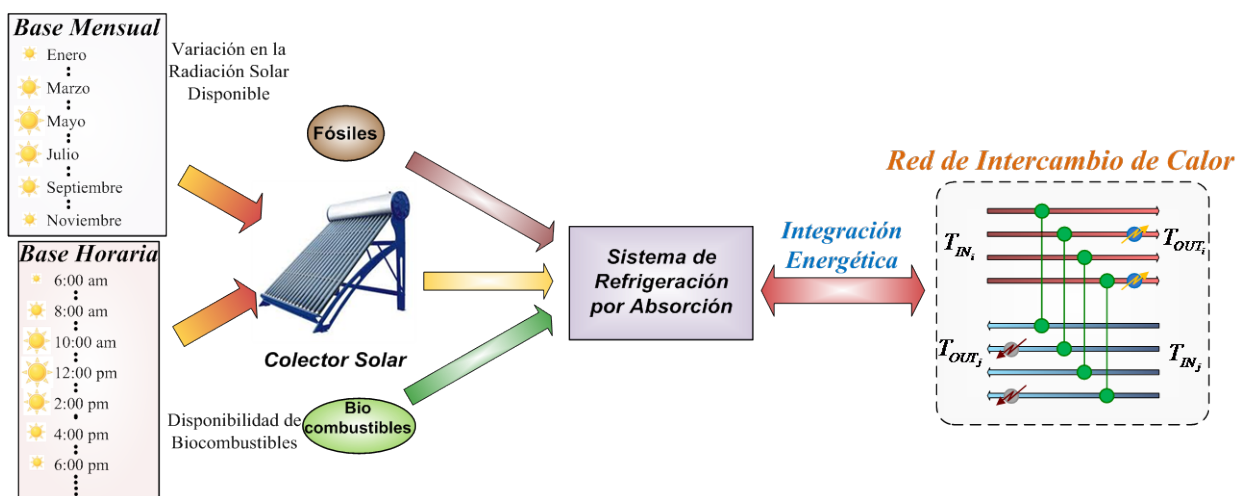


Figura 2.1 Representación esquemática de la disponibilidad de la radiación solar en la síntesis de sistemas de redes integradas con la refrigeración por absorción.

Finalmente, una forma más completa e integral de la integración energética en los procesos industriales, es la que se representa a través de la Figura 2.2, donde se propone todas las posibles transferencias energéticas entre una red de intercambio de calor, con un ciclo de refrigeración por absorción, así como con un ciclo Rankine de vapor convencional y un ciclo Rankine orgánico. En este sentido, el ciclo Rankine orgánico es un sistema que opera de la misma forma y con los mismo equipos que un ciclo Rankine de vapor con la diferencia principal de que en vez de usar vapor de agua como fluido de trabajo, se emplea algún líquido o mezcla de fluidos orgánicos con el propósito de que la temperatura de evaporación de dicho fluido sea relativamente baja y de esta forma sea posible aprovechar calor residual propio de los procesos industriales (como lo es en este caso el calor disponible en el condensador del ciclo de vapor o la energía contenida en las corrientes calientes de proceso dentro de la red de intercambio de calor).

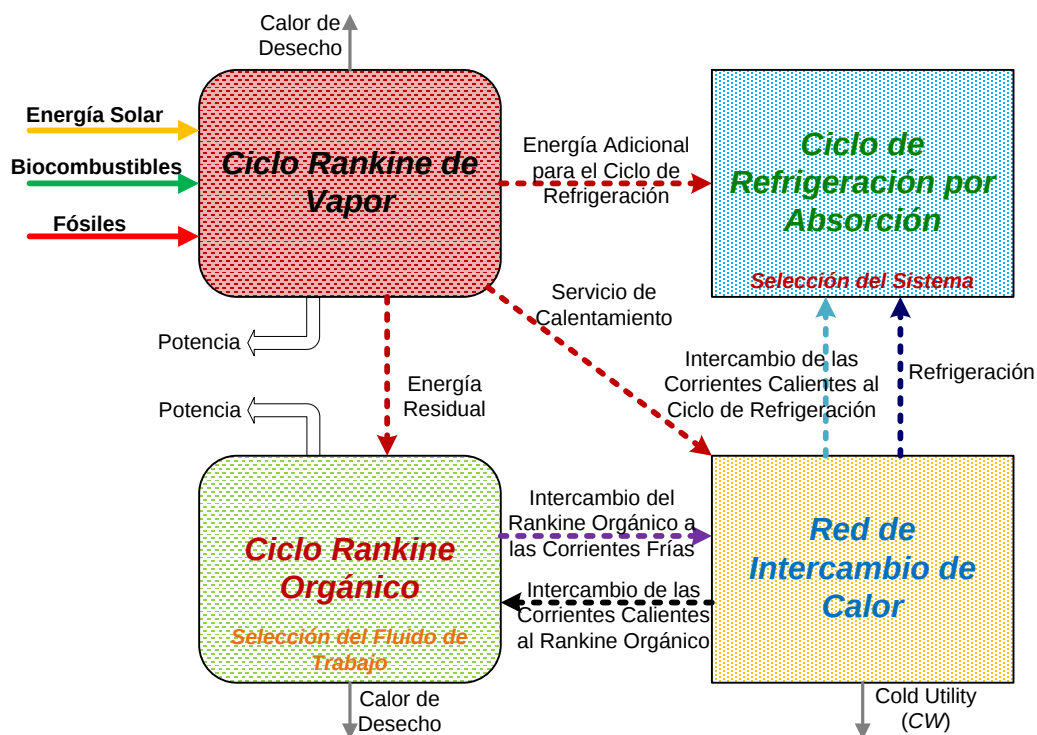


Figura 2.2 Representación esquemática para el sistema energético robusto integrado.

En la configuración propuesta, nótese que el ciclo Rankine de vapor provee la energía requerida por el subsistema de refrigeración por absorción los servicios externos de calentamiento en la red de intercambio de calor además del calor demandado para poner en marcha el ciclo Rankine orgánico para producir electricidad adicional y mejorar el aprovechamiento o eficiencia global. También, se incluye el intercambio de calor entre las

corrientes calientes y el ciclo Rankine orgánico, así como la transferencia de calor del ciclo Rankine orgánico a las corrientes frías. Por último, las corrientes calientes de proceso pueden enviar su calor de exceso al subsistema de refrigeración por absorción (debido a que el generador interno de este ciclo opera a 80 °C, por lo que este calor deber ser transferido a una temperatura superior a los 80 °C) y los requerimientos de enfriamiento se deben satisfacer a través del mismo sistema de refrigeración por absorción. Nótese que los ciclos de potencia producen electricidad, la cual puede ser vendida, así como una decisión trascendental incluida es la selección tanto del fluido de trabajo en el ciclo Rankine orgánico como del sistema para el ciclo de refrigeración.

2.1 Antecedentes

En las últimas décadas varias investigaciones han priorizado el ahorro energético para lograr la maximización del calor de proceso recuperado en la industria a través de la integración de redes de intercambio de calor, donde unas corrientes requieren enfriamiento y otras necesitan ser calentadas (véase los trabajos de Gundersen y Naess, 1988; Furman y Sahinidis, 2002; Morar y Agachi, 2010; Jezowski, 1994). En este sentido la síntesis de redes de intercambio de calor se ha resuelto usando reglas heurísticas (como en los trabajos de Linnhoff y Hindmarsh., 1983; Sehnay, 1995), programación matemática (Yee y Grossmann, 1990; Lopez-Maldonado y col., 2011; Ponce-Ortega y col., 2010) y aproximaciones estocásticas (Lewin, 1998; Yu y col., 2000; Ravagnani y col., 2005; Allen y col., 2009; Ponce-Ortega y col., 2008).

Adicionalmente, en las plantas industriales el calor de las corrientes calientes que no puede removerse por las corrientes frías de proceso se retira usando diferentes tipos de sistemas de enfriamiento. Cuando las temperaturas que se desean alcanzar están por arriba de la temperatura ambiente, el sistema de agua de enfriamiento con recirculación se emplea comúnmente para remover el calor de desecho de los procesos. En este sentido, varias metodologías han sido reportadas en la literatura para obtener diseños de los sistemas de remoción de calor (por ejemplo Kim y Smith (2010) diseñaron un sistema de enfriamiento considerando todos los componentes y las interacciones entre la red de agua de enfriamiento y el funcionamiento de la torre de enfriamiento asociada; Picón-Núñez y col. (2011) introdujeron una metodología para el diseño de enfriadores incluyendo los costos de bombeo, tubería y costo de los intercambiadores; Costinovic y col. (2009) presentaron una aproximación para el análisis del funcionamiento sistemático de un sistema de agua de enfriamiento; Ponce-Ortega y col. (2009)

incorporaron una formulación disyuntiva para el diseño óptimo de sistemas de agua de enfriamiento; Ponce-Ortega y col. (2007) reportaron un modelo para sintetizar redes de enfriamiento; Rubio-Castro y col. (2013) realizaron una aproximación sistemática para la síntesis de sistemas de agua de enfriamiento con recirculación involucrando el diseño detallado de torres de enfriamiento, Rubio-Castro y col. (2010) aplicaron una aproximación para reducir las temperaturas de las corrientes acuosas de desecho calientes).

Sin embargo, cuando las temperaturas finales para las corrientes calientes están por debajo de la temperatura ambiente, los sistemas de enfriamiento que emplean agua no pueden satisfacer estos requerimientos, por lo que es necesario instalar sistemas de refrigeración. En este contexto, la refrigeración por absorción es una alternativa para refrigerar un sistema con un requerimiento de enfriamiento bajo (ver Smith, 2005; El-Halwagi, 2011); en comparación con la refrigeración por compresión que consume una enorme cantidad de energía. En este sentido existen muchas metodologías que han optimizado únicamente el sistema de refrigeración por absorción sin considerar la integración con corrientes de proceso (por ejemplo Chavéz-Islas y col. (2009) propusieron un diseño para sistemas de refrigeración por absorción empleando el sistema $\text{NH}_4\text{-H}_2\text{O}$, mientras que Florides y col. (2002) modelaron un sistema de enfriamiento sola rpor absorción, Assilzadeh y col. (2005) introdujeron una metodología para un sistema de enfriamiento solar usando colectores solares de tubos evacuados y una unidad de absorción de LiBr , Lecuona y col. (2009) determinaron la temperatura óptima del agua caliente que maximiza la eficiencia, Fathi y col. (2004) estudiaron el efecto de las variables que afectan el coeficiente de funcionamiento, Tveit y col. (2009) propusieron un modelo para analizar nuevas inversiones y operación de ciclos de refrigeración por absorción y finalmente Hamed y col. (2012) realizaron la optimización de un refrigerador por absorción en estado dinámico).

Además, la refrigeración por absorción es una opción idónea cuando existen recursos energéticos disponibles (en este caso las mismas corrientes calientes de proceso pueden ser consideradas como fuentes de calor). Entonces, para operar el ciclo de refrigeración por absorción usualmente se emplean combustibles fósiles para calentar un absorbente (Ziegler y Riesch, 1993; Herold y col., 1996); sin embargo, el uso de combustibles fósiles libera gases de efecto invernadero. Además, el exceso de calor de las corrientes de proceso, así como los biocombustibles y energía solar son opciones de energías más limpias para reducir las emisiones (GREET 2007; Chouinard-Dussault y col., 2011). En este sentido un importante número de

gobiernos ofrecen incentivos fiscales y subsidios con el fin de reducir las emisiones gaseosas; de esta manera las formas más limpias de energía se vuelven económicamente atractivas incluso cuando el costo de éstas sea mayor respecto de los combustibles fósiles. Por lo tanto, resulta indispensable considerar simultáneamente aspectos económicos y ambientales en el diseño de sistemas de enfriamiento.

Por otro lado, otras metodologías han considerado la integración energética dentro ciclo de potencia y redes de intercambio de calor, así como también con las plantas auxiliares de servicios externos, las cuales se han basado en reglas heurísticas (Townsend y Linnhoff, 1983; Maréchal y Kalitventzeff, 1997; Desai y Bandyopadhyay, 2009). Mientras que otro conjunto de trabajos reportados han empleado técnicas de optimización para el problema de la integración de calor y potencia del proceso y las unidades que proveen los servicios externos; en este contexto, Papoulias y Grossmann (1983) presentaron una formulación de programación mixta-entera lineal para la síntesis óptima de sistemas de procesamiento totales que consisten de una planta química con su red de intercambio de calor y los sistemas auxiliares, incluyendo un método novedoso basado en una superestructura para la síntesis e integración de calor y potencia en los procesos, Colmenares y Seider (1987) desarrollaron una estrategia de programación no lineal para la integración de máquinas de calor, bombas de calor y la cascada de calor del proceso, Swaney (1989) propuso una formulación de optimización tipo de un modelo de transporte extendida para el diseño de redes de recuperación del calor del proceso incorporando ciclos Rankine y bombas de calor, Holiasos y Manousiouthakis (2002) introdujeron una formulación matemática para la integración óptima de redes de calor, máquinas de calor y bombas de calor en la red de intercambio de calor.

Asimismo, el ciclo Rankine orgánico es una estrategia novedosa para aprovechar el calor residual para producir electricidad (ver Vélez y col., 2012; Pan y col., 2012; Schuster y col., 2010). Un número importantes de metodologías han enfocado sus esfuerzos en encontrar el fluido orgánico óptimo para operar adecuadamente el ciclo Rankine orgánico (Dongxiang y col., 2013; Wang y col., 2011; Lai y col., 2011; Mago y col., 2007; Bao y Zhao, 2013). Sin embargo, esas aproximaciones no han considerado la selección óptima del fluido de trabajo para un ciclo Rankine orgánico interactuando energéticamente al mismo tiempo con una red de intercambio de calor y otros ciclos termodinámicos.

Por lo tanto, para superar todas las deficiencias de los trabajos previamente reportados, este trabajo propone estrategias para la síntesis y optimización de sistemas energéticos integrados con otros esquemas energéticos propios de la industria, así como un modelo matemático para la conservación óptima de la energía solar a través de un sistema multi-tanques para su almacenamiento considerando simultáneamente criterios económicos ambientales y sociales. Las metodologías permiten visualizar una gama amplia de posibles soluciones óptimas para que conjuntamente los inversionistas con los representantes del gobierno seleccionen la mejor solución que equilibre simultáneamente los tres objetivos considerados.

CAPÍTULO 3. DISEÑO DE SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN INTEGRADOS CON REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.

Equation Chapter 1 Section 3

3.1 Planteamiento del Problema

Considere el sistema mostrado en la Figura 3.1 para un proceso que requiere refrigeración. Las corrientes de proceso pueden ser integradas con el ciclo de refrigeración por absorción para simultáneamente disminuir los costos asociados y el uso de combustibles externos que impactan negativamente al ambiente a través de las emisiones de gases de efecto invernadero. Además, las diferentes formas de energía (energía solar, combustibles fósiles y biocombustibles) pueden ser usados acorde a su requerimiento.

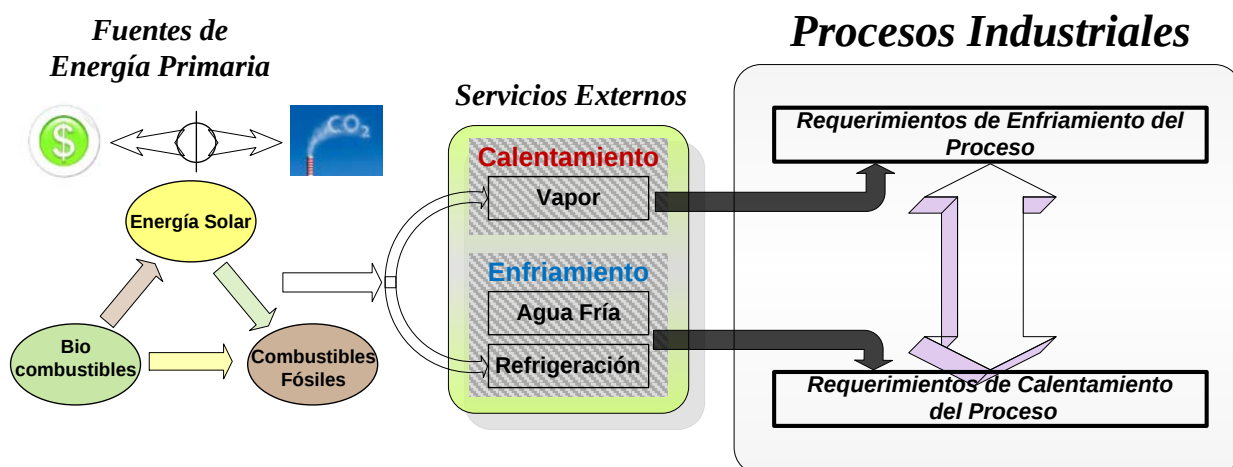


Figura 3.1 Representación esquemática para la integración energética en procesos que requieren refrigeración.

El planteamiento del problema propuesto para este trabajo es el siguiente.

Dado lo siguiente:

- Un conjunto de corrientes calientes de proceso HPS que requieren enfriamiento desde su temperatura de entrada $T_{H,in}$ hasta la temperatura de salida $T_{H,out}$ (algunas de éstas pueden estar por debajo de la temperatura ambiente y requieren enfriamiento). Dado también el producto del flujo másico por la capacidad calorífica de cada corriente así como también el coeficiente de transferencia de película. En este sentido, el calor de exceso de las corrientes calientes se puede aprovechar alimentándolo al sistema de refrigeración por absorción para su funcionamiento.

- Un conjunto de corrientes frías de proceso CPS requiriendo calentamiento. Conociendo también sus temperaturas de entrada $T_{C,in}$ y de salida $T_{C,out}$ así como el producto del flujo por la capacidad calorífica y el coeficiente de película de las corrientes.
- Un conjunto de colectores solares disponibles S para proveer de calor al sistema de refrigeración por absorción, incluyendo también sus funciones de costos de capital y operacionales así como también su capacidad para captar energía solar en cada periodo del tiempo t . Finalmente, se requiere el número de trabajos que se pueden generar por kWh producido en los colectores solares ($NJOB$).
- Un conjunto de combustibles fósiles disponibles F para suministrar calor al sistema de refrigeración por absorción. Dado también los costos unitarios, la máxima disponibilidad, las emisiones específicas de gases de efecto invernadero ($GHGE$) y el número de trabajos que se pueden crear por cada kWh producido por cada uno de los combustibles fósiles.
- Un conjunto de biocombustibles B para proporcionar calor al sistema; incluyendo los costos unitarios, las emisiones gaseosas de efecto invernadero, la máxima disponibilidad para cada periodo t y la cantidad de trabajos que se pueden crear por cada uno de los biocombustibles considerados.
- Servicios externos de enfriamiento/calentamiento para las corrientes de proceso calientes/frías, incluyendo las temperaturas de entrada y salida, además de los costos unitarios y los coeficientes de película.
- También es conocida la diferencia mínima de temperaturas (ΔT_{min}) para la transferencia de calor entre corrientes de proceso.

El problema entonces consiste en determinar la configuración óptima del sistema de refrigeración por absorción, así como la síntesis de la red de intercambio de calor (ambos sistemas integrados energéticamente), incluyendo lo siguiente:

- Las temperaturas internas en toda la red de intercambio de calor
- El calor intercambiado entre las corrientes de proceso.
- Los requerimientos de servicios externos para enfriar y calentar las corrientes de proceso calientes y frías.
- El calor de exceso que se puede extraer de las corrientes calientes que se encuentran por encima de los 80 °C (temperatura a la cual opera la columna de agotamiento del sistema

de refrigeración por absorción) y transferirse al sistema de refrigeración en los intercambiadores de calor $QAR1$.

- El calor que se extrae en los intercambiadores $QAR2$ de las corrientes calientes que requieren enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente (requerimientos de enfriamiento).
- La instalación o no de un colector solar y en caso de que sea requerido la selección del tipo de colector solar.
- La energía necesaria que se debe proveer por cada una de las fuentes de calor disponibles (combustibles, biocombustibles y colectores solares).

Toda esta información debe determinarse para la solución óptima que simultáneamente minimice tanto el costo total anual (TAC) como las emisiones de gases de efecto invernadero ($GHGE$) y maximice la cantidad de trabajos ($NJOBS$) que se pueden generar con la puesta en marcha del proyecto. Entonces, para lograr todos los objetivos planteados, primeramente el modelo propuesto debe ser descrito detalladamente. Como se puede observar en la Figura 3.2, las corrientes calientes del proceso pueden transferir calor a la columna de agotamiento o generador ($AR1$) del sistema de refrigeración por absorción, el cual requiere energía térmica a una temperatura superior de 80 °C. Además, la integración de calor entre las corrientes calientes y frías está incluida. Este proceso se puede realizar en una o varias etapas para asegurar cualquier posible intercambio entre las corrientes de proceso. Posteriormente, se encuentra una primera etapa de enfriamiento para las corrientes calientes de proceso usando agua fría (CW). Finalmente, para las corrientes calientes del proceso que requieren un nivel de enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente, se ha colocado un conjunto de intercambiadores al final del sistema ($AR2$), para lograr la temperatura deseada en cada corriente caliente de proceso. Para las corrientes frías, el calentamiento requerido se obtiene por el intercambio con las corrientes calientes de proceso; además, al final del sistema cualquier corriente fría de proceso que aún no ha alcanzado su temperatura final es procesada térmicamente a través de un conjunto de calentadores que usan servicio externo de calentamiento (LPS).

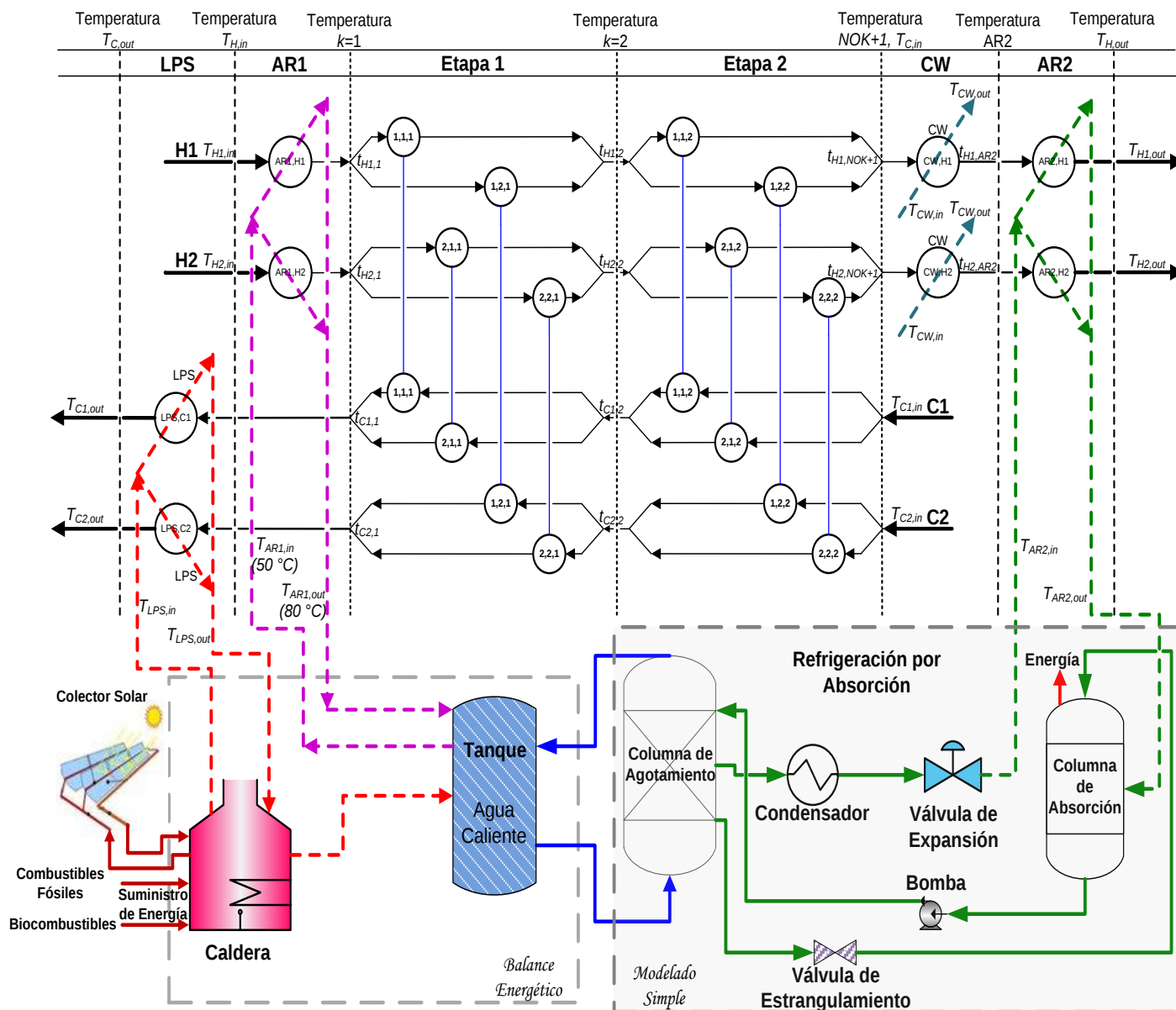


Figura 3.2 Superestructura propuesta para el sistema de refrigeración por absorción.

En este trabajo se considera el ciclo de refrigeración por absorción debido a su potencial interacción térmica con las fuentes de calor del proceso. Adicionalmente, la refrigeración por absorción es apropiada para sistemas donde los requerimientos de enfriamiento no son a temperaturas muy bajas y que exista fuentes de calor disponibles para ser suministradas al mismo ciclo (en la metodología se propone que el exceso de calor de las corrientes calientes de proceso con una temperatura de entrada arriba de los $80\text{ °C} + \Delta T_{min}$ se puede utilizar para este propósito).

El funcionamiento del ciclo de refrigeración por absorción ha sido reportado ampliamente. Por otro lado, una combinación de diferentes tipos de fuentes de energía puede ser

usada para proveer los requerimientos de calentamiento al sistema de refrigeración por absorción, incluyendo energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles; así como también el exceso de calor de las corrientes calientes del proceso.

Algunas tareas deben realizarse antes del proceso de optimización: la determinación de las emisiones de gases de efecto invernadero unitarias totales de los combustibles fósiles y biocombustibles, donde la metodología del análisis del ciclo de vida es empleada para cuantificar las emisiones globales desde la producción hasta el consumo de los combustibles considerados (utilizando programas especializados como: GREET o BESS), además la energía útil colectada por área de cada colector solar debe ser determinada. Esta última tarea puede realizarse después de establecer la localización del proyecto, debido a que hasta entonces es posible conocer los datos de radiación solar en cada periodo del año; también se debe considerar la capacidad de capturar la radiación solar del cada colector.

Por otro lado, existe una relación entre el tipo de fuente de energía usada (solar, fósil o biocombustible) con la factibilidad del proyecto, tomando en cuenta los costos (*TAC*), emisiones (*GHGE*) y empleos (*NJOBS*) como objetivos. De esta manera, aunque algunos combustibles son baratos sus emisiones asociadas y empleos que generan pueden producir un proceso inoperable. Mientras que la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero generan reducciones fiscales junto con un adecuado número de empleados creados; esta situación puede producir procesos atractivos económica, ambiental y socialmente. Por último, es importante considerar la disponibilidad de los diferentes tipos de energía (principalmente los biocombustibles debido a que su producción depende fuertemente de la estación del año).

3.2 Formulación del Modelo

Antes de presentar la formulación del modelo se definen los conjuntos usados, siendo así *HPS*, *CPS* y *ST* los conjuntos para las corrientes calientes del proceso, las corrientes frías y el número de etapas en la superestructura, respectivamente, mientras que *F*, *B*, *S* y *R* son los conjuntos para los combustibles fósiles, biocombustibles, colectores solares y los segmentos de las funciones de costos de capital de los colectores solares, así como también *T* es el periodo del tiempo (meses para este caso). El índice *i* se usa para las corrientes calientes de proceso, *j* para las corrientes frías de proceso, el índice *k* se refiere a la etapa de la superestructura, mientras que *f*, *b*, y *s* son los índices usados para el combustible fósil, el biocombustible y el tipo de colector solar,

respectivamente, mientras que r es el índice usado para el segmento de la función de costo de capital del colector solar seleccionado y finalmente t indica el mes. Todos los símbolos usados en este trabajo se presentan en la sección de la nomenclatura.

La formulación del modelo es una combinación de dos modelos. El primero es el modelo propuesto para representar la superestructura de la red de intercambio de calor incluida en la Figura 3.2. El segundo modelo es el sistema de refrigeración por absorción.

3.2.1 Modelo para la Red de Intercambio de Calor

La superestructura propuesta (véase la Figura 3.2) es una extensión de la superestructura propuesta por Yee y Grossmann (1990); las expresiones matemáticas correspondientes para modelar dicha superestructura se presentan a continuación.

a) Balances de energía para las corrientes de proceso. El balance total de energía para la corriente caliente de proceso i es igual a la suma de la energía de exceso intercambiada directamente con el sistema de refrigeración por absorción (q_i^{ar1}), más la energía transferida a cualquier corriente fría del proceso j en cualquier etapa de la superestructura ($q_{i,j,k}$), el calor intercambiado con el agua de enfriamiento (q_i^{cw}) y los requerimientos de enfriamiento (q_i^{ar2}). Resultando el balance como sigue:

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

Mientras que el balance total de energía para cualquier corriente fría de proceso j es igual a la suma de la energía intercambiada con cualquier corriente caliente del proceso i en cualquier etapa de la superestructura ($q_{i,j,k}$), y el calor intercambiado con el vapor de baja presión (q_j^{lps}):

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

b) Balances de energía para cada etapa interna de la superestructura. Para determinar las temperaturas internas de la superestructura, los balances de energía para cada etapa interna k son necesarios. Para las corrientes calientes del proceso tenemos:

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

Mientras que para las corrientes frías del proceso:

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

c) Balances de energía para la interacción entre las corrientes calientes de proceso y el sistema de refrigeración por absorción. El exceso de calor de las corrientes calientes de proceso (para las corrientes arriba de $80\text{ }^{\circ}\text{C} + \Delta T_{min}$) puede utilizarse en el sistema de refrigeración por absorción de la siguiente forma:

$$(T_{IN_i} - t_{i,1})FCp_i = q_i^{ar1}, \quad i \in HPS \quad (3.5)$$

Las corrientes calientes de proceso pueden requerir enfriamiento por debajo de las condiciones ambientales, por lo tanto se debe usar un sistema de refrigeración:

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

d) Balances para los servicios externos de calentamiento y enfriamiento. Después de que las corrientes calientes de proceso intercambian calor con las corrientes frías de proceso, estas pueden continuar su descenso de temperatura transfiriendo energía con agua de enfriamiento disponible para este propósito:

$$(t_{i,NOK+1} - t_i^{ar2})FCp_i = q_i^{cw}, \quad i \in HPS \quad (3.7)$$

Para las corrientes frías del proceso el servicio externo es vapor de baja presión y la energía transferida es dada por:

$$(T_{OUT_j} - t_{j,1})FCp_j = q_j^{lps}, \quad j \in HPS \quad (3.8)$$

e) Asignación de las temperaturas para los extremos de la superestructura. La temperatura de entrada de cualquier corriente fría de proceso es igual a la temperatura de la última etapa de la superestructura:

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

f) Restricciones de factibilidad en las temperaturas intermedias de la superestructura. La temperatura varía consistentemente a través de la superestructura; esto significa que el lado izquierdo de la superestructura es el lado más caliente, y la temperatura

disminuye a medida que se avanza hacia el lado derecho. Por lo tanto, las siguientes restricciones de factibilidad son necesarias para asegurar que la temperatura disminuya hacia la derecha:

$$T_{IN_i} \geq t_{i,1}, \quad i \in HPS \quad (3.10)$$

$$t_{i,k} \geq t_{i,k+1}, \quad i \in HPS, k \in ST \quad (3.11)$$

$$t_{i,NOK+1} \geq t_i^{ar2}, \quad i \in HPS \quad (3.12)$$

$$t_i^{ar2} \geq T_{OUT_i}, \quad i \in HPS \quad (3.13)$$

$$T_{OUT_j} \geq t_{j,1}, \quad j \in CPS \quad (3.14)$$

$$t_{j,k} \geq t_{j,k+1}, \quad j \in CPS, k \in ST \quad (3.15)$$

g) Existencia de los intercambiadores de calor. Para tomar en cuenta el costo fijo de los intercambiadores de calor se debe incluir una variable binaria para considerar la existencia de la unidad cuando el calor intercambiado es mayor a cero.

La siguiente relación aplica para las unidades de intercambio de calor entre corrientes de proceso:

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

Para los primeros intercambiadores entre las corrientes calientes de proceso y el sistema de refrigeración por absorción:

$$q_i^{ar1} - Q_i^{\max} z_i^{ar1} \leq 0, \quad i \in HPS \quad (3.17)$$

Para los enfriadores que usan agua de enfriamiento:

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

Para los enfriadores donde el ciclo de refrigeración por absorción completa el enfriamiento de las corrientes calientes del proceso:

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

Y finalmente, para los intercambiadores entre las corrientes frías del proceso y el vapor de baja presión:

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

h) Factibilidad de las diferencias de temperaturas. Cuando una unidad de intercambio de calor existe, las diferencias de temperatura para el lado caliente y la parte fría entre las corrientes deben ser mayores a una diferencia mínima de temperatura; en caso contrario cuando el intercambiador no existe, las restricciones de diferencias de temperaturas no son requeridas.

Entonces, para las unidades de intercambio de calor entre las corrientes de proceso se utilizan las siguientes relaciones mixtas-enteras:

$$dt_{i,j,k} \leq t_{i,k} - t_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\max} (1 - z_{i,j,k}), \quad i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.21)$$

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

Para los primeros intercambiadores de calor entre las corrientes calientes de proceso y el sistema de refrigeración de absorción:

$$dt_i^{ar1-2} \leq t_{i,1} - T_{IN}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1\max} (1 - z_i^{ar1}), \quad i \in HPS \quad (3.23)$$

Nótese que en el primer lado de los intercambiadores las temperaturas involucradas son conocidas ($T_{IN_i} - T_{OUT}^{ar1}$), por lo tanto no es necesario imponer la restricción para dicho lado.

Similarmente para los enfriadores que usan agua de enfriamiento:

$$dt_i^{cw1} \leq t_{i,NOK+1} - T_{OUT}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad i \in HPS \quad (3.24)$$

$$dt_i^{cw2} \leq t_i^{ar2} - T_{IN}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad i \in HPS \quad (3.25)$$

Para las unidades de refrigeración:

$$dt_i^{ar2-1} \leq t_i^{ar2} - T_{OUT}^{ar2} + \Delta T_i^{ar2\max} (1 - z_i^{ar2}), \quad i \in HPS \quad (3.26)$$

Nótese que para el segundo lado del intercambiador, las temperaturas son dadas por el problema ($T_{OUT_i} - T_{IN}^{ar2}$), por lo que no se debe de incorporar esta restricción.

Y finalmente, para las unidades de intercambio de calor entre las corrientes frías de proceso y el servicio externo de vapor de baja presión:

$$dt_j^{lps-2} \leq T_{OUT}^{lps} - t_{j,1} + \Delta T_j^{lps \max} (1 - z_j^{lps}), \quad j \in CPS \quad (3.27)$$

Donde una vez más, la restricción del lado caliente no se requiere establecer debido a que esas temperaturas son conocidas.

Para asegurar un intercambiador de calor factible, las siguientes restricciones deben ser incluidas:

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,j,k}, \quad i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (3.28)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{ar1-2}, \quad i \in HPS \quad (3.29)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw1}, \quad i \in HPS \quad (3.30)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw2}, \quad i \in HPS \quad (3.31)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{ar2-1}, \quad i \in HPS \quad (3.32)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_j^{lps-2}, \quad j \in CPS \quad (3.33)$$

3.2.2 Sistema de Refrigeración por Absorción y Fuentes de Energía

Balance de energía para el sistema de refrigeración por absorción

Las interacciones energéticas del sistema de refrigeración por absorción se muestran esquemáticamente en el lado izquierdo de la Figura 3.2. De esta manera, el balance de energía establece que el calor usado para producir el vapor de baja presión o servicio externo de calentamiento para incrementar la temperatura de las corrientes frías de proceso (q_j^{lps}) tomando en cuenta el coeficiente de funcionamiento (COP^{lps}), más la energía requerida por el sistema de refrigeración por absorción para enfriar las corrientes calientes de proceso a condiciones sub-ambientales (q_i^{ar2}) considerando el coeficiente de funcionamiento del sistema de refrigeración (COP^{ar2}) deben ser suministrados por la suma del calor de exceso (q_j^{ar1}) más la energía obtenida

por la combustión de combustibles fósiles ($Q_{f,t}^{Fossil}$), biocombustibles ($Q_{b,t}^{Biofuel}$), y el colector solar (Q_t^{Solar}) para cualquier periodo. Este balance se escribe como:

$$\frac{\sum_{j \in CPS} q_j^{lps}}{COP^{lps}} + \frac{\sum_{i \in HPS} q_i^{ar2}}{COP^{ar2}} = \sum_{i \in HPS} q_i^{ar1} + \sum_{f \in F} Q_{f,t}^{Fossil} + \sum_{b \in B} Q_{b,t}^{Biofuel} + Q_t^{Solar}, \quad t \in T \quad (3.34)$$

3.2.2.2 Modelo para el colector solar

Cuando el colector solar existe, el costo asociado al tanque de almacenamiento debe de determinarse y el modelo de optimización seleccionará el tipo de colector solar utilizado. Para el caso donde el colector solar no es requerido ($Q_t^{Solar} = 0, \forall t \in T$), los costos asociados son cero. Lo anterior se modela a través de la siguiente disyunción:

$$\left[\begin{array}{c} Y^{Solar} \\ C^{Tank} = FC^{Tank} + VC^{Tank} (V^{Tank}) \\ Z_s^{Solar} \\ Q_t^{Solar} \leq Q_{s,t}^{Useful_Solar} A_c^{Solar} \frac{1}{D_t}, \quad \forall t \in T \\ C_{op}^{Solar} = Cu_s^{Solar} \sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \\ \bigvee_{s \in S} \left[\begin{array}{c} W_{s,1}^{Solar} \\ A_{s,1} \leq A_c^{Solar} \leq A_{s,2} \\ C_{cap}^{Solar} = FC_{s,1}^{Solar} + VC_{s,1}^{Solar} (A_c^{Solar}) \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} W_{s,2}^{Solar} \\ A_{s,2} \leq A_c^{Solar} \leq A_{s,3} \\ C_{cap}^{Solar} = FC_{s,2}^{Solar} + VC_{s,2}^{Solar} (A_c^{Solar}) \end{array} \right] \vee \dots \vee \left[\begin{array}{c} W_{s,R}^{Solar} \\ A_{s,R} \leq A_c^{Solar} \leq A_{s,R+1} \\ C_{cap}^{Solar} = FC_{s,R}^{Solar} + VC_{s,R}^{Solar} (A_c^{Solar}) \end{array} \right] \end{array} \right] \vee \left[\begin{array}{c} \neg Y^{Solar} \\ C^{Tank} = 0 \\ Q_{Max\{t\}}^{Solar} = 0 \\ Q_t^{Solar} = 0 \\ A_c^{Solar} = 0 \\ C_{op}^{Solar} = 0 \\ C_{cap}^{Solar} = 0 \end{array} \right]$$

En la disyunción previa, la variable Booleana asociada a la existencia del colector solar es Y^{Solar} ; entonces, si esta variable es verdadera un colector solar es requerido; en caso contrario, cuando la variable Booleana es falsa, no se requiere un colector solar y todas las variables incluidas en la disyunción son cero. En este sentido, en caso de que la variable Y^{Solar} sea verdadera, entonces un tipo de colector solar debe de ser seleccionado (Z_s^{Solar}). El modelo puede considerar varios colectores solares con diferentes costos y eficiencias para captar la radiación solar por unidad de área, consecuentemente a través de las eficiencias y la radiación solar es posible obtener el $Q_{s,t}^{Useful_Solar}$ para cada colector solar. Los costos de capital normalmente incluyen tanto una carga fija como una carga variable, las cuales se pueden representar como una

función no lineal ($C_{cap}^{Solar} = FC_s^{Solar} + VC_s^{Solar} (A_c^{Solar})^{\alpha_s}$). Sin embargo, es posible dividir estas funciones en segmentos representativos R para linealizar cada segmento, evitando relaciones no convexas.

Por otro lado, el volumen del tanque (V^{Tank}) puede calcularse a través de una relación directa con el calor total que entra al tanque (la suma de q_i^{ar1} , $Q_{f,t}^{Fossil}$, $Q_{b,t}^{Biofuel}$ y Q_t^{Solar}). La disyunción anterior se reformula como un problema de optimización algebraico usando la técnica del *convex hull* (Raman y Grossmann, 1994). La reformulación incluye la transformación de las variables Booleanas (Y^{Solar} , Z_s^{Solar} y $W_{s,r}^{Solar}$) en un conjunto de variables binarias (y^{Solar} , z_s^{Solar} y $w_{s,r}^{Solar}$). Cuando las variables Booleanas son verdaderas, las variables binarias asociadas deben ser iguales a uno; en el caso opuesto cuando las variables Booleanas son falsas; las variables binarias asociadas son cero. En este sentido, la siguiente relación lógica expresa que cuando el colector solar existe, entonces un tipo de colector solar debe ser seleccionado; por otro lado, si el colector solar no existe, entonces ningún tipo de colector solar es activado:

$$y^{Solar} = \sum_{s \in S} z_s^{Solar} \quad (3.35)$$

La siguiente relación lógica establece que cuando un tipo de colector solar se requiere, un segmento de área debe ser elegido:

$$z_s^{Solar} = \sum_{r \in R} w_{s,r}^{Solar}, \quad \forall s \in S \quad (3.36)$$

Aplicando la reformulación *convex-hull*, el siguiente paso es desagregar las variables continuas de la siguiente forma:

$$Q_t^{Solar} = \sum_{s \in S} q_{t,s}^{Solar}, \quad \forall t \in T \quad (3.37)$$

$$A_c^{Solar} = \sum_{s \in S} a_{c_s}^{Solar} \quad (3.38)$$

$$a_{c_s}^{Solar} = \sum_{r \in R} a_{c_{s,r}}^{dis}, \quad \forall s \in S \quad (3.39)$$

$$C_{op}^{Solar} = \sum_{s \in S} c_{op_s}^{Solar} \quad (3.40)$$

$$C_{cap}^{Solar} = \sum_{s \in S} C_{cap_s}^{Solar} \quad (3.41)$$

$$C_{cap_s}^{Solar} = \sum_{r \in R} C_{cap_{s,r}}^{dis}, \quad \forall s \in S \quad (3.42)$$

En consecuencia, se requiere reescribir las ecuaciones que están dentro de las disyunciones en términos de las variables binarias y las variables continuas desagregadas:

$$C^{Tank} = FC^{Tank} y^{Solar} + VC^{Tank} (V^{Tank}) \quad (3.43)$$

$$q_{t,s}^{Solar} \leq Q_{s,t}^{Useful_Solar} a_{c_s}^{Solar} \frac{1}{D_t}, \quad \forall t \in T, \forall s \in S \quad (3.44)$$

$$C_{op_s}^{Solar} = Cu_s^{Solar} \sum_{t \in T} (q_{t,s}^{Solar} D_t), \quad \forall s \in S \quad (3.45)$$

$$A_{s,r} w_{s,r}^{Solar} \leq a_{c_{s,r}}^{dis} \leq A_{s,r} w_{s,r}^{Solar}, \quad \forall r \in R, \forall s \in S \quad (3.46)$$

$$C_{cap_{s,r}}^{dis} = FC_{s,r}^{Solar} w_{s,r}^{Solar} + VC_{s,r}^{Solar} (a_{c_{s,r}}^{dis}), \quad \forall r \in R, \forall s \in S \quad (3.47)$$

Los límites superiores se imponen para todas las variables desagregadas, de esta manera tomarán un valor igual a cero cuando la variable Booleana asociada sea falsa:

$$q_{t,s}^{Solar} \leq Q_{Max}^{Solar} z_s^{Solar}, \quad \forall t \in T, \forall s \in T \quad (3.48)$$

$$a_{c_s}^{Solar} \leq A_{c_s}^{Solar_Max} z_s^{Solar}, \quad \forall s \in S \quad (3.49)$$

$$C_{op_s}^{Solar} \leq C_{op_s}^{Max} z_s^{Solar}, \quad \forall s \in S \quad (3.50)$$

$$C_{cap_s}^{Solar} \leq C_{cap_s}^{Max} z_s^{Solar}, \quad \forall s \in S \quad (3.51)$$

$$C_{cap_{s,r}}^{dis} \leq C_{cap_s}^{Max} w_{s,r}^{Solar}, \quad \forall s \in S, \forall r \in R \quad (3.52)$$

3.2.2.3 Disponibilidad máxima de los combustibles

El modelo es capaz de considerar la variabilidad en la disponibilidad temporal de los biocombustibles:

$$Q_{b,t}^{Biofuel} \leq \frac{Heating_b^{Power} Avail_{b,t}^{Max}}{D_t}, \quad \forall b \in B, \forall t \in T \quad (3.53)$$

Donde, $Heating_b^{Power}$ es el poder calorífico para el biocombustible b y $Avail_{b,t}^{Max}$ es la cantidad máxima del biocombustible en el periodo t .

Si la disponibilidad de los combustibles fósiles también tiene restricciones temporales, la siguiente restricción modela dicha situación:

$$Q_{f,t}^{Fossil} \leq \frac{Heating_f^{Power} Avail_{f,t}^{Max}}{D_t}, \quad \forall f \in F, \forall t \in T \quad (3.54)$$

La relación anterior es muy importante para considerar apropiadamente el uso de los biocombustibles debido a que su disponibilidad comúnmente depende fuertemente de la estación.

3.2.3 Funciones Objetivo

Este trabajo es un problema multi-objetivo considerando tres aspectos importantes: el primero es la minimización del costo total anual (TAC) que corresponde a una función económica; el segundo es la minimización de los gases de efecto invernadero ($GHGE$) que corresponde a una función ambiental; el último aspecto es la maximización de los trabajos que se pueden generar con la creación y puesta en marcha del proyecto, la cual corresponde a una función social. Esto se puede modelar de la siguiente manera,

$$OF = Min TAC + Min NGHGE^{Overall} + Max Jobs \quad (3.55)$$

Las dos primeras funciones objetivo ($Min TAC + Min NGHGE^{Overall}$) se contradicen una con la otra; sin embargo, es importante tomar en cuenta el papel que juega la tercer función objetivo ($Max Jobs$) para los inversionistas.

Función objetivo económica

La función objetivo económica consiste en la minimización del costo total anual, la cual se compone del costo de la red de intercambio de calor y el costo del sistema de refrigeración por absorción; además de considerar los incentivos económicos que otorga el gobierno debido a la reducción en emisiones de gases de efecto invernadero que se generan por el uso de tecnologías más limpias, como lo son el colector solar, los biocombustibles y algunos de los combustibles fósiles (por ejemplo el gas natural). El costo de la red de intercambio de calor toma en cuenta tanto el costo fijo como el costo de capital para todas las unidades de intercambio de calor, así como también el costo operacional del servicio externo de enfriamiento. Este trabajo utiliza la

aproximación de Chen (1987) para calcular la diferencia media logarítmica de temperatura para las unidades de intercambio de calor; evitando términos logarítmicos en el modelo de optimización. Por otro lado, nótese que el servicio externo de calentamiento (vapor de baja presión) puede producirse por el colector solar, así como también por la energía que se produce al quemar tanto combustibles fósiles o biocombustibles. Por lo tanto, el costo operacional del servicio externo de calentamiento está incluido dentro de los costos del colector solar y los costos de los combustibles fósiles y biocombustibles. Finalmente, el costo del sistema de refrigeración por absorción incluye el costo de capital del tanque, el costo del colector solar (el cual se compone por un costo de capital y costo operacional) y los costos asociados al consumo de los combustibles fósiles y biocombustibles:

$$\begin{aligned}
 \text{Min TAC} = & \left[\sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} C_{\text{Fi},j}^{\text{exc}} z_{i,j,k} + \sum_{i \in \text{HPS}} C_{\text{Fi}}^{\text{ar1}} z_i^{\text{ar1}} + \sum_{i \in \text{HPS}} C_{\text{Fi}}^{\text{cw}} z_i^{\text{cw}} + \sum_{i \in \text{HPS}} C_{\text{Fi}}^{\text{ar2}} z_i^{\text{ar2}} + \sum_{j \in \text{CPS}} C_{\text{Fj}}^{\text{lps}} z_j^{\text{lps}} \right. \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} \sum_{j \in \text{CPS}} \sum_{k \in \text{ST}} C_{i,j}^{\text{exc}} \left\{ \frac{q_{i,j,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right)}{\left[(dt_{i,j,k})(dt_{i,j,k+1}) \left(\frac{dt_{i,j,k} + dt_{i,j,k+1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} C_i^{\text{ar1}} \left\{ \frac{q_i^{\text{ar1}} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{\text{ar1}}} \right)}{\left[(T_{\text{IN}_i} - T_{\text{OUT}}^{\text{ar1}})(dt_i^{\text{ar1-2}}) \left(\frac{(T_{\text{IN}_i} - T_{\text{OUT}}^{\text{ar1}}) + dt_j^{\text{ar1-2}}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} C_i^{\text{cw}} \left\{ \frac{q_i^{\text{cw}} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{\text{cw}}} \right)}{\left[(dt_i^{\text{cw1}})(dt_i^{\text{cw2}}) \left(\frac{dt_i^{\text{cw1}} + dt_i^{\text{cw2}}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \\
 & + \sum_{i \in \text{HPS}} C_i^{\text{ar2}} \left\{ \frac{q_i^{\text{ar2}} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{\text{ar2}}} \right)}{\left[(dt_i^{\text{ar2-1}})(T_{\text{OUT}_i} - T_{\text{IN}}^{\text{ar2}}) \left(\frac{dt_i^{\text{ar2-1}} + (T_{\text{OUT}_i} - T_{\text{IN}}^{\text{ar2}})}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \\
 & + \sum_{j \in \text{CPS}} C_j^{\text{lps}} \left\{ \frac{q_j^{\text{lps}} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{\text{lps}}} \right)}{\left[(T_{\text{IN}}^{\text{lps}} - T_{\text{OUT}_j})(dt_j^{\text{lps-2}}) \left(\frac{(T_{\text{IN}}^{\text{lps}} - T_{\text{OUT}_j}) + dt_j^{\text{lps-2}}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \\
 & \left. + \sum_{i \in \text{HPS}} C_{\text{cw}} q_i^{\text{cw}} + k_f [C_{\text{CAP}}^{\text{Solar}} + C^{\text{Tank}}] \right] \\
 & + H_Y \left\{ \sum_{f \in F} \left[C_f^{\text{Fossil}} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{\text{Fossil}} D_t) \right] + \sum_{b \in B} \left[C_b^{\text{Biofuel}} \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{\text{Biofuel}} D_t) \right] + C_{\text{op}}^{\text{Solar}} \right. \\
 & \left. - R^{\text{Solar}} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{\text{Solar}} D_t) \right] - \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [R_b^{\text{Biofuel}} Q_{b,t}^{\text{Biofuel}} D_t] - \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [R_f^{\text{Fossil}} Q_{f,t}^{\text{Fossil}} D_t] \right\} \quad (3.56)
 \end{aligned}$$

En la expresión anterior H_Y representa las horas operacionales de la planta/año, k_f es el factor de anualización de la inversión y δ es un valor pequeño usado para evitar infactibilidades en el proceso de optimización. $C_{F_{i,j}}^{exc}$, $C_{F_i}^{cw}$ y $C_{F_j}^{lps}$ son los cargos fijos para los intercambiadores, enfriadores y calentadores, respectivamente, mientras que los costos fijos para los enfriadores que intercambian energía con el sistema de refrigeración por absorción son $C_{F_i}^{ar1}$ y $C_{F_i}^{ar2}$, recordando que $ar1$ se refiere a los enfriadores colocados antes de la etapa 1 de la superestructura mientras que $ar2$ son los enfriadores localizados después de la superestructura interna, los cuales se utilizan para refrigerar las corrientes calientes del proceso que requieren una temperatura de salida por debajo de la temperatura ambiente. $C_{i,j}^{exc}$, C_i^{ar1} , C_i^{cw} , C_i^{ar2} y C_j^{lps} son los coeficientes de costo de área para los intercambiadores, enfriadores $ar1$, enfriadores de agua, refrigeradores $ar2$ y calentadores; C_{cw} es el costo unitario del servicio externo de enfriamiento. C_{CAP}^{Solar} y C^{Tank} son los costos de capital para el colector solar y para el tanque, reactivamente; mientras que C_f^{Fossil} y $C_b^{Biofuel}$ son los costos unitarios para los combustibles fósiles y biocombustibles, respectivamente. C_{op}^{Solar} es el costo operacional para el colector solar. Finalmente, esta función objetivo considera los ingresos que se obtienen por los incentivos logrados al reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, en este sentido, R^{Solar} , $R_b^{Biofuel}$ y R_f^{Fossil} representan los deducibles unitarios de impuestos para la energía solar, la combustión de biocombustibles y combustibles fósiles, donde todos se calculan tomando en cuenta la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero comparado con un combustible de referencia (en este caso es el carbón).

Función objetivo ambiental

La función objetivo ambiental es una evaluación indirecta del impacto ambiental a través de la cuantificación global de las emisiones de gases de efecto invernadero ($GHGE$). En este sentido, las emisiones de gases de efecto invernadero para el colector solar es cero; por lo tanto, la función objetivo ambiental se establece como,

$$Min NGHGE^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in B} [GHGE_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [GHGE_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] \quad (3.57)$$

En la ecuación anterior $NGHGE^{Overall}$ representa las emisiones totales de gases de efecto invernadero generados al suministrar la energía necesaria tanto para el funcionamiento del sistema de refrigeración por absorción, el cual satisface los requerimientos de enfriamiento de las corrientes calientes del proceso; así como para producir el vapor de baja presión requerido en los calentadores. $GHGE_b^{Biofuel}$ y $GHGE_f^{Fossil}$ son las emisiones gaseosas de efecto invernadero para el combustible fósil f y el biocombustible b determinados a través del análisis del ciclo de vida (para esta tarea se puede utilizar un simulador como el *greenhouse gases, regulated emissions, and energy use in transportation model GREET*) obtenido en reducción de toneladas de CO_{2eq}/kWh suministrado.

Función objetivo social

Los principales aspectos que se consideran en los procesos sustentables son los criterios económicos, ambientales y sociales (Phalan, 2009; Buchholz y col., 2009; Lehtonen, 2011; Diaz-Chavez, 2011). En este contexto, existen varias formas de considerar el impacto social en un proyecto determinado; sin embargo una de las preocupaciones sociales más importantes es la creación de nuevos empleos. Por lo tanto, este trabajo cuantifica los empleos generados, una vez que el proyecto funcione totalmente. Los posibles empleos que se pueden crear se determinan indirectamente a través del uso de fuentes de energía. Para realizar esta tarea, se utiliza el modelo *JEDI (Jobs and economic development impact)*, el cual determina el número de empleos generados por kWh usado por cada fuente de energía (colector solar, combustibles fósiles y biocombustibles). El modelo *JEDI* ha sido ampliamente utilizado en las ciencias económicas y sociales y se basa en un análisis tipo entrada-salida (Miller y Blair, 2009; IMPLAN). El análisis entrada-salida se basa en el uso de multiplicadores, donde un multiplicador es una proporción simple del cambio sistemático total sobre el cambio inicial resultando de una actividad económica dada. Esto proporciona estimaciones del impacto total de un cambio inicial de una salida económica (en este caso el empleo) a través de la implementación o terminación de un proyecto. El tamaño del multiplicador depende del nivel del gasto local de una industria dada, grado de ventas hacia el exterior de la región, tipo de industria y otras consideraciones regionales. Las zonas autosuficientes en que las empresas requieren más insumos locales y exportan cantidades más grandes tienen multiplicadores más grandes. Por otro lado, las regiones más pequeñas con problemas en la autosuficiencia tienen multiplicadores menores. Además, algunas industrias pueden ser mucho más dependientes que otras de materiales y mano de obra en el área

local. Los multiplicadores se estiman a través de modelos de entrada-salida. Estos modelos originalmente se desarrollaron para rastrear los vínculos de suministro de la economía, cuantificar los efectos del cambio del gasto dentro de una economía regional en múltiples sectores industriales. Desde las fases de construcción y funcionamiento de un proyecto involucran al entrada de materiales, mano de obra, los bienes y servicios de una serie de sectores, los trabajos acumulados que se generan de última instancia por el empleo de las fuentes de energía de las cadenas de suministro que dependen de la medida en que los pedidos se realizan localmente y dentro de la estructura de la economía local. De acuerdo con el patrón de gasto y la estructura económica estatal diferentes compras soportan diferentes niveles de empleo, ingresos y costos. De esta manera el análisis de entrada-salida puede ser considerado como un método para evaluar y sumar los impactos de una serie de efectos generados por los ingresos y compras. Para determinar el efecto total que producen los biocombustibles, combustibles fósiles y colectores solares se han examinado tres impactos de forma separada: directo, indirecto e inducido.

- Efecto directo: el efecto inmediato (en el sitio) creado por un gasto. Por ejemplo, en la construcción de una planta los efectos directos incluyen los contratos en las instalaciones y equipos contratados para la construcción de dicha planta. Los efectos directos incluyen los puestos de trabajo en la planta que construye los equipos de proceso.
- Efecto indirecto: el incremento de la actividad económica que se produce cuando los contratistas, proveedores o fabricantes reciben el pago por sus bienes y servicios y a su vez estos pagan a otros que respaldan su negocio. Por ejemplo, los efectos indirectos incluyen al banquero que financia al contratista el contador que administra las cuentas del contratista, así como las fábricas de acero y accesorios eléctricos y otros proveedores que proporcionan los materiales requeridos.
- Efecto inducido: es el cambio en la riqueza que se produce o se induce por el gasto de las personas directa e indirectamente empleadas por el 'proyecto.

El efecto total de un sólo gasto puede ser calculado por la suma de los tres efectos antes mencionados, usando multiplicadores regionales específicos y patrones de gasto personales (You y col., 2012; Bamufleh y col., 2013). En este trabajo, el criterio social consiste en cuantificar los empleos que se generan por la producción de energía a partir de combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar,

$$Max NJOBS^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in B} [NJOB_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [NJOB_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} [NJOB^{Solar} Q_t^{Solar} D_t] \quad (3.58)$$

Donde $NJOB_f^{Fossil}$, $NJOB_b^{Biofuel}$ y $NJOB^{Solar}$ representan el número de trabajos creados por kWh suministrado por combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar (es decir los multiplicadores obtenidos del modelo JEDI), respectivamente.

3.2.4 Solución del Problema Multi-objetivo

La presente formulación matemática considera tres funciones objetivo: costos, emisiones y empleos; entonces, es importante encontrar una metodología adecuada para resolver este problema. En este contexto, el problema se resuelve para obtener una curva Pareto de sólo dos funciones objetivo (TAC vs $GHGE$), debido a que estos dos objetivos se contradicen entre sí; mientras que los $NJOBS$ son evaluados para cada punto de la curva Pareto. En este sentido, la curva Pareto puede obtenerse por el método *constraint* (Diwekar, 2003). De esta manera, esta metodología considera las siguientes tres etapas:

- La primera etapa consiste en implementar la metodología propuesta para la minimización del número total de emisiones de gases de efecto invernadero, sin considerar los costos para determinar el punto A (máximo costo y mínimas emisiones). Para esta solución, se calculan los empleos que se crearían.
- Posteriormente, el problema se resuelve minimizando los costos, sin considerar las emisiones de gases de efecto invernadero; determinando así el punto B (mínimos costos y máximas emisiones). También, para esta solución los empleos son cuantificados.
- El último paso transforma el modelo en un problema de un sólo objetivo (minimización de los costos) y restringiendo las emisiones para varios valores de ε_a entre las mínimas y máximas emisiones dadas por las soluciones A y B. Esto se establece como sigue,

$$\begin{aligned} &Min TAC \\ &subject\ to: \\ &NGHGE^{Overall} \leq \varepsilon_a, \text{ Evaluating } NJobs \\ &Equations (1) - (54) \end{aligned} \quad (3.59)$$

Donde *NJOBS* son evaluados para todas las soluciones. Recordando que la curva Pareto muestra un conjunto de soluciones óptimas y las soluciones por localizadas por arriba de la curva Pareto son soluciones sub-óptimas-, mientras que las soluciones por debajo de la curva representan soluciones infactibles.

3.2.5 Aspectos Destacados

- ✚ Este trabajo propone la integración de las corrientes calientes y frías del proceso con un sistema de refrigeración por absorción para mejorar térmicamente el sistema global, logrando al mismo tiempo la reducción de los gases de efecto invernadero y la evaluación del número de empleos que pueden ser creados.
- ✚ Los sistemas de refrigeración por absorción son idóneos cuando los requerimientos de enfriamiento no son muy grandes, así como también cuando hay una considerable fuente de energía disponible. La metodología propone una de las fuentes de energía primaria para el sistema de refrigeración por absorción sea el exceso de calor de las corrientes calientes del proceso. En este trabajo, las corrientes calientes del proceso que se encuentren arriba de $80^{\circ}\text{C} + \Delta T_{min}$ pueden proveer de calor al generador en los enfriadores ar1 debido a que la temperatura mínima de funcionamiento de la columna de agotamiento o generador es 80°C . El resto de la energía para poner en marcha el ciclo de refrigeración se suministra por una combinación de combustibles fósiles, biocombustibles y energía solar.
- ✚ El modelo considera la selección óptima de diferentes tipos de combustibles fósiles y/o biocombustibles durante el año, considerando su disponibilidad temporal y el tipo de colector seleccionado; éste último toma en cuenta la radiación solar disponible durante el año en el lugar específico donde el colector será instalado.
- ✚ El costo de los servicios externos de enfriamiento (agua fría) es incluido en la función objetivo; sin embargo, el costo de los servicios externos de calentamiento (el costo del vapor de baja presión) está incluido en la suma del colector solar, combustibles fósiles y el costo de los biocombustibles, debido a que este servicio se produce en la caldera del sistema.

- ✚ La metodología propuesta considera simultáneamente la minimización del TAC y de las GHGE, así como también la maximización de los empleos generados, lo cual es un aspecto muy importante para mostrar un criterio social a los inversionistas y partes involucradas en las decisiones del proyecto.

3.3 Resultados y Discusión

Esta sección presenta dos ejemplos para mostrar la aplicabilidad de la metodología propuesta. Para ambos ejemplos, el solucionador DICOPT en conjunción con los solucionadores CONOPT y CPLEX implementados en la plataforma de programación *General Algebraic Modeling System (GAMS)* fue usado (Brooke y col., 2006). Para ambos casos estudiados, existe una serie de parámetros que son iguales:

- Las coordenadas consideradas para los ejemplos son N 19° 42' 08'' y W 101° 11' 08'', las cuales corresponden a la ciudad de Morelia, Michoacán, México. En este sentido, tomando en cuenta la radiación solar en el lugar antes mencionado y las eficiencias para capturar la energía solar de cada tipo de colector solar, es posible determinar la energía útil colectada de cada colector (véase la Tabla 3.1) previamente al proceso de optimización.
- En el ciclo de refrigeración por absorción se emplea agua caliente como medio de transferencia de calor en el sistema LiBr-H₂O.
- Los parámetros H_Y y k_f utilizadas en ambos ejemplos son 8760 hr/año y 1 año⁻¹, respectivamente.
- Los coeficientes de operación COP^{ar2} y COP^{lps} son 0.7 y 0.95, respectivamente.
- Las temperaturas del servicio externo de enfriamiento y de los intercambiadores *ar1* son: $T_{IN}^{cw} = 30^\circ C$, $T_{OUT}^{cw} = 40^\circ C$, $T_{IN}^{ar1} = 50^\circ C$ y $T_{OUT}^{ar1} = 80^\circ C$.
- El costo unitario para el servicio externo de enfriamiento C_{cw} es \$ 10/(año K).
- El número de empleos creados por los colectores solares es 9.95459×10^{-10} trabajos/kJ (usando la aproximación *JEDI* para el caso de Morelia).

Dos colectores solares son considerados (un colector solar de cilindros parabólicos *PTSC* y un colector de tubos evacuados *ETSC*) para ambos casos. La Tabla 3.1 muestra la energía

colectada útil por mes por unidad de área de cada colector. En este contexto, para determinar el costo de capital del colector de cilindros parabólicos se usan las siguientes relaciones:

$$C_{capPTSC}^{Solar} = 20A_c + 1,085A_c^{0.6}$$

$$C_{opPTSC}^{Solar} = \frac{0.012}{3600} Q_{Solar}^{Annual}$$

Tabla 3.1 Energía útil colectada por mes para los dos tipos de colectores solares.

Mes/Tipo de Colector Solar	Cilindros Parabólicos [kJ/(m ² mes)]	Tubos Evacuados [kJ/(m ² mes)]
Enero	409,293	245,576
Febrero	443,016	265,810
Marzo	577,530	346,518
Abril	571,860	343,116
Mayo	555,768	333,461
Junio	454,410	272,646
Julio	443,610	266,166
Agosto	439,425	263,655
Septiembre	394,470	236,682
Octubre	410,967	246,580
Noviembre	407,430	244,458
Diciembre	522,288	235,030

Nótese que la expresión del costo de capital del colector solar de cilindros parabólicos es una función no lineal, la cual es dividida en tres partes; donde cada segmento representa una función lineal (véase la Figura 3.3). Por otro lado, el costo de capital para el colector solar de tubos evacuados es calculado a través de la siguiente función,

$$TAC_{ETSC}^{Solar} = 1200A_c$$

En la ecuación previa, A_c es el área del colector solar (en m²). Nótese que 1 m² del colector de tubos evacuados es más barato que 1 m² del colector de cilindros parabólicos; sin embargo, la cantidad de energía suministrada por 1 m² del colector de tubos evacuados es menor. Los combustibles y biocombustibles considerados se presentan en la Tabla 3.2, así como también su poder calorífico, las emisiones unitarias, los costos y el número de empleos creados por cada combustible; mientras que la Tabla 3.3 muestra su cantidad mensual máxima disponible.

Los siguientes dos ejemplos han sido previamente estudiados por Tora y El-Halwagi (2010), Ponce-Ortega y col. (2011) y El-Halwagi (1996).

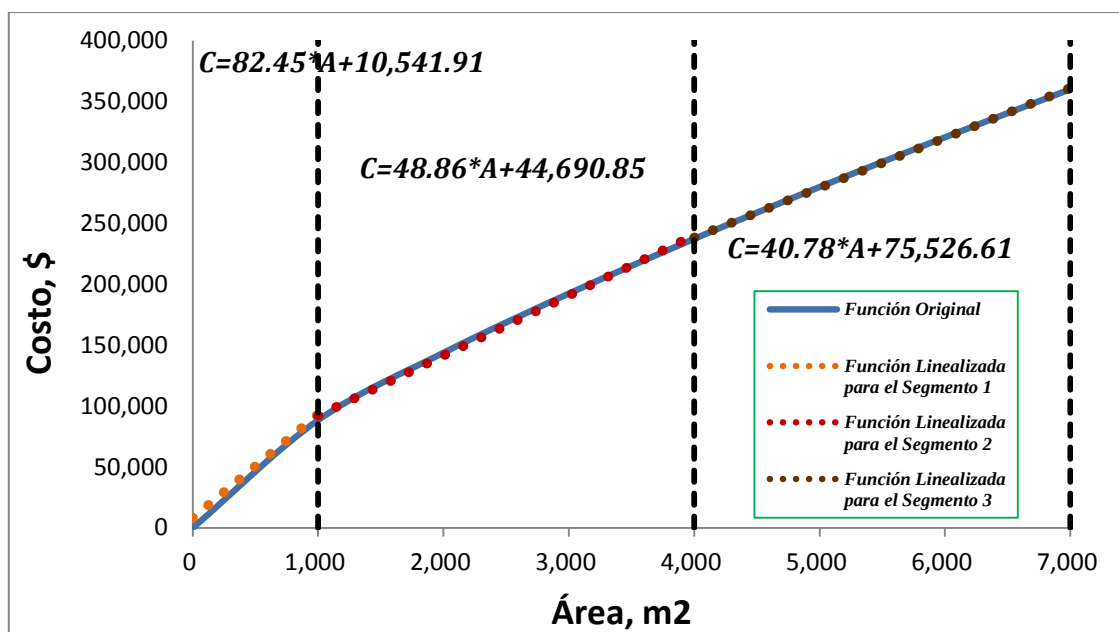


Figura 3.3 Funciones del costo de capital linealizadas para el colector de cilindros parabólicos.

Tabla 3.2 Datos de los combustibles fósiles y biocombustibles en los ejemplos presentados.

#	Combustible	Poder Calorífico [kJ/kg]	Emisiones Unitarias [ton CO ₂ eq/kJ]	Costo [\$/mm kJ]	Generación de Empleos [Empleos/kJ]
Combustibles Fósiles					
1.	Carbón	35,000	2.21357×10^{-7}	1.5559	1.06281×10^{-11}
2.	Petróleo	45,200	8.05408×10^{-8}	18.2447	1.81677×10^{-11}
3.	Gas Natural	54,000	7.90892×10^{-8}	5.8349	5.25431×10^{-11}
Biocombustibles					
1.	Biomasa	17,200	2.44307×10^{-8}	2.0303	6.6964×10^{-8}
2.	Biogás	52,000	2.68216×10^{-8}	8.5388	5.25431×10^{-7}
3.	Madera Blanda	20,400	3.3482×10^{-8}	2.5332	1.46691×10^{-8}
4.	Madera Dura	18,400	3.3482×10^{-8}	2.8975	5.43641×10^{-8}
5.	Biodiesel	40,200	5.13283×10^{-8}	31.3092	2.46582×10^{-6}
6.	Bioetanol	29,600	5.8436×10^{-8}	14.4212	2.87453×10^{-6}

Tabla 3.3 Cantidad mensual disponible de biocombustibles [kg/mes].

Combustible/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Biomasa	10,000	10,000	40,000	50,000	70,000	150,000	100,000	50,000	40,000	40,000	30,000	20,000
Biogás	5,000	5,000	6,000	6,500	6,500	10,000	10,000	10,000	8,000	7,000	6,000	5,000
Madera Blanda	30,000	30,000	25,000	25,000	23,000	23,000	15,000	15,000	20,000	25,000	25,000	30,000
Madera Dura	30,000	30,000	25,000	25,000	23,000	23,000	15,000	15,000	20,000	25,000	25,000	30,000
Biodiesel	5,000	5,500	6,000	7,000	10,000	10,000	10,000	10,000	9,000	8,000	7,000	6,000
Bioetanol	10,000	11,000	12,000	12,000	15,000	15,000	15,000	15,000	14,000	13,000	11,000	10,000

3.3.1 Ejemplo 1

Una planta farmacéutica con tres corrientes calientes de proceso y dos corrientes frías de proceso para realizar la integración energética se ha considerado para este caso. La Tabla 3.4 contiene la información de las corrientes de proceso. La diferencia mínima de temperatura en este problema es de 10 °C. El vapor de baja presión está disponible a 255 °C y el refrigerante del sistema de refrigeración tiene una temperatura de -5 °C.

Tabla 3.4 Datos de las corrientes para el Ejemplo 1.

Corriente	Temperatura de Entrada [°C]	Temperatura de Salida [°C]	FCp [kW/°C]
H1	125	65	38.75
H2	85	25	18.75
H3	45	25	43.75
C1	35	240	20
C2	35	55	36.25

La metodología propuesta fue aplicada con un crédito fiscal unitario de \$5/ton CO₂eq., obteniendo los resultados que se muestran en la Figura 3.4. Como se puede observar, los resultados se representan a través de la curva Pareto para comparar la relación entre el costo y las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas a cada solución y evaluando en cada una de ellas el número de empleos que se pueden crear para la producción de las fuentes de energía primarias. En la curva Pareto se han resaltado los puntos A, B, C y D, donde el punto A representa la solución óptima para con el número de emisiones de gases de efecto invernadero más bajo, siendo cero para esta solución en concreto (lográndose debido a que el total de energía requerida se suministra a través de un colector solar). Sin embargo, al mismo tiempo la solución A representa la peor solución económica con el más alto costo (\$2.13x10⁶/año) y el número de empleos es el más bajo respecto de todas las soluciones ilustradas. Por otro lado, el punto B es la mejor solución económica con un costo de \$313,459/año y la peor solución ambiental con un valor de emisiones de gases de efecto invernadero de 24,285 ton CO₂eq./año; en este punto el número correspondiente de empleos generados es 724, con lo cual no es la mejor solución en este aspecto.

Adicionalmente, dos soluciones balanceadas pueden ser identificadas en la Figura 3.4; en este sentido, las soluciones C y D representan un buen número de empleos generados (2,574 y 2,877, respectivamente) y al mismo tiempo sus costos y emisiones asociadas pueden ser consideradas como aceptables. El punto C tiene un costo total anual de \$1.13x10⁶/año y las emisiones totales son de 1,500 ton CO₂eq./año, mientras que el punto D su TAC es de

\$670,363/año y su *GHGE* tiene un valor de 8,000 ton CO₂eq./año. Por lo tanto, comparando esas dos soluciones óptimas aceptables se puede decir que la solución C puede ser considerada como una solución factible ambiental y el punto D es la solución factible con preferencia económica (y ambas representan la generación de un número importante de generación de empleos).

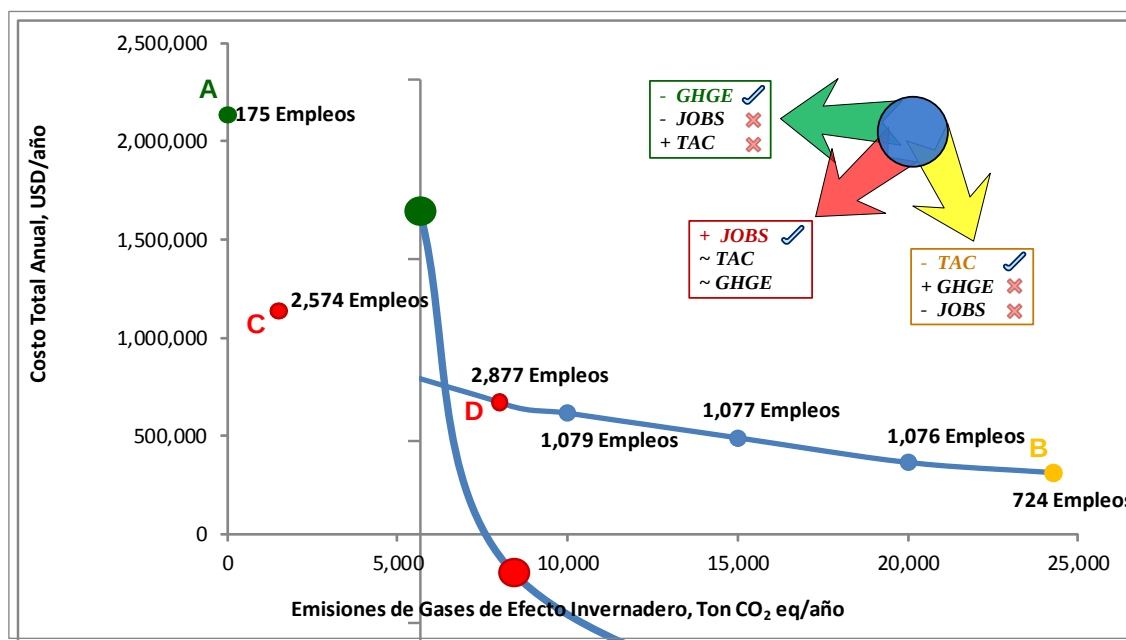


Figura 3.4 Curva Pareto para el Ejemplo 1-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO₂ eq.

La Tabla 3.5 presenta los costos detallados para las soluciones A, B, C y D así como también las características de las tres funciones objetivo (*TAC*, *GHGE* y *NJOBS*) con el propósito de hacer una comparación de los diferentes escenarios, específicamente entre la solución A (con las emisiones más bajas), la solución B (con el mínimo costo) y dos soluciones factibles (soluciones C y D).

Tabla 3.5 Comparación de soluciones del Ejemplo 1-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO₂ eq.

Concepto/Caso	Punto A (mínimas <i>GHGE</i>)	Punto B (mínimo <i>TAC</i>)	Punto C (preferencia ambiental)	Punto D (preferencia económica)
Costo de la red, \$/año	112,543	131,706	142,267	142,267
Costo de fósiles, \$/año	0	168,568	66,033	537,117
Costo de biocombustibles, \$/año	0	24,819	67,907	80,541
Costo del colector solar, \$/año	2,215,342	0	981,243	0
Créditos fiscales, \$/año	194,515	11,635	122,063	89,563
Costo total \$/año	2,133,370	313,459	1,135,388	670,363
Emisiones de gases, ton CO ₂ equiv/año	0	24,285	1,500	8,000
Número de empleos generados	175	724	2,574	2,877

Las Figuras 3.5 y 3.6 muestran la configuración para las soluciones A y B, respectivamente. Nótese que en la solución A la energía total para el funcionamiento del sistema de refrigeración por absorción se suministra por el colector solar para lograr cero emisiones de gases de efecto invernadero. En este caso, se requiere un colector solar de cilindros parabólicos con un área de $38,105 \text{ m}^2$, mientras que en la solución B no se necesita el colector solar y las fuentes de energía primaria son combustibles fósiles y biocombustibles. Además, en la solución A, el enfriador *ar1* para la corriente caliente 1 y el enfriador *ar2* para la corriente caliente 2 que aparecen en la solución óptima son más grandes que las mismas unidades de la solución B.

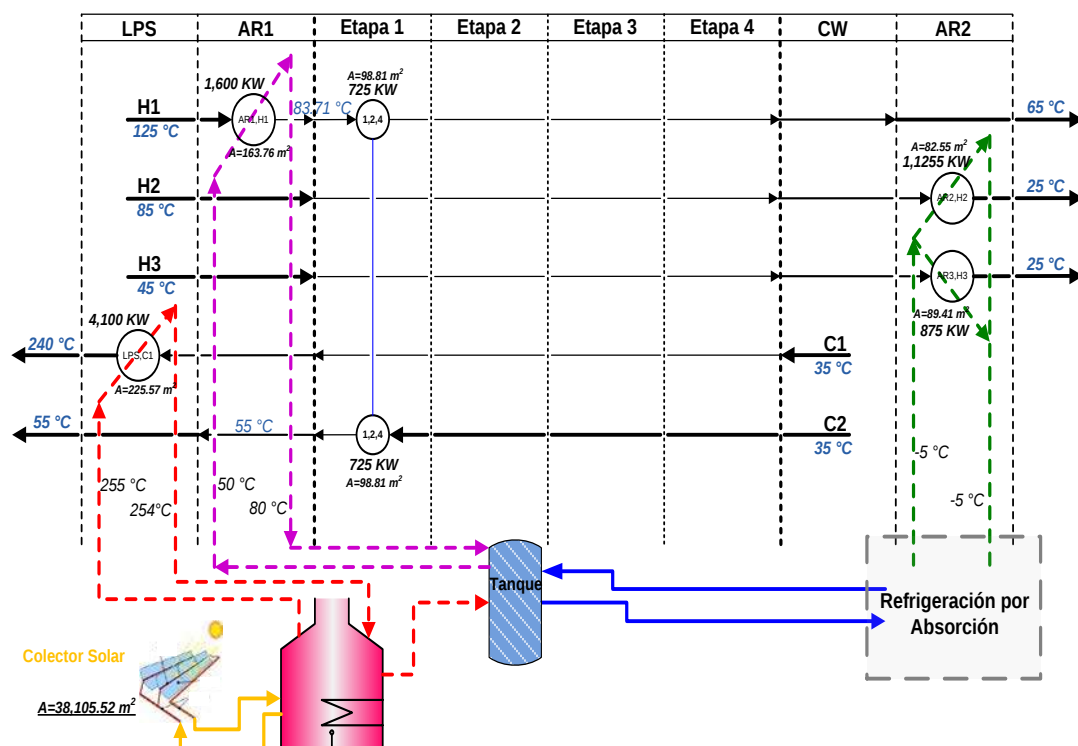


Figura 3.5 Configuración para la solución A (mínimas emisiones) del Ejemplo 1.

La Figura 3.7 ilustra la configuración obtenida para el punto C, en la cual se pueden encontrar dos unidades de intercambio de calor entre corrientes de proceso y no se requiere enfriamiento con agua. La energía necesaria para el funcionamiento del sistema de refrigeración por absorción se suministra a través del colector solar, combustibles fósiles y biocombustibles. La Figura 3.8 muestra el tipo de fuente de energía requerida por mes para la solución C. Entonces, la solución C considera un colector solar de cilindros parabólicos con un área de $15,321 \text{ m}^2$, el cual casi satisface completamente los requerimientos energéticos durante el mes de abril.

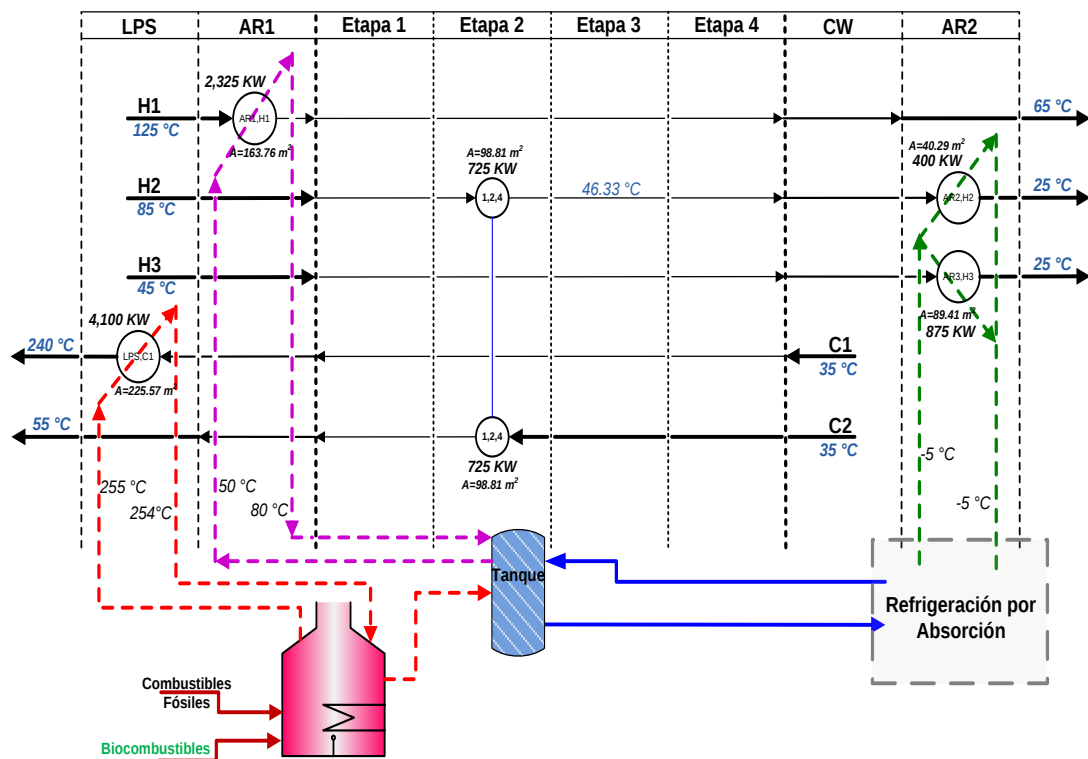


Figura 3.6 Configuración de la solución B (mínimo costo) del Ejemplo 1.

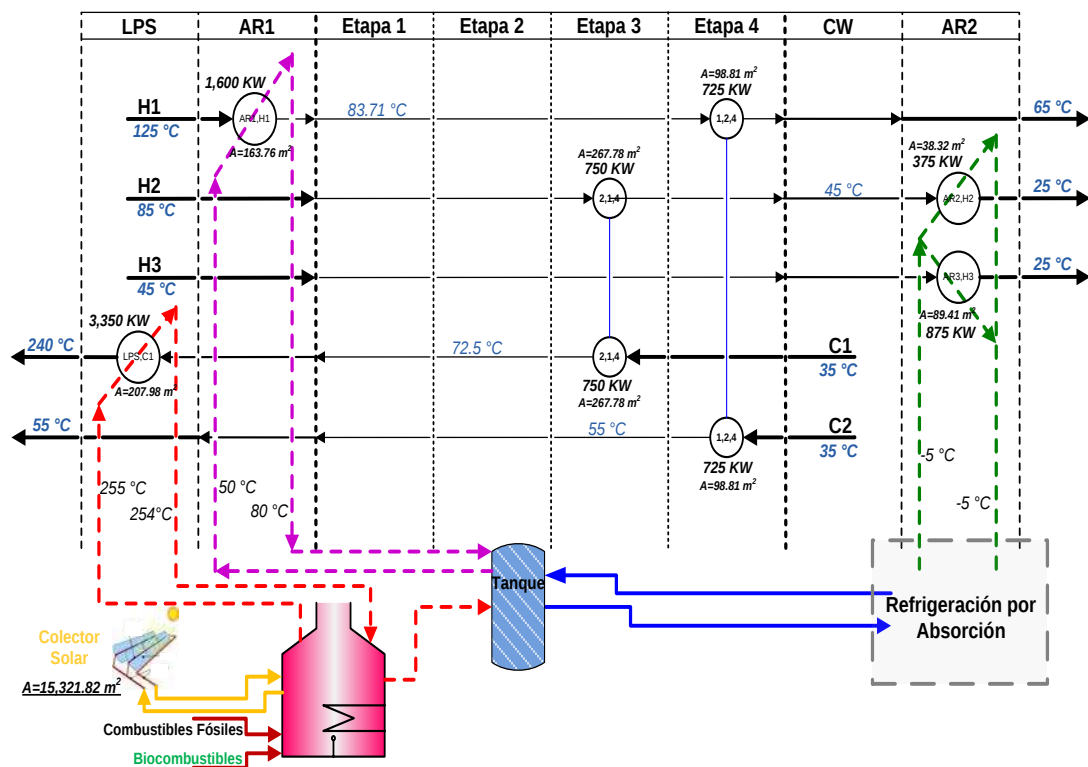


Figura 3.7 Configuración de la solución C del Ejemplo 1.

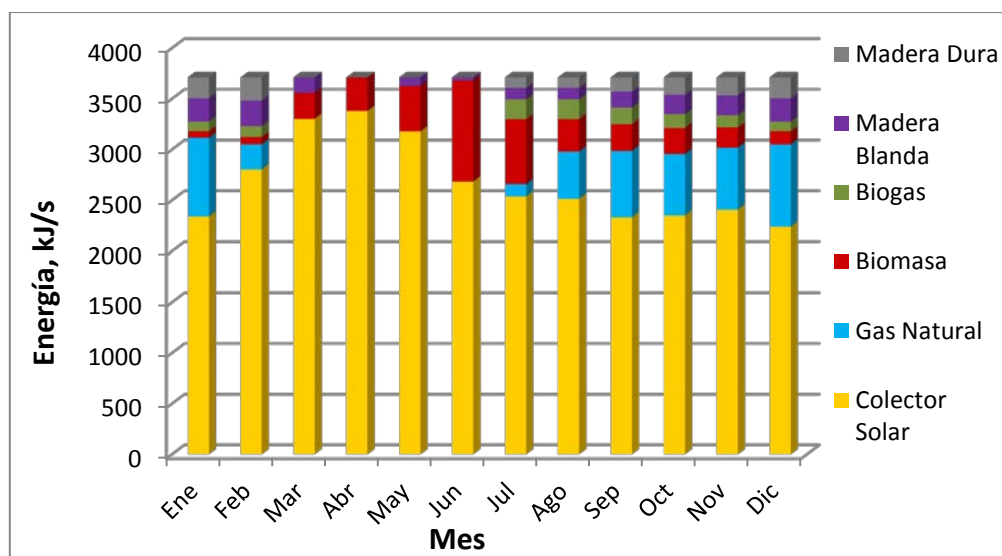


Figura 3.8 Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1.

La Figura 3.9 muestra la configuración para el punto D, donde no se selecciona el colector solar y se suministra el total de la energía a través de una combinación de biocombustibles y gas natural; obteniendo una solución más económica que la solución C, pero con un incremento en las emisiones de gases de efecto invernadero. Sin embargo, el número de empleos asociados es mayor.

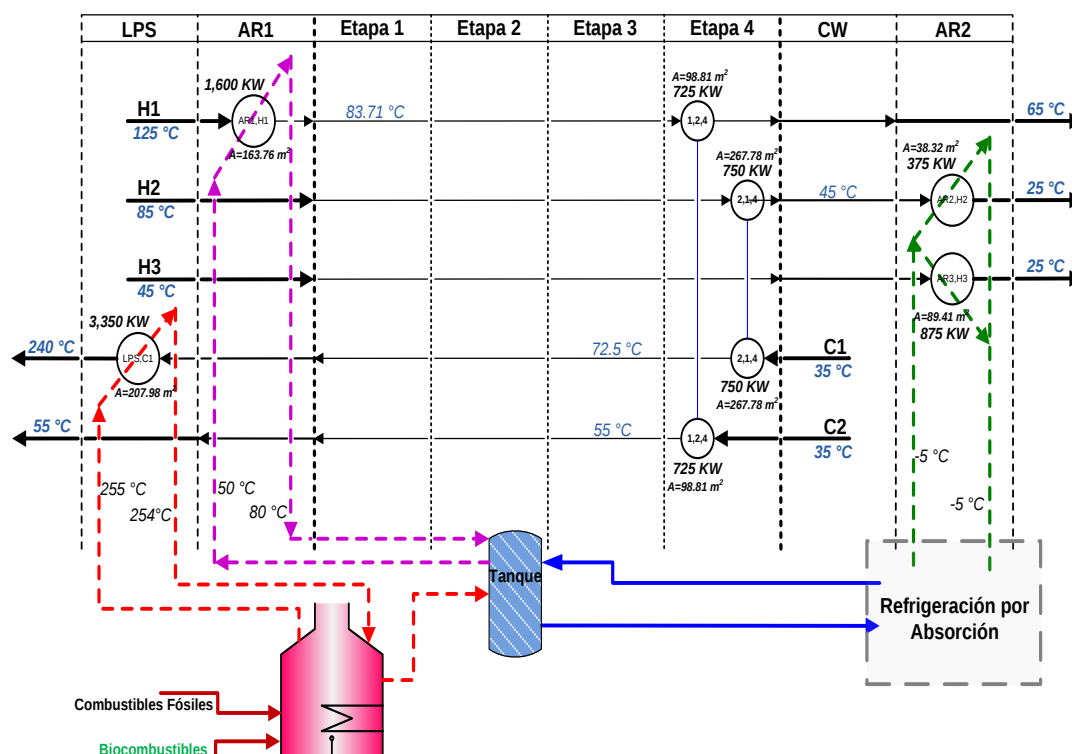


Figura 3.9 Configuración para la solución D del Ejemplo 1.

La Figura 3.10 muestra el tipo de energía requerida por mes para la solución D. Como se puede observar el total de la energía requerida por el sistema de refrigeración por absorción para las soluciones C y D es 3,712 kJ/s.

Por otro lado, una de las principales diferencia entre las soluciones C y D es el tipo de energía utilizada por el sistema. La solución C considera el uso de un colector solar, el cual es la fuente de energía más limpia considerada, mientras que la principal fuentes de energía en la solución D pertenece a los combustibles fósiles (véase la Tabla 3.5). El colector solar es la única fuentes de energía que no emite gases de efecto invernadero y al mismo tiempo es la energía más costosa, sin embargo, su costo adicional puede ser compensado con los créditos fiscales que otorgan los gobiernos por la reducción de gases de efecto invernadero.

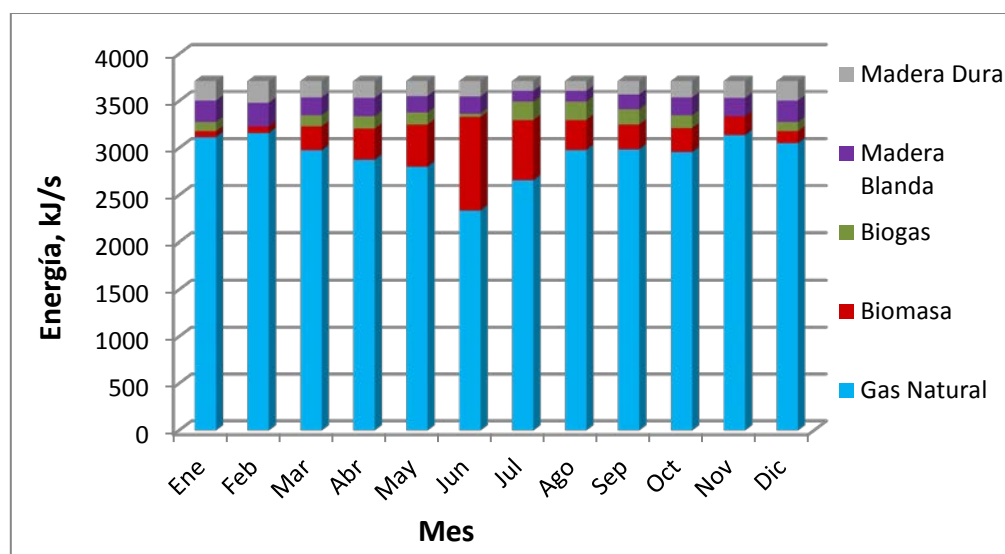


Figura 3.10 Fuentes de energía requeridos por mes en la solución D del Ejemplo 1.

La Tabla 3.6 presenta un análisis de sensibilidad de costo para diferentes valores de empleos generados (curva Pareto, 3,000 y 5,000) y diferentes valores de emisiones. Los empleos incluidos en la columna de curva Pareto pueden ser comparados con la Figura 3.4; este análisis demuestra que si el costo aumenta en una pequeña proporción, los empleos que se pueden generar son incrementados de forma importante. Nótese que los costos para los valores de empleos de 3,000 y 5,000 cuando no existen emisiones no son reportados debido a que esas soluciones son infactibles (para este caso los requerimientos energéticos solo se pueden satisfacer por el colector solar sin la posible inclusión de biocombustibles y combustibles fósiles).

Finalmente, la Figura 3.11 presenta una comparación de resultados para el caso de que el crédito fiscal unitario varíe entre \$5/ton CO₂ eq, \$20/ton CO₂ eq y \$30/ton CO₂ eq. Nótese que

cuando el crédito fiscal unitario se incrementa, el costo total anual se reduce para el mismo valor de emisiones.

Tabla 3.6 Análisis de sensibilidad de costos para diferentes valores de empleos creados.

Emisiones	Empleos Generados		
	Curva Pareto, \$/año	3,000, \$/año	5,000, \$/año
0	2,133,371	---	---
1,500	1,135,388	1,136,347	1,141,075
8,000	670,363	670,629	675,923
10,000	616,337	620,476	630,940
15,000	490,951	495,094	500,390
20,000	365,566	369,712	375,008
24,285	313,459	322,895	331,280

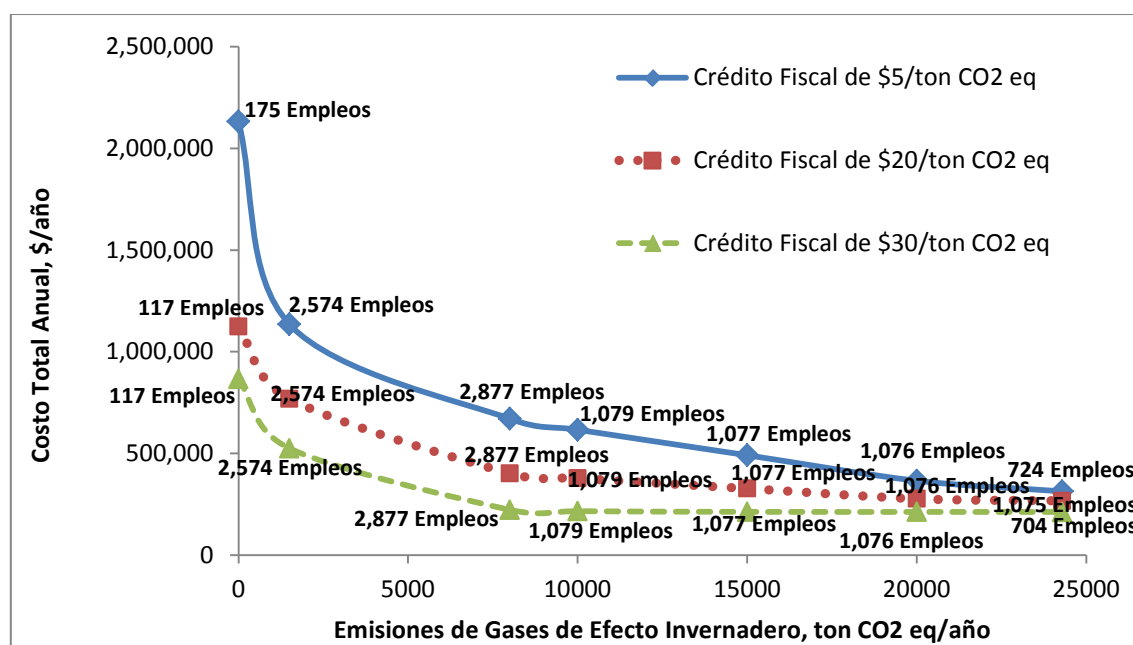


Figura 3.11 Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 1.

3.3.2 Ejemplo 2

Este ejemplo tiene seis corrientes calientes y cuatro corrientes frías de proceso y sus características se muestran en la Tabla 3.7. Nótese en la Tabla 3.7 que sólo las corrientes H5 y H6 pueden transferir su energía al generador localizado dentro del sistema de refrigeración por absorción y considerando que el agua de enfriamiento está disponible a 30 °C, entonces las corrientes H2, H3, H4, H5 y H6 deben usar enfriadores del tipo ar2 para su enfriamiento (tomando en cuenta una ΔT_{min} mayor a 5 °C para las corrientes H4, H5 H6).

Tabla 3.7 Datos de las corrientes para el Ejemplo 2.

Corriente	Temperatura de Entrada [°C]	Temperatura de Salida [°C]	FCp [kW/°C]
<i>Corrientes Calientes</i>			
H1	65	60	1,060
H2	60	15	6.67
H3	57	15	33.33
H4	37	35	1,350
H5	120	35	50.59
H6	150	35	100.74
<i>Corrientes Frías</i>			
C1	95	97	2,900
C2	60	120	13.33
C3	95	110	193.33
C4	150	157	671.43

Un crédito fiscal de \$5/ton CO₂ eq fue considerado para este caso de estudio. En este caso, el valor óptimo del ΔT_{min} fue obtenido para considerar la relación del mismo con los costos de capital y operacionales en el sistema. El lado izquierdo de la curva mostrada en la Figura 3.12 representa las soluciones con los mayores costos y emisiones. Estas soluciones consumen una enorme cantidad de combustibles fósiles y aunque existe calor intercambiado entre corrientes de proceso ($q_{i,j,k}$), las corrientes calientes de proceso no transfieren calor al generador ($q_i^{ar1} = 0$); mientras que el calor intercambiado en los enfriadores cw (q_i^{cw}) es mayor que en las otras partes de la curva. Por otro lado, las soluciones a la derecha de la curva tiene tanto el costo como las emisiones significativamente mayores que las correspondientes a la solución B. Además, estas soluciones consumen una cantidad moderada de combustibles fósiles y no involucran calor intercambiado entre corrientes de proceso ($q_{i,j,k} = 0$) e incluyen intercambiadores donde las corrientes de proceso transfieren calor al generador del ciclo de refrigeración (q_i^{ar1}). También, en estas soluciones el calor intercambiado en los enfriadores cw (q_i^{cw}) es menor que en las soluciones del lado izquierdo de la curva. De esta manera la mejor alternativa económica y ambiental y por tanto la solución seleccionada corresponde al punto B, el cual tiene el menor consumo de combustibles fósiles. Adicionalmente, el punto B no considera intercambio de calor entre corrientes de proceso ($q_{i,j,k} = 0$). Sin embargo, el calor transferido en los enfriadores ar1 (q_i^{ar1}) es el mayor respecto de todas las soluciones ilustradas; además, en esta solución el calor intercambiado en los enfriadores cw (q_i^{cw}) es menor que las soluciones del lado izquierdo de la

curva. Vale la pena mencionar que el número de empleos (*NJOBS*) prácticamente permanece constante a lo largo de la curva. Finalmente, nótese la diferencia mínima de temperatura óptima para este ejemplo es 11 °C.

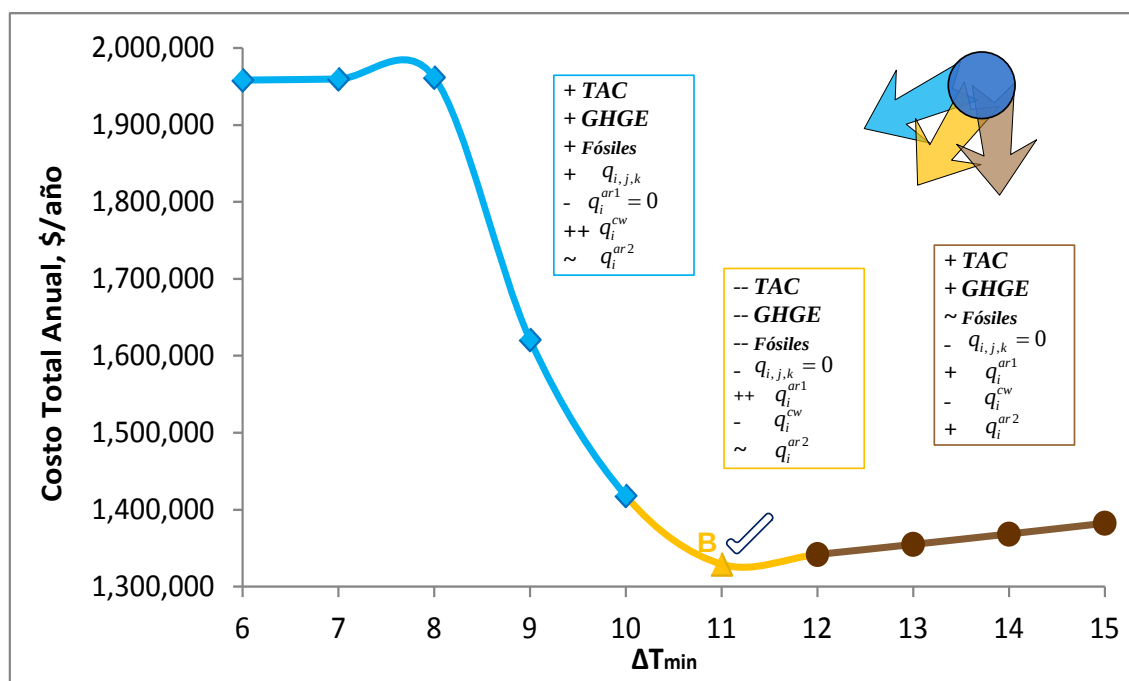


Figura 3.12 Dependencia del costo total anual respecto de la diferencia mínima de temperatura para el Ejemplo 2.

Por otro lado, la Figura 3.13 muestra la curva Pareto para este ejemplo, la cual compara el costo total anual con las emisiones de gases de efecto invernadero y evalúa el número de empleos que se pueden generar. En la curva Pareto se pueden identificar los puntos A, B y C; donde el punto A corresponde a la solución óptima para las mínimas emisiones y máximo costo, mientras que el punto B es la solución óptima para el mínimo costo y máximas emisiones (nótese que este punto aparece en las 3.12 y 3.13). Como se puede apreciar en la Figura 3.13, ni el punto A ni el punto B involucran un número aceptables de empleos (459 y 707, respectivamente). Entonces, las mejores soluciones para la creación de empleos son los puntos con valores de las emisiones de gases de efecto invernadero de 10,000 ton CO₂eq./año, 20,000 ton CO₂eq./año y 30,000 ton CO₂eq./año (3,699, 3,580 y 3,484 empleos, respectivamente). Entre las tres alternativas el punto C fue seleccionado para ser discutido detalladamente, el cual tiene un gran número de empleos y un valor apropiado de emisiones. La Tabla 3.8 muestra las características más importantes de las soluciones A, B y C.

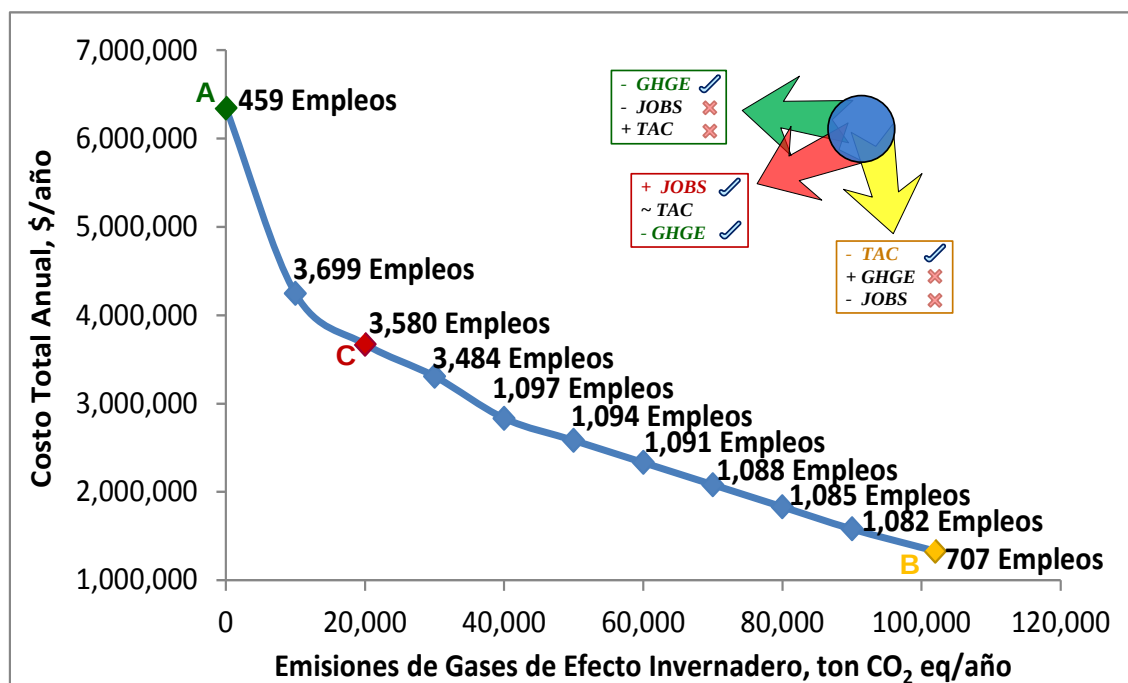


Figura 3.13 Curva Pareto para el Ejemplo 2-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO₂ eq.

Tabla 3.8 Comparación de soluciones del Ejemplo 2-crédito fiscal unitario de \$5/ton CO₂ eq.

Concepto/Caso	Punto A (mínimas GHGE)	Punto B (mínimo TAC)	Punto C (solución seleccionada)
Costo de la red, \$/año	1,167,362	603,328	638,853
Costo de fósiles, \$/año	0	714,919	1,420,455
Costo de biocombustibles, \$/año	0	21,301	89,070
Costo del colector solar, \$/año	5,691,027	0	1,911,381
Créditos fiscales, \$/año	510,464	10,330	387,258
Costo total \$/año	6,347,926	1,329,218	3,672,502
Emisiones de gases, ton CO ₂ eq./año	0	101,967.46	20,000
Número de empleos generados	459	707	3,579

La configuración para la red de intercambio de calor así como también el esquema general de las fuentes de energía para poner en marcha el sistema de refrigeración por absorción para la solución C se muestra en la Figura 3.14, donde se requiere un colector solar de cilindros parabólicos para proveer energía al sistema con un área de 31,056 m², además de combustibles fósiles y biocombustibles que también son requeridos para suministrar energía. Adicionalmente, la configuración óptima para el punto C no incluye la existencia de intercambiadores entre corrientes de proceso ($z_{i,j,k} = 0$) debido principalmente a las siguientes razones:

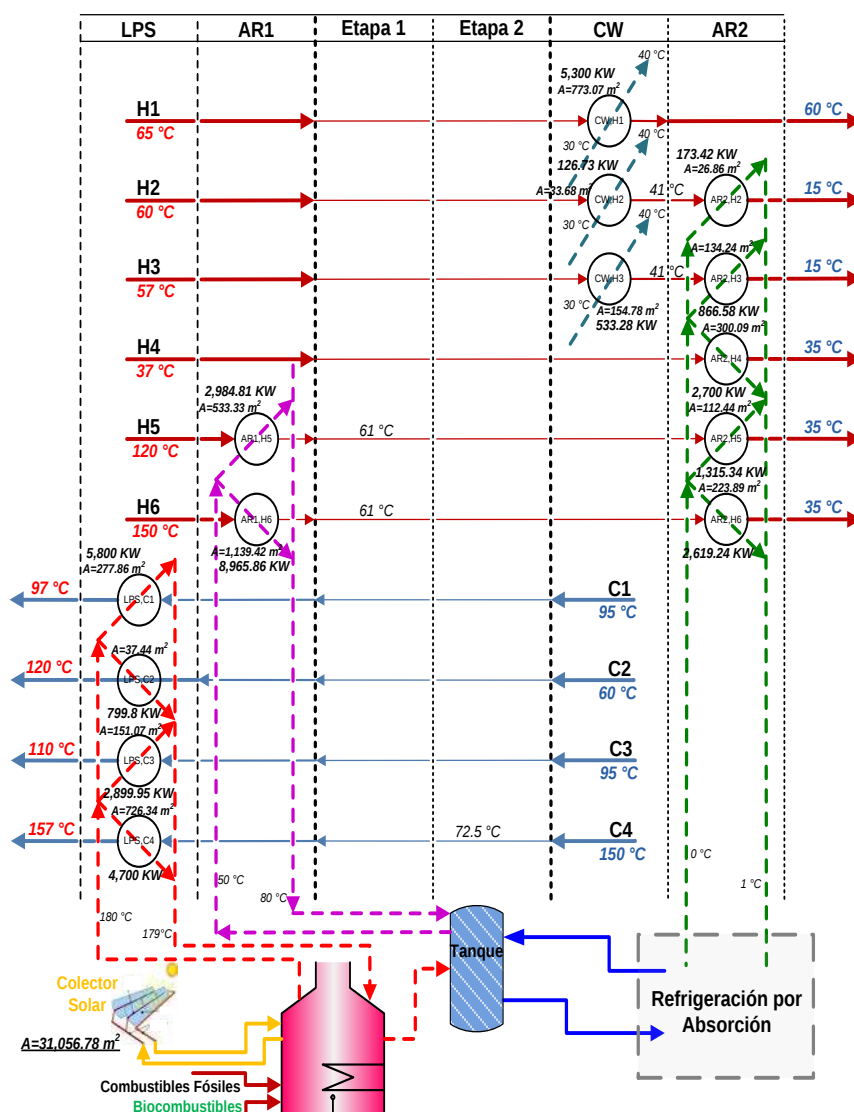


Figura 3.14 Configuración obtenida para la solución C del Ejemplo 2.

- Considerando las temperaturas de entrada tanto de las corrientes de proceso H1, H2, H3 y H4 (65 °C, 60 °C, 57 °C y 37 °C, respectivamente) como de las corrientes frías de proceso C1, C2, C3 y C4 (95 °C, 60 °C, 95 °C y 150 °C, respectivamente) no es posible el intercambio de calor entre estas corrientes de proceso debido a las restricciones de factibilidad de transferencia de calor.
- Aunque las corrientes calientes de proceso H5 y H6 pueden transferir energía a las corrientes frías de proceso, su energía es aprovechada para suministrar calor al generador del sistema de refrigeración por absorción. De otra manera, los requerimientos energéticos del generador deben ser suministrados por una

combinación de fuentes de energía externa primaria (colector solar, combustibles fósiles o biocombustibles), los cuales representan un costo más alto. Por lo tanto, como se muestra en este caso, es más rentable usar el calor de las corrientes calientes de proceso como fuente de energía para proveer de calor al sistema de refrigeración por absorción.

La Figura 3.15 muestra el tipo de fuente de energía requerido mensualmente para la solución C, donde el total de la energía requerida por el sistema de refrigeración por absorción es 13,960 kJ/s y la principal fuente de energía es el gas natural.

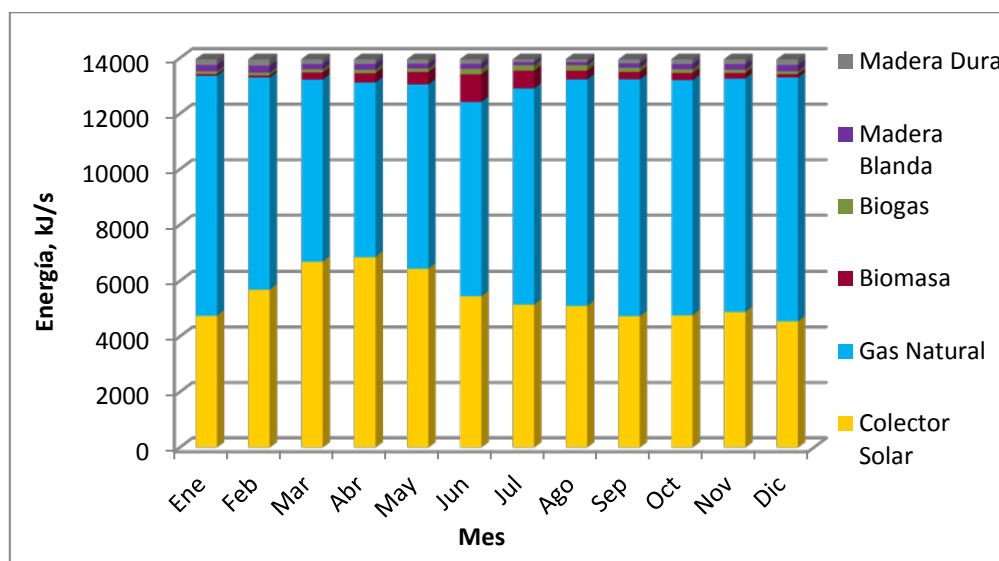


Figura 3.15 Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1.

CAPÍTULO 4. DISEÑO Y OPERACIÓN DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO PARA ENERGÍA SOLAR EN PROCESOS INDUSTRIALES.

Equation Section (Next)

4.1 Planteamiento del Problema

El presente trabajo propone una metodología para el diseño y almacenamiento de la energía obtenida a partir de un colector solar, el cual produce energía térmica a partir de la captura de la radiación solar y suministrarla en procesos industriales. En este sentido, el sistema de almacenamiento es esencialmente útil para proveer de energía a la industria cuando no hay radiación solar disponible (es decir, durante la noche o en días nublados). Cabe mencionar que la metodología desarrollada para este propósito se puede implementar a cualquier proceso industrial que requiera energía solar, sin embargo para mostrar más detalles de la aplicabilidad del modelo, en este trabajo se particulariza a la síntesis de redes de intercambio de calor integradas energéticamente a un ciclo de refrigeración por absorción (trabajo desarrollado en el capítulo anterior); en este sentido, la energía solar puede ser aprovechada para operar el sistema de refrigeración por absorción (el cual requiere energía térmica a 80 °C). Además, la conservación y/o almacenamiento de la energía solar se lleva a cabo considerando las fluctuaciones horarias en la radiación solar, así como que todos los días de cada mes se comportan de forma similar en la radiación disponible.

Una vez establecido lo anterior, se tiene que el enunciado del problema de este trabajo se establece de la siguiente forma.

Dado lo siguiente:

- Un conjunto de corrientes calientes de proceso que requieren enfriamiento (algunas de éstas pueden necesitar refrigeración por debajo de la temperatura ambiente), y un conjunto de corrientes frías que pueden ser calentadas. Así como también, el producto del flujo por la capacidad calorífica de cada una de ellas, los coeficientes de película y las temperaturas de entrada y a la salida.
- Un conjunto de colectores solares disponibles para capturar la radiación solar y proveer de energía al sistema de refrigeración por absorción. La temperatura del agua a la entrada al colector solar es 50 °C. Para evitar la vaporización del agua, la temperatura del agua la salida del colector solar no debe de exceder los 100 °C

(temperatura de saturación del agua a 1 atm). Entonces, el flujo másico de agua entrando al colector es una variable de optimización. Cada tipo de colector considerado incluye funciones de costos de capital y operacional y los datos correspondientes. Además, el número de trabajos ($NJOBS$) que se pueden generar por kWh producido para cada colector solar se deben conocer.

- Un conjunto de tanques térmicos de almacenamiento (tanques calientes) que se necesitan para el almacenamiento de la energía solar y proveerla a la refrigeración por absorción cuando la energía solar no esté disponible (por ejemplo durante las noches o en días nublados). Se debe de especificar un límite superior para la capacidad de cada tanque. Cada tanque se diseña considerando la máxima acumulación y las funciones de costos de capital.
- Los datos económicos y restricciones operacionales para el tanque de almacenamiento de baja temperatura (tanque frío), donde el agua fría proveniente del ciclo de refrigeración por absorción se colecta y posteriormente se bombea al colector solar.
- Un conjunto de biocombustibles disponibles B , un conjunto de combustibles fósiles F y un hervidor de respaldo que puede hacer uso de los biocombustibles y combustibles fósiles para satisfacer la demanda de energía del generador del sistema de refrigeración por absorción cuando el recurso solar es insuficiente o no esté disponible. En este sentido, los combustibles y biocombustibles de reserva se pueden quemar y se usan en el hervidor para generar vapor para cumplir los requerimientos energéticos del proceso durante el año. Para cada combustible de reserva se proporciona el factor de eficiencia α , el costo unitario, la máxima disponibilidad, las emisiones de gases de efecto invernadero ($GHGE$) y el número de trabajos que se pueden generar por kWh.
- Los coeficientes de película, las temperaturas de entrada y salida y el costo unitario del agua de enfriamiento y del vapor de baja presión usados como servicios externos de calentamiento y enfriamiento, respectivamente.
- También es dado la diferencia mínima de temperaturas (ΔT_{min}) para las unidades de transferencia de calor.

Entonces el problema consiste en determinar el diseño óptimo de la red de intercambio de calor acoplada con el ciclo de refrigeración por absorción incluyendo el tamaño óptimo del colector solar (este procedimiento se realiza y detalla en el Capítulo 3). Una vez establecido una solución que incluya el colector solar, se debe determinar el diseño y operación óptima del subsistema de almacenamiento tomando en cuenta las variaciones mensuales y horarias en la radiación solar (lo cual es el objetivo del presente capítulo). Por lo tanto, la solución del problema de la conservación de la energía solar proveerá la siguiente información:

- La configuración y operación óptimas de los tanques térmicos de almacenamiento requeridos.
- La energía que se suministra por cada fuente de energía externa (combustibles fósiles, biocombustibles y solar) en cada hora a lo largo del día y del año.

Estrategia de Solución

Para resolver el problema descrito, se implementa la estrategia de solución mostrada en la Figura 4.1. La estrategia consiste de las siguientes etapas:

- ✓ **Datos de Entrada.** La siguiente información es requerida para las etapas de optimización del sistema de energía híbrido: los datos de las corrientes de proceso; las características del sistema de refrigeración por absorción; el tipo de los colectores solares disponibles, incluyendo su eficiencia para coleccionar la energía solar útil en la localización específica donde se instalará; los valores promedio mensuales y horarios de la radiación solar; los combustibles fósiles y biocombustibles disponibles para su uso, así como también los costos unitarios, las emisiones unitarias (los cuales pueden ser obtenidos usando plataformas como GREET o BESS (Çetinkaya y col., 2012; Burnham y col., 2013)) y el número de empleos (Goldberg y col., 2004) que se pueden crear por cada combustible; el tipo de tanques de almacenamiento disponibles y el volumen máximo disponible de cada tanque; y finalmente los datos de los servicios externos de calentamiento y enfriamiento y la diferencia mínima de temperaturas para las unidades de intercambio de calor.

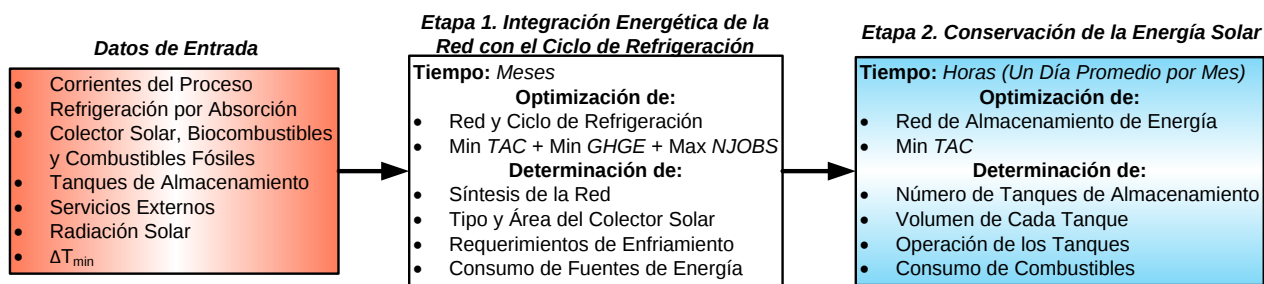


Figura 4.1 Estrategia de solución propuesta.

- ✓ **Etapa 1.** En esta etapa, se utiliza la formulación de optimización multi-objetivo MINLP propuesta por Lira-Barragán y col. (2013) para obtener el conjunto Pareto de las soluciones óptimas del sistema de energía híbrido considerando un horizonte de tiempo mensual; sin embargo no se considera el almacenamiento de la energía solar. El problema consiste en minimizar simultáneamente el costo total anual (TAC) y las emisiones totales de gases de efecto invernadero (GHGE) y cuantificando el número total de trabajos (NJOBS) que se pueden generar con la implementación del proyecto. Debido a que esta primer etapa de la metodología mostrada en la Figura 4.1 ha sido desarrollada en el Capítulo 3, en el presente capítulo sólo se mostrará nuevamente la superestructura propuesta, haciendo énfasis en los puntos relevantes y la información clave necesaria para la implementación de la formulación que se propone para el almacenamiento de la energía solar (lo cual es el objetivo principal de este capítulo); sin embargo la metodología y el detalle de esta etapa se encuentran en el apartado mencionado.

La Figura 4.2 muestra una representación de la superestructura del sistema de energía híbrido. El sistema general puede ser operado por múltiples fuentes de calor, incluyendo el calor de exceso del proceso disponible en las corrientes calientes del proceso, la energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles. La superestructura permite la transferencia de calor entre las corrientes calientes y frías del proceso. También, las corrientes calientes del proceso pueden intercambiar calor con el sistema de refrigeración por absorción para reducir el consumo de las fuentes de energía externa. La demanda de refrigeración del proceso se satisface por el ciclo de refrigeración por absorción. El agua fría está

disponible como servicio auxiliar de enfriamiento, mientras que los biocombustibles y combustibles fósiles están disponibles para generar vapor que puede usarse como servicio auxiliar de calentamiento.

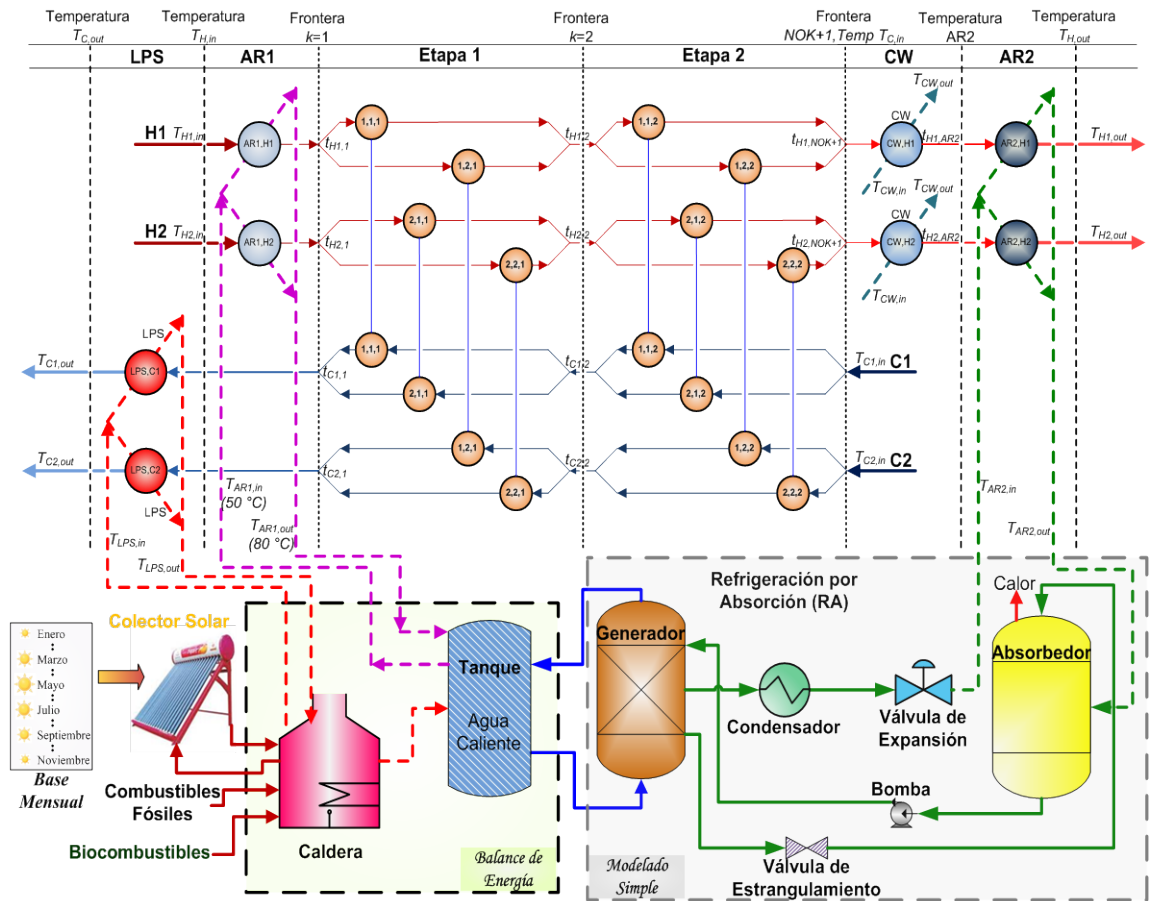


Figura 4.2 Superestructura del sistema de energía híbrido sin almacenamiento de energía.

Por otro lado, cada una de las soluciones óptimas de la curva Pareto proporciona la siguiente información: la configuración y diseño de la red de intercambio de calor (incluyendo el tamaño y el calor transferido en cada intercambiador de calor requerido), el tipo de colector solar, así como el área necesaria para operar durante los diferentes meses considerando la variación de la radiación solar disponible en una localización dada, los requerimientos de enfriamiento, la demanda de la energía solar y el consumo de cada biocombustible y combustible fósil considerado. Debido a que no se consideran variaciones en las condiciones de operación en el proceso, la cantidad óptima de calor de exceso del proceso es determinada para operar el ciclo de refrigeración por absorción, por lo que los

requerimientos de enfriamiento del proceso se calculan en estado estacionario para cada mes. Finalmente, nótese que este paso se realiza en un horizonte de tiempo mensual para suministrar las fuentes de energía externas (solar, biocombustibles y combustibles fósiles), de esta manera, la variación solar horaria no ha sido considerada en este nivel de la metodología propuesta.

- ✓ **Etapla 2.** Una vez que se obtiene un punto de operación óptimo sin que se haya considerado hasta el momento el sistema de almacenamiento (es decir, la configuración óptima y el diseño de la red de intercambio de calor acoplada con el ciclo de refrigeración por absorción, incluyendo el área del colector solar), en la segunda etapa el diseño óptimo y la operación del subsistema de almacenamiento del calor es determinado de tal manera que se satisface la carga calorífica del ciclo de refrigeración durante los periodos sin radiación solar. Además, la producción del servicio externo de refrigeración puede considerarse constante sin fluctuaciones; también la red de intercambio de calor puede operar en estado estacionario a pesar de que si existe luz solar total o parcial si el clima es nublado o es de noche.

La Figura 4.3 muestra la superestructura propuesta para almacenar la energía térmica solar, en la cual se utiliza agua líquida como fluido de transferencia de calor y como medio de almacenamiento. Por lo tanto, el agua líquida remueve el calor del colector solar al subsistema de almacenamiento de energía térmica y finalmente al ciclo de refrigeración por absorción. En el colector solar el agua fría puede calentarse hasta los 100 °C (punto de ebullición del agua a 1 atm) con la energía solar concentrada. Asimismo, el colector solar puede proveer un exceso de calor respecto de la energía demanda por el sistema de refrigeración por absorción durante el periodo solar. Este exceso de calor se almacena para usarse en periodos cuando el calor proveniente del colector no es suficiente para operar el ciclo de refrigeración. El subsistema de almacenamiento de energía térmica consiste de un conjunto de tanques calientes de almacenamiento conectados en paralelo y de un tanque frío de almacenamiento. Dependiendo de la solución óptima, cada tanque caliente puede existir o no. La ventaja de esta configuración multi-tanque para el subsistema de almacenamiento de energía térmica es que el agua caliente y el agua fría se almacenan separadamente.

Como se muestra en la Figura 4.3, la corriente de agua caliente que sale del colector solar se divide en el separador Div-2 en corrientes más pequeñas que entran individualmente a cada tanque caliente de almacenamiento y a una corriente de bypass que se envía directamente al mezclador Mix-1 a la salida del conjunto de tanques calientes de almacenamiento. Este mezclador genera la corriente de entrada al generador del ciclo de absorción por refrigeración, la cual consiste de la corriente total de agua caliente originada de las corrientes de salida de todos los tanques de almacenamiento, la corriente bypass de los tanques calientes y una corriente fría de agua que se origina en el tanque frío de almacenamiento. Cada una de estas corrientes puede ser activada o no en la solución óptima. Sólo cuando el agua caliente producida por el colector solar o la que sale de los tanques de almacenamiento contiene una temperatura superior a la requerida por el generador dentro del ciclo de refrigeración por absorción (es decir 80 °C), la corriente de agua fría proveniente del tanque frío de almacenamiento es usada para ajustar la temperatura de la corriente de salida del primer mezclador. En caso contrario, es decir cuando la corriente de salida del sistema de almacenamiento no ha logrado la temperatura deseada, esta corriente pasa a través de un calentador auxiliar que usa tanto biocombustibles como combustibles fósiles de respaldo para calentar el agua hasta la temperatura deseada. De esta manera, los recursos de respaldo evitan que el sistema de energía híbrido funcione a condiciones de carga parcial cuando la radiación solar no está disponible y el calor proveniente de los tanques calientes de almacenamiento no son suficientes para operar el ciclo de refrigeración por absorción.

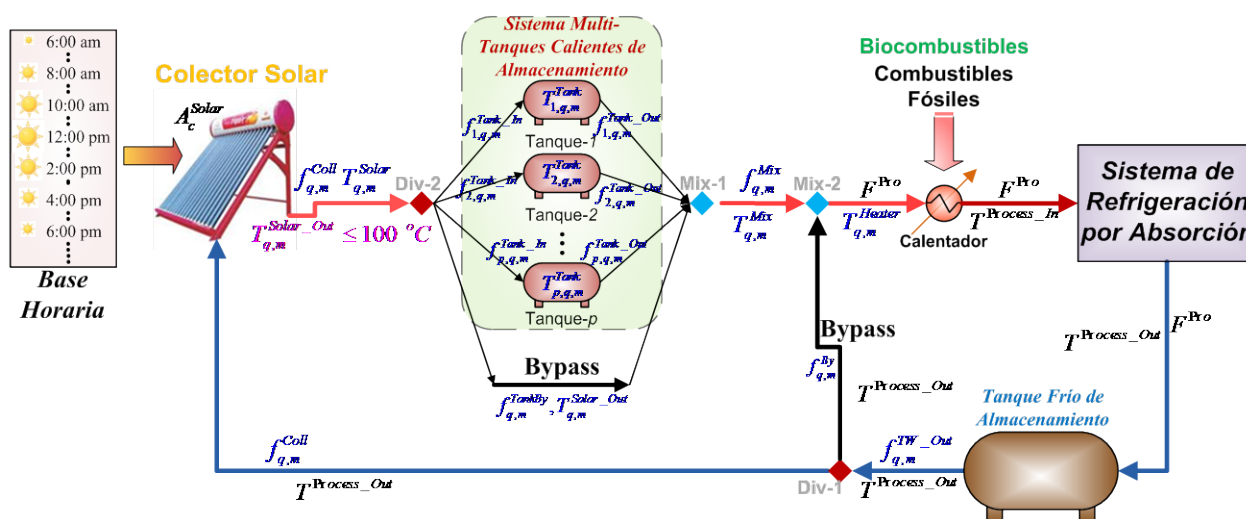


Figura 4.3 Superestructura para el almacenamiento de energía proveniente del colector solar.

Por otro lado, el agua fría a 50 °C del ciclo de refrigeración por absorción fluye al tanque frío de almacenamiento, mientras que la corriente de salida de este tanque es dividida en el separador Div-1 en una corriente de agua fría que se regresa al colector solar y en una segunda corriente que se alimenta al mezclador Mix-2. Cuando no hay o no es suficiente la radiación solar, el colector solar es evitado y no se le suministra agua ya que no tiene sentido que se bombee agua al colector cuando no puede operar. En este sentido, la corriente agua fría se envía directamente al calentador auxiliar, la cual permanece a temperatura constante (50 °C) en el tanque frío de almacenamiento. Entonces, este tanque permite controlar los flujos de las corrientes de agua fría que se alimentan al colector solar y al mezclador Mix-2 para satisfacer la temperatura deseada en el ciclo de refrigeración durante todo el día. Por lo tanto, la superestructura propuesta permite el manejo óptimo del agua fría antes de que se envíe al colector solar, de esta manera se obtiene una mejor estrategia en la administración energética para los subsistemas de almacenamiento. Puede notarse que el almacenamiento de calor propuesto con el calentador auxiliar permite que el sistema de energía híbrido opere siempre en estado estacionario como un sistema convencional basado sólo en combustibles fósiles debido a que la producción de servicio externo de calentamiento puede ser constante, sin intermitencias.

Para el análisis que aquí se presenta, la siguiente estrategia de operación del subsistema de almacenamiento se implementa: el ciclo de refrigeración de absorción siempre tiene prioridad en la operación, así el generador del ciclo está primero que el almacenamiento de la carga energética. Sólo si la energía térmica producida por el colector solar excede el valor de diseño de la carga térmica del generador del ciclo de refrigeración por absorción, el excedente energético se alimenta a los tanques calientes de almacenamiento. En caso contrario, si la energía térmica capturada por el colector es menor al valor deseado, la energía adicional necesaria se podrá tomar del sistema de almacenamiento. Esto significa que el ciclo de refrigeración puede operar a carga total con alta eficiencia incluso bajo condiciones de baja radiación. La operación del ciclo de refrigeración por absorción continua después de que el sol se oculta; asimismo el almacenamiento se usa de tal modo que el ciclo de refrigeración puede ser operado a carga total tanto como sea posible sin la quema de combustibles de respaldo en el calentador auxiliar. Así, la estrategia de funcionamiento adoptada para el sistema de energía híbrido con el almacenamiento de calor opera en modo de calendarización, en vez del modo de despacho solar.

El diseño simultáneo del problema de calendarización para los subsistemas de almacenamiento de energía térmica se formula como un problema multi-periodo mixto entero no lineal. Para ello, se ha aprovechado el conocimiento de los procedimientos de la optimización de la calendarización que se han publicado recientemente. Las revisiones de Mendez y col. (2006), Floudas y Lin (2004), Kallrath (2002) y Barbosa-Povoa (2007) resaltaron la importancia de los métodos de optimización de la calendarización en los procesos industriales, mientras que otros autores han aplicado exitosamente estas técnicas para resolver varios problemas de manufactura (véase por ejemplo Mouret y col., 2009, 2011; Sharda y Vazquez, 2009; Terrazas-Moreno y col., 2012; Gutiérrez-Limón y col., 2012; Erdirik-Dogan y Grossmann, 2008; Barbosa-Povoa y Macchietto, 1994; Lin y Floudas, 2001; Castro y col., 2005). Sin embargo, estos trabajos aún no han optimizado simultáneamente el diseño y la estrategia de funcionamiento de almacenamiento de la energía en periodos cortos en refrigeradores por absorción integrados con redes de intercambio de calor para la conservación óptima de la energía solar considerando un día promedio por mes y una discretización del tiempo de periodos de 1 hora.

La formulación propuesta multi-periodo MINLP consiste en la minimización del costo total anual de los subsistemas de almacenamiento de energía térmica, el cual se compone de los costos de capital de los tanques de almacenamiento, así como también de los combustibles de respaldo (considerando biocombustibles y combustibles fósiles). La optimización del subsistema de almacenamiento de energía térmica se realiza de forma horaria usando valores en la radiación solar disponible por hora. La solución óptima de este problema proporciona el número, la distribución y capacidad de los tanques calientes de almacenamiento requeridos, además de la operación del subsistema de almacenamiento incluyendo las alimentaciones y las corrientes de salida de los tanques de almacenamiento, así como la variación de los flujos de agua en un horizonte de tiempos cortos.

A continuación se desarrolla detalladamente el modelo matemático para resolver el problema bajo estudio.

4.2 Formulación del Modelo

Recordando que el modelo detallado de la primer etapa de optimización se presenta en el Capítulo 3 (como se puede apreciar en la Figura 4.1), en esta sección sólo se describe la metodología propuesta para la conservación óptima de la energía solar (segunda etapa de

optimización). En este sentido, en la primera etapa se determina la configuración de la red de intercambio de calor, la capacidad del ciclo de refrigeración por absorción y los requerimientos energéticos, todo esto en una base mensual. De acuerdo a esto, la etapa previa no considera la variación de la radiación solar durante el día, ni el diseño y operación del subsistema de almacenamiento de energía solar en periodos más cortos de tiempo. Por esta razón, el siguiente proceso de optimización es realizado en una base horaria.

Previamente a la descripción de la metodología se definen los siguientes conjuntos empleados en la misma: P representa el conjunto para los tanques calientes de almacenamiento, B y F son los biocombustibles y combustibles fósiles, respectivamente, mientras que Q y M son los conjuntos de tiempo, donde Q representa las horas y M define los meses; finalmente N representa el número de horas aprovechables de radiación solar.

4.2.1 Parámetros Iniciales

La carga calorífica mensual $Q^{External}$ del sistema se compone tanto de los requerimientos caloríficos del proceso como del agua caliente demandada por el ciclo de refrigeración. Este parámetro se puede calcular conociendo la energía suministrada por los combustibles fósiles ($Q_{f,m}^{Fossil}$), biocombustibles ($Q_{b,m}^{Biofuel}$) y el colector solar (Q_m^{Solar}):

$$Q^{External} = \sum_{f \in F} Q_{f,m}^{Fossil} + \sum_{b \in B} Q_{b,m}^{Biofuel} + Q_m^{Solar}, \quad \forall m \in M$$

Es importante notar que los requerimientos de cada tipo de energía demandada por el sistema híbrido de energía se determinaron en la etapa anterior de optimización de la metodología propuesta.

Además, la capacidad calorífica, las temperaturas de entrada ($T^{Process_In}$) y salida ($T^{Process_Out}$) del agua que circula en el ciclo de refrigeración están dadas por el problema (datos de entrada), el flujo del agua se puede obtener de la siguiente forma:

$$F^{Pro} = \frac{Q^{External}}{Cp^{Fluid} (T^{Process_In} - T^{Process_Out})},$$

Por otro lado, la energía solar horaria para cada mes m ($Q_{q,m}^{Solar}$) es igual a la energía colectada en cada hora por unidad de área ($Q_{q,m}^{Useful_Solar}$) multiplicada por la unidad de área del colector solar (A_c^{Solar}) y dividido por un factor de conversión (D^{sh}) como se muestra a continuación:

$$Q_{q,m}^{Solar} = Q_{q,m}^{Useful_Solar} A_c^{Solar} \frac{1}{D^{sh}}, \quad \forall q \in Q, m \in M$$

4.2.2 Optimización de la Conservación de la Energía Solar

La formulación matemática que se presenta a continuación modelan el diseño propuesto en la Figura 4.3.

Tanque de agua fría

El tanque de agua fría que se encuentra localizado a la salida del sistema de refrigeración por absorción provee tiempo de residencia al fluido de transferencia de calor y al mismo tiempo permite un flujo variable que entra al colector solar para mantener la temperatura de salida del colector debajo de la temperatura de saturación (100 °C a 1 atm para evitar problemas operacionales). En esta unidad el flujo que entra y las temperaturas de entrada y salida son constantes, por lo que solo se requieren los balances másicos.

Balances de Masa

La acumulación del agua en el tanque frío de almacenamiento a la hora $q=1$ para todos los meses m ($S_{q,m}^{WT}$) es igual a la acumulación inicial $S_0^{WT_Initial}$ (la cual se optimiza) más el flujo que entra al tanque F^{Pro} (constante), menos el flujo que sale del tanque $f_{q,m}^{WT_Out}$ (variable):

$$S_{q,m}^{WT} = S_0^{WT_Initial} + F^{Pro} - f_{q,m}^{WT_Out}, \quad \forall q = 1, m \in M \quad (4.1)$$

La acumulación del agua en el tanque frío de almacenamiento a diferentes horas para $q > 1$ ($S_{q,m}^{WT}$) es igual a la acumulación del periodo anterior $S_{q-1,m}^{WT}$, más el flujo que sale del tanque F^{Pro} menos el flujo que a la salida del tanque $f_{q,m}^{WT_Out}$ a cualquier hora q :

$$S_{q,m}^{WT} = S_{q-1,m}^{WT} + F^{Pro} - f_{q,m}^{WT_Out}, \quad \forall q > 1, m \in M \quad (4.2)$$

Para asegurar la continuidad de los ciclos, la condición requerida es que la acumulación inicial sea igual la última acumulación al final del cualquier día de todos los meses:

$$S_0^{WT_Initial} = S_{q,m}^{WT}, \quad \forall q = 24, m \in M \quad (4.3)$$

Divisor Div-1

Un separador es requerido a la salida del tanque de agua fría para segregar el flujo másico, donde una parte se envía al colector solar y el resto se envía directamente al mezclador Mix-2 evitando el paso al colector. Entonces el siguiente balance másico modela el separador.

Balances de Masa

El balance de masa para el separador a la salida del tanque de almacenamiento Div-1 establece que para cualquier hora q para cada mes m , el flujo de entrada al separador ($f_{q,m}^{WT_Out}$) es igual al flujo enviado al colector solar ($f_{q,m}^{Coll}$), más el flujo que se envía al mezclador Mix-2 ($f_{q,m}^{By}$):

$$f_{q,m}^{WT_Out} = f_{q,m}^{Coll} + f_{q,m}^{By}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.4)$$

Colector solar

En el colector solar el agua fría puede ser calentada hasta 100 °C con la energía solar concentrada. El flujo de entrada del agua es una variable de optimización. El agua caliente generada en cualquier periodo de tiempo q puede ser directamente alimentada al ciclo de refrigeración por absorción o enviada a los tanques calientes de almacenamiento para que se use en los periodos sin radiación solar. Por lo tanto, las siguientes restricciones se incluyen en el modelo

Balance de Energía

La energía suministrada por el colector solar ($Q_{q,m}^{Solar}$) en cualquier periodo de tiempo q de cada mes m incrementa la temperatura de entrada ($T^{Process_Out}$) hasta la temperatura de salida ($T_{q,m}^{Solar}$) del agua líquida, esto se modela a continuación:

$$f_{q,m}^{Coll} C_p^{Fluid} (T_{q,m}^{Solar} - T^{Process_Out}) = Q_{q,m}^{Solar}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.5)$$

Restricción de Evaporación

Para evitar la vaporización del fluido de transferencia de calor (es decir agua), la temperatura de salida $T_{q,m}^{Solar}$ no debe de exceder la correspondiente temperatura de ebullición, por lo que se debe de incluir la siguiente restricción en el modelo:

$$T_{q,m}^{Solar_Out} \leq T^{Vaporization} \quad (4.6)$$

Divisor Div-2

Una vez que el fluido de transferencia de calor pasa a través del colector solar, puede ser almacenado en un sistema multi-tanque o se puede enviar directamente al mezclador Mix-1, evitando el sistema de almacenamiento. Entonces, el siguiente balance másico es requerido

Balance de Masa

El flujo enviado por el colector solar ($f_{q,m}^{Coll}$) se segrega para que se envíe a los tanques calientes de almacenamiento ($f_{p,q,m}^{Tank_In}$) o directamente pasa sin entrar al sistema de almacenamiento ($f_{q,m}^{TankBy}$); y esto se modela de la siguiente forma:

$$f_{q,m}^{Coll} = \sum_{p \in P} f_{p,q,m}^{Tank_In} + f_{q,m}^{TankBy}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.7)$$

Sistema multi-tanques de almacenamiento de energía térmica

Durante las horas con disponibilidad de radiación solar, la energía solar capturada puede ser más alta que la energía demandada por el ciclo de refrigeración por absorción. Este exceso de calor se almacena en un sistema multi-tanque de almacenamiento de energía sensible que utiliza agua líquida como fluido de transferencia de calor y medio de almacenamiento. Para periodos cortos de tiempo donde la radiación solar no esté disponible, el agua caliente de los tanques de almacenamiento puede abastecer la energía demandada por el ciclo de refrigeración sin la necesidad de la quema de biocombustibles o combustibles fósiles. Este sistema se modela de la siguiente forma.

Balances de Masa

Los balances de masa en el sistema multi-tanque de almacenamiento de energía térmica establecen que la acumulación en el tanque p en el periodo $q=1$ de cada mes m ($S_{p,q,m}^{Tank}$) es igual a la acumulación inicial $S_{p,0}^{Tank_Initial}$ (variable a optimizar), más el flujo que entra a cada tanque

$f_{p,q,m}^{Tank_In}$ menos el flujo que sale $f_{p,q,m}^{Tank_Out}$:

$$S_{p,q,m}^{Tank} = S_{p,0}^{Tank_Initial} + f_{p,q,m}^{Tank_In} - f_{p,q,m}^{Tank_Out}, \quad \forall p \in P, q = 1, m \in M \quad (4.8)$$

La acumulación en el tanque p a cualquier tiempo diferente al periodo 1 y para cualquier mes m ($S_{p,q,m}^{Tank}$) es igual a la acumulación en el periodo anterior $S_{p,q-1,m}^{Tank}$, más el flujo entrando al tanque en este periodo $f_{p,q,m}^{Tank_In}$ menos el flujo que sale del tanque p en el periodo $f_{p,q,m}^{Tank_Out}$ q :

$$S_{p,q,m}^{Tank} = S_{p,q-1,m}^{Tank} + f_{p,q,m}^{Tank_In} - f_{p,q,m}^{Tank_Out}, \quad \forall p \in P, q > 1, m \in M \quad (4.9)$$

Finalmente, las condiciones iniciales y finales deben de ser las mismas, esto se modela de la siguiente manera:

$$S_{p,0}^{Tank_Initial} = S_{p,q=24,m}^{Tank}, \quad \forall p \in P, m \in M \quad (4.10)$$

Balances de Energía

Cada término de las ecuaciones de los balances de masa se multiplica por la capacidad calorífica y su correspondiente temperatura para obtener los siguientes balances:

$$S_{p,q,m}^{Tank} Cp^{Fluid} T_{p,q,m}^{Tank} = S_{p,0}^{Tank_Initial} Cp^{Fluid} T_{p,0}^{Tank_Initial} + f_{p,q,m}^{Tank_In} Cp^{Fluid} T_{q,m}^{Solar} - f_{p,q,m}^{Tank_Out} Cp^{Fluid} T_{p,q,m}^{Tank} - Q_{p,q,m}^{Loss}, \quad \forall p \in P, q = 1, m \in M \quad (4.11)$$

$$S_{p,q,m}^{Tank} Cp^{Fluid} T_{p,q,m}^{Tank} = S_{p,0}^{Tank_Initial} Cp^{Fluid} T_{p,0}^{Tank_Initial} + f_{p,q,m}^{Tank_In} Cp^{Fluid} T_{q,m}^{Solar} - f_{p,q,m}^{Tank_Out} Cp^{Fluid} T_{p,q,m}^{Tank} - Q_{p,q,m}^{Loss}, \quad \forall p \in P, q = 1, m \in M \quad (4.12)$$

$$T_{p,0}^{Tank_Initial} = T_{p,q=24,m}^{Tank}, \quad \forall p \in P, q = 24, m \in M \quad (4.13)$$

Donde $Q_{p,q,m}^{Loss}$ representa las pérdidas energéticas durante el periodo q en el tanque p para el mes m . Puede notarse que este término depende del material, tipo de aislante y tamaño del tanque y durante su funcionamiento tiene importantes variaciones a lo largo del día, debido a los cambios en la temperatura ambiente. Además, nótese que en las relaciones previas existen términos bilineales (flujos y acumulaciones multiplicando a la temperatura).

Mezclador Mix-1

Después del sistema multi-tanque de almacenamiento de energía térmica, se localiza un mezclador para combinar los flujos a la salida de los tanques con el flujo que se envía directamente a este mezclador desde el colector (evitando los tanques del sistema multi-tanques

calientes de almacenamiento). Los balances de masa y energía para el mezclador Mix-1 se establecen a continuación.

Balance de Masa

La sumatoria de los flujos que salen de los tanques p ($f_{p,q,m}^{Tank_Out}$) se mezclan con el flujo que evita pasar al sistema de almacenamiento ($f_{q,m}^{TankBy}$), obteniéndose el flujo mezclado a la salida ($f_{q,m}^{Mix}$):

$$\sum_{p \in P} f_{p,q,m}^{Tank_Out} + f_{q,m}^{TankBy} = f_{q,m}^{Mix}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.14)$$

Balance de Energía

El balance de energía asociado al mezclador Mix-1 puede generarse multiplicando cada término del balance de energía y la capacidad calorífica específica y con su correspondiente temperatura. Este balance de energía se utiliza para calcular la temperatura del flujo mezclado:

$$\sum_{p \in P} f_{p,q,m}^{Tank_Out} C_p^{Fluid} T_{p,q,m}^{Tank} + f_{q,m}^{TankBy} C_p^{Fluid} T_{q,m}^{Solar_Out} = f_{q,m}^{Mix} C_p^{Fluid} T_{q,m}^{Mix}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.15)$$

Mezclador Mix-2

En este mezclador, el flujo que proviene del divisor Div-1 se mezcla con el flujo que sale del mezclador anterior $f_{q,m}^{Mix}$; así se establecen sus balances de masa y energía:

Balance de Masa

$$f_{q,m}^{Mix} + f_{q,m}^{By} = F_{q,m}^{Pro}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.16)$$

Balance de Energía

$$f_{q,m}^{Mix} C_p^{Fluid} T_{q,m}^{Mix} + f_{q,m}^{By} C_p^{Fluid} T_{q,m}^{Process_Out} = F_{q,m}^{Pro} C_p^{Fluid} T_{q,m}^{Heater}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.17)$$

Calentador

El sistema de energía híbrido bajo estudio requiere provisiones de respaldo tales como los biocombustibles y combustibles fósiles que complementan al almacenamiento de la energía solar para satisfacer la demanda calorífica del generador de la refrigeración por absorción durante los periodos de cero o baja radiación solar. Por lo tanto, se necesita determinar la combinación óptima de combustibles de respaldo (es decir, ¿Cuánto combustible de respaldo de cada tipo debe

de usarse?) considerando el precio unitario, así como también el impacto ambiental unitario y la disponibilidad durante el año de cada tipo de recurso de respaldo. Por lo que los balances de masa y energía se establecen a continuación.

Balances de Energía

Sí la temperatura que entra al calentador es menor que la temperatura requerida en el ciclo de refrigeración ($T_{q,m}^{Heater} < T^{Process_In}$); entonces el calentador debe proveer la energía para alcanzarla, lo cual se modela de la siguiente manera:

$$F^{Pro} C_p^{Fluid} (T^{Process_In} - T_{q,m}^{Heater}) = Q_{q,m}^{Heater}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.18)$$

La energía que usa el calentador para subir la temperatura del fluido de transferencia de calor en cualquier periodo q para cada mes m se suministra por los combustibles fósiles y/o biocombustibles:

$$Q_{q,m}^{Heater} = \sum_{f \in F} f_{f,q,m}^{Fossil} Heating_f^{Power} \lambda_f^{Fossil} + \sum_{b \in B} f_{b,q,m}^{Biofuel} Heating_b^{Power} \lambda_b^{Biofuel}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.19)$$

En la ecuación anterior $Heating_f^{Power}$ y $Heating_b^{Power}$ representan el poder calorífico del combustible fósil f y biocombustible b , respectivamente; mientras λ_f^{Fossil} que y $\lambda_b^{Biofuel}$ son las eficiencias de combustión para los combustibles fósiles y biocombustibles, respectivamente.

Restricciones adicionales

Máxima Disponibilidad de Biocombustibles

Comúnmente, la disponibilidad de los biocombustibles se encuentra temporalmente limitada; consecuentemente, el modelo considera esta restricción como sigue:

$$(D_m^{dm} D^{sh}) \sum_{q \in Q} f_{b,q,m}^{Biofuel} \leq Avail_{b,m}^{Max}, \quad \forall b \in B, m \in M \quad (4.20)$$

Donde D_m^{dm} y D^{sh} son parámetros útiles para ajustar las unidades de tiempo.

Máxima Acumulación en el Sistema Multi-Tanque de Almacenamiento

Para determinar el volumen y costo de los tanques calientes localizados en el sistema multi-tanque de almacenamiento de energía térmica, la máxima acumulación en cada tanque para todos los periodos q y meses m deben de calcular se la siguiente forma:

$$S_{p,q,m}^{Tank} \leq S_p^{Tank_Max}, \quad \forall p \in P, q \in Q, m \in M \quad (4.21)$$

Volumen, Existencia y Costo de los Tanques de Almacenamiento

El volumen de cada tanque caliente de almacenamiento en el sistema de tanques de almacenamiento de energía térmica puede estimarse como el producto de la máxima acumulación ($S_p^{Tank_Max}$) y el tiempo de residencia promedio ($\tau_{average}^{residence}$) dividido por la densidad del fluido de transferencia de calor (ρ^{Fluid}):

$$V_p^{Tank} = S_p^{Tank_Max} \frac{\tau_{average}^{residence}}{\rho^{Fluid}}, \quad \forall p \in P \quad (4.22)$$

Para determinar la existencia de un tanque dado p in la configuración óptima, una variable binaria (y_p) es usada y activada a través de la siguiente relación:

$$S_p^{Tank_Max} \leq S^{Up} y_p, \quad \forall p \in P \quad (4.23)$$

Donde S^{Up} es la máxima capacidad para los tanques calientes de almacenamiento. La variable binaria y_p se usa para activar la parte fija del costo de capital de los tanques.

Por otro lado, el costo de cada tanque se calcula a través de la siguiente relación:

$$Cost_p^{Tank} = k_f \left[FC^{Tank} y_p + VC^{Tank} (V_p^{Tank})^{\beta^{Tank}} \right], \quad \forall p \in P \quad (4.24)$$

Donde k_f es el factor que se usa para anualizar la inversión, FC^{Tank} y VC^{Tank} son los costos de capital fijo y variable, respectivamente; mientras que y_p es la variable binaria asociada a la existencia del tanque p , y finalmente β^{Tank} representa el exponente que considera las economías de escala.

Máxima Acumulación, Volumen y Costo del Tanque de Agua Fría

Del mismo modo a los tanques calientes, las siguientes relaciones aplican al tanque de frío de almacenamiento para evaluar su máxima acumulación (S^{WT_Max}), volumen (V^{WT}) y costo ($Cost^{WT}$), respectivamente:

$$S_{q,m}^{WT} \leq S^{WT_Max}, \quad \forall q \in Q, m \in M \quad (4.25)$$

$$V^{WT} = S^{WT_Max} \frac{\tau_{average}^{residence}}{\rho^{Fluid}}, \quad (4.26)$$

$$Cost^{WT} = k_f \left[FC^{Tank} + VC^{Tank} (V^{WT})^{\beta^{Tank}} \right], \quad (4.27)$$

4.2.3 Funcionamiento de los Tanques Calientes de Almacenamiento

Las restricciones anteriores incluyen balances de masa y energía, así como también restricciones de disponibilidad de biocombustibles y funciones de costos para el esquema mostrado en la Figura 4.3; sin embargo, no se ha descrito el funcionamiento de los tanques calientes de almacenamiento de energía térmica. En este sentido, durante las horas de luz solar (considerando N horas de radiación solar al día) los tanques calientes de almacenamiento pueden recibir el agua caliente a diferentes temperaturas del colector solar. Sí durante la operación en el tanque de agua caliente de almacenamiento se alimenta agua y al mismo tiempo se descarga a la salida, la temperatura del agua dentro del tanque y consecuentemente del agua que abandona el tanque variará con respecto del tiempo. Por lo que el modelo detallado de este tipo de funcionamiento dinámico involucra una ecuación diferencial por tanque. Incluso para un horizonte de tiempo corto (por ejemplo: un día), una limitación del modelo es que el tamaño del modelo detallado complica el problema, debido a que incrementa el tiempo de cómputo requerido para obtener soluciones. Entonces, para superar esta desventaja, se proponen cuatro diferentes opciones para simular el funcionamiento de los tanques calientes como se describen a continuación:

4.2.3.1 Caso A. Tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y despachando en periodos $q \neq q'$.

En esta opción cada tanque puede almacenar el fluido de transferencia de calor proveniente del colector solar a una hora específica (q') y puede despachar en el resto de las horas (véase la Figura 4.4). Entonces, un tanque debe asociarse a cada hora útil de radiación solar y como consecuencia; esta configuración requiere N tanques para almacenar el calor de exceso de la radiación solar.

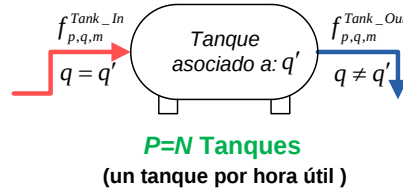


Figura 4.4 Representación de los tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y que despachan en los periodos $q \neq q'$.

El funcionamiento antes mencionado se modela a través de las siguientes ecuaciones:

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \quad \forall p \neq q', m \in M \quad (4.28)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_Out} = 0, \quad \forall p = q', m \in M \quad (4.29)$$

4.2.3.2 Caso B. Tanques almacenando en el periodo $q \neq q'$ y despachando en periodos $q = q'$.

Como se puede observar en la Figura 4.5, este tipo de funcionamiento de tanques implica que cada tanque puede despachar en el periodo q' y almacenar en los periodos de tiempo diferente a q' . Similarmente, a la opción anterior, este caso demanda la posible existencia de N tanques (un tanque por periodo), por lo que las siguientes restricciones deben ser incluidas,

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \quad \forall p = q', m \in M \quad (4.30)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \quad \forall p = q', m \in M \quad (4.31)$$

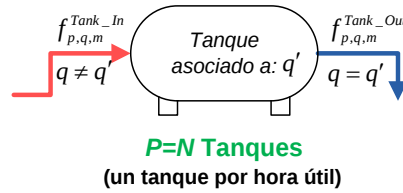


Figura 4.5 Representación de los tanques almacenando en el periodo $q \neq q'$ y despachando en el periodo $q = q'$.

4.2.3.3 Caso C. Combinación de las opciones A y B.

Esta alternativa consiste de una combinación de los casos anteriores, donde N tanques pueden almacenar en el periodo $q=q'$ y despachar en el periodo $q \neq q'$; otro conjunto de tanques pueden coleccionar el agua en el periodo $q \neq q'$ y descargar sólo en el periodo $q = q'$ (ver Figura 4.6).

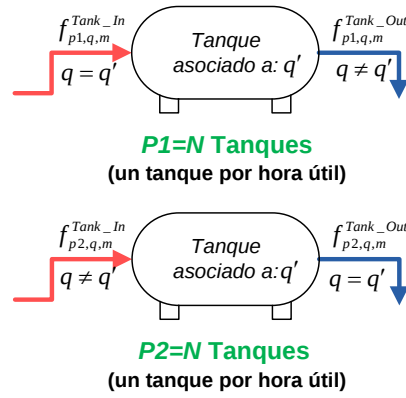


Figura 4.6 Representación de la combinación de los dos modos de funcionamiento de los tanques calientes de almacenamiento.

Por lo tanto, para esta opción el subconjunto $p1$ representa el conjunto de tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y despachando en el periodo $q \neq q'$, mientras que el subconjunto $p2$ son los tanques colectando en el periodo $q \neq q'$ y despachando en el periodo $q=q'$; lo anterior se modela de la siguiente manera,

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \quad \forall p1 \neq q', m \in M \quad (4.32)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \quad \forall p2 = q', m \in M \quad (4.33)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_Out} = 0, \quad \forall p1 = q', m \in M \quad (4.34)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_Out} = 0, \quad \forall p2 \neq q', m \in M \quad (4.35)$$

4.2.3.4 Caso D. Modelo disyuntivo.

Finalmente, en esta opción el agua caliente puede pasar del colector solar a los tanques de almacenamiento y salir de los mismos a cualquier tiempo que se requiera; sin embargo, estos dos procesos nunca pueden ocurrir al mismo tiempo (véase la Figura 4.7).

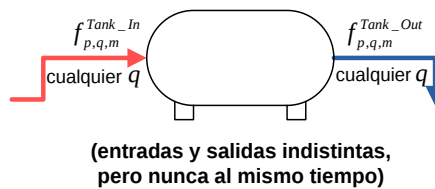


Figura 4.7 Representación de los tanques almacenando y despachando a cualquier hora, pero nunca al mismo tiempo.

Entonces, la siguiente disyunción establece que si la variable Booleana $Z_{p,q,m}$ es verdadera, entonces el tanque sólo puede almacenar al fluido de transferencia de calor; por el contrario, si la variable Booleana es falsa, significa que sólo es posible el flujo de salida:

$$\begin{bmatrix} Z_{p,q,m} \\ f_{p,q,m}^{Tank_In} \geq 0, \\ f_{p,q,m}^{Tank_Out} = 0, \end{bmatrix} \vee \begin{bmatrix} \neg Z_{p,q,m} \\ f_{p,q,m}^{Tank_In} = 0, \\ f_{p,q,m}^{Tank_Out} \geq 0, \end{bmatrix}$$

En la disyunción anterior las variables Booleanas $Z_{p,q,m}$ se convierten en un conjunto de variables binarias $z_{p,q,m}$ para realizar la reformulación del modelo disyuntivo obteniendo las siguientes ecuaciones algebraicas:

$$f_{p,q,m}^{Tank_In} \leq f^{Up} z_{p,q,m}, \quad \forall p \in P, q \in Q, m \in M \quad (4.36)$$

$$f_{p,q,m}^{Tank_Out} \leq f^{Up} (1 - z_{p,q,m}), \quad \forall p \in P, q \in Q, m \in M \quad (4.37)$$

Donde f^{Up} es un límite superior para los flujos de entrada y salida de los tanques. Nótese que el número de variables binarias incrementan exponencialmente cuando el número de tanques considerados aumentan.

4.2.4 Función Objetivo

La función objetivo económica consiste en la minimización del costo total anual (TAC), la cual se compone del costo del sistema de tanques calientes de almacenamiento, además del costo del tanque de agua fría, así como también los costos generados por el consumo de los combustibles fósiles y biocombustibles requeridos para satisfacer la demanda energética del ciclo de refrigeración por absorción:

$$\begin{aligned} Min \ TAC = & \sum_{p \in P} Cost_p^{Tank} + Cost^{WT} + \\ & D^{sh} (D_m^{dm}) \sum_{q \in Q} \sum_{m \in M} \left(\sum_{b \in B} Cost_b^{Biofuel} f_{b,q,m}^{Biofuel} + \sum_{f \in F} Cost_f^{Fossil} f_{f,q,m}^{Fossil} \right) \end{aligned} \quad (4.38)$$

En la función objetivo anterior, D^{sh} y D_m^{dm} son factores de conversión para anualizar los costos de los combustibles, mientras que $Cost_b^{Biofuel}$ y $Cost_f^{Fossil}$ son los costos unitarios para el biocombustible b , y el combustible fósil f , respectivamente.

4.2.5 Aspectos Destacados

-  La aproximación propuesta realiza la integración de corrientes de proceso calientes y frías con el ciclo de refrigeración por absorción, así como también el diseño y funcionamiento del almacenamiento de la energía solar, logrando un proceso eficiente térmicamente.
-  La metodología incluye dos etapas de optimización: la primera consiste en la integración de las corrientes de procesos con el ciclo de refrigeración considerando simultáneamente aspectos económicos, ambientales y sociales. Los resultados se muestran en curvas Pareto que permiten visualizar las ventajas y desventajas en los diferentes objetivos considerados; entonces, un punto específico de la curva Pareto (la solución a ser implementada) debe de seleccionarse para establecer las características del colector solar. La segunda etapa realiza es la optimización para el diseño y funcionamiento del sistema multi-tanques de almacenamiento de la energía térmica para conservar la energía solar. Esta etapa se lleva a cabo una vez que la primera etapa ha finalizado (debido a que el proceso de optimización requiere el tipo y tamaño del colector solar y los requerimientos energéticos determinados en la primera etapa).
-  Este trabajo incluye la optimización de la operación de la conservación de la energía solar a través de un conjunto de tanques disponibles para guardar el exceso de energía obtenida durante las horas de luz solar para usarla cuando no hay radiación solar, logrando una reducción significativa en la quema de combustibles fósiles y biocombustibles.
-  El modelo de programación matemática de la conservación de la energía considera cuatro modos diferentes para el funcionamiento de los tanques calientes (incluyendo un modo de funcionamiento que incrementa exponencialmente el número de variables binarias y la complejidad del problema; sin embargo, se

espera que esta configuración reduzca el número de tanques requeridos) con el propósito de realizar un análisis comparativo de los mejores escenarios que puedan ser implementados.

- ✚ La integración energética de la red con el sistema de refrigeración (etapa 1) se lleva a cabo en una base de tiempo mensual, mientras que la conservación de la energía solar (etapa 2) debe considerar la variación de la energía durante el día; por lo tanto, la última etapa de la metodología propuesta toma en cuenta una variación horaria en la energía solar disponible.
- ✚ El modelo considera la selección óptima de diferentes tipos de combustibles fósiles y/o biocombustibles durante el año, tomando en consideración la disponibilidad temporal de los combustibles.

4.3 Resultados y Discusión

Para mostrar la aplicabilidad de la formulación propuesta, este trabajo considera dos casos de estudio. Es este sentido, debido a que los ejemplos resueltos en este apartado representan la continuación y/o la implementación de la conservación de la energía solar respecto de los ejemplos ilustrados en el capítulo anterior y con el fin de no repetir información en esta sección, se asume que la primera etapa de optimización de la metodología propuesta ha sido llevada a cabo y sólo se mostrará la información y resultados de la segunda etapa, destacando solamente información relevante de la etapa anterior. Sin embargo, en caso de ser necesario se puede recurrir al Capítulo 3 para consultar información no detallada a continuación.

Algunos datos adicionales para los ejemplos son los siguientes: las temperaturas del agua de entrada y salida del sistema de refrigeración son 50 °C y 80 °C, respectivamente; mientras que la carga fija del costo de capital para los tanques es \$1,200, mientras que la carga variable es de \$520/m³. Además, la Tabla 4.1 contiene la energía útil en cada hora de radiación solar por metro cuadrado de área en Morelia, México (esta información se puede obtener directamente del portal *eosweb* de la NASA, además se puede consultar los trabajos Coskun y col. 2011, Fernández-García y col. 2010, Solanki y Sangani 2008, y Srivastava y col. 1995). La Tabla 4.1 también muestra el número de tanques asignados a cada hora de radiación solar (utilizados en los Casos A, B y C); por ejemplo en el Caso A, el Tanque 1 sólo puede recibir el fluido de transferencia de calor de 6:00 am a 7:00 am y despacha en el resto del día, mientras que el Tanque 12 está

disponible para recibir el agua de 5:00 pm a 6:00 pm y envía al ciclo de refrigeración en el resto de los periodos.

Tabla 4.1 Energía útil colectada por hora para un día promedio de cada mes en Morelia, México– Dado en $\text{kJ}/(\text{m}^2\text{hr})$.

Tanque	Hora/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
1	06:00 am	0	0	0	0	0	102	14	0	0	0	0	0
2	07:00 am	0	0	0	44	173	615	498	54	0	0	0	293
3	08:00 am	311	401	729	914	899	1,140	1,023	483	378	436	1,045	1,013
4	09:00 am	595	1,056	1,405	1,632	1,356	1,409	1,341	967	517	1,208	1,277	1,386
5	10:00 am	1,320	1,521	1,795	1,959	1,703	1,613	1,535	1,369	1,399	1,477	1,532	1,360
6	11:00 am	1,450	1,605	1,847	2,024	1,876	1,741	1,687	1,557	1,553	1,544	1,509	1,306
7	12:00 pm	1,398	1,669	1,873	2,154	2,002	1,754	1,714	1,678	1,637	1,510	1,416	1,333
8	1:00 pm	1,476	1,711	1,900	2,111	2,066	1,741	1,700	1,691	1,651	1,494	1,439	1,413
9	2:00 pm	1,527	1,753	1,951	2,132	2,050	1,652	1,618	1,718	1,637	1,510	1,486	1,466
10	3:00 pm	1,605	1,817	2,082	1,980	2,003	1,472	1,383	1,624	1,580	1,510	1,532	1,440
11	4:00 pm	1,683	1,838	2,108	1,828	1,766	1,114	1,078	1,463	1,399	1,393	1,439	1,040
12	5:00 pm	1,501	1,690	1,977	1,523	1,388	794	719	1,074	895	1,175	906	586
	6:00 pm	337	761	963	761	646	0	0	497	503	0	0	0

Por otro lado, para el Caso B, el Tanque 1 sólo puede despachar de 6:00 am a 7:00 am y el fluido de transferencia de calor puede ser recibido en el resto del día.

Los combustibles fósiles y biocombustibles tomados en cuenta en los ejemplos presentados se muestran en la Tabla 3.2. Por último, los ejemplos se implementaron en *General Algebraic Modeling System* (GAMS) usando el solucionador DICOPT para el problema MINLP, mientras que para los NLP y MILP asociados se usó CONOPT y CPLEX (Brooke y col., 2014).

Ejemplo 1

La descripción del problema correspondiente a este caso de estudio es el mismo del Ejemplo 1 del Capítulo 3 (en esa misma sección se podrá consultar la información correspondiente a la optimización de la red de intercambio de calor acoplada con el ciclo de refrigeración por absorción). Entonces, una vez que la integración energética (etapa 1) se ha implementado para este ejemplo, los resultados se pueden visualizar a través de la curva Pareto mostrada en la Figura 3.4. Como se aprecia en la curva se han remarcado las soluciones A, B, C y D. Siendo el punto C la solución seleccionada para aplicar la conservación de la energía solar (etapa 2); esta solución considera un colector solar de cilindros parabólicos de $15,321.82 \text{ m}^2$. Asimismo, se tiene un costo total anual de \$1,135,388/año, las emisiones totales de gases de

efecto invernadero son 1,500 ton CO₂ eq/año y se pueden crear 2,574 trabajos para producir 3,712.03 kJ/s que requiere el ciclo de refrigeración por absorción.

De esta manera el flujo requerido para operar el sistema de refrigeración por absorción es $F^{Pro} = 29.573 \text{ kg} / \text{s}$. Los cuatro casos propuestos para el funcionamiento de los tanques de almacenamiento fueron considerados y los resultados obtenidos se presentan a continuación:

Caso A. Tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y despachando a periodos $q \neq q'$.

En este caso se considera un posible tanque caliente para cada hora del día con luz solar (cada tanque permite recibir agua caliente durante una hora de radiación solar y despacha en el resto del día). En este sentido, debido a que en Morelia se tienen doce horas con radiación solar (ver la Tabla 4.1) y doce horas sin ella, entonces se considera la posible existencia de doce tanques en el sistema multi-tanques de almacenamiento de energía térmica, además de que se incluye el tanque de agua fría que se usa para almacenar el agua fría que entrará al colector solar. Todos los tanques se optimizaron considerando su operación y minimizando el costo total anual. La Figura 4.8 muestra el tamaño de los tanques involucrados en la solución óptima de este caso. Nótese que el Tanque 1 no es requerido (el cual corresponde al tanque que recibe de 6:00 am a 7:00 am y despacha en el resto del tiempo), mientras que el volumen del Tanque 12 es mucho menor comparado con el resto de los tanques.

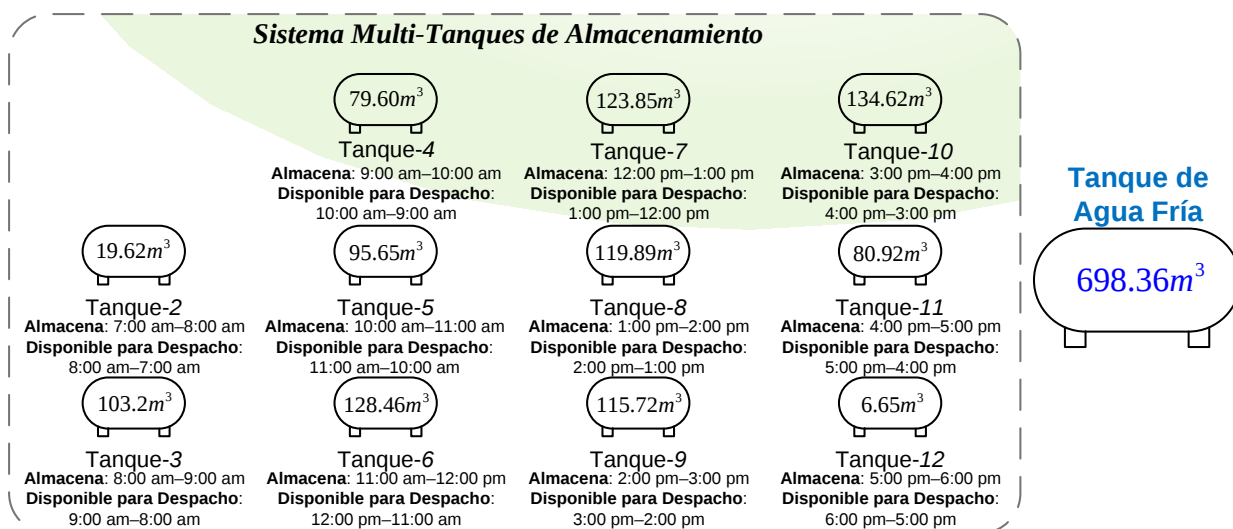


Figura 4.8 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso A del Ejemplo 1.

Los detalles de los resultados para esta configuración óptima se muestran en la Tabla 4.2. Como se puede observar, la máxima acumulación para cada tanque tiene una correspondencia

lineal respecto del volumen del tanque; también, el tanque de agua fría requiere un volumen muy grande (700 m^3) para proporcionar un flujo variable de entrada al colector solar. Finalmente, el costo total para el sistema de almacenamiento de energía es de \$901,797/año.

Tabla 4.2 Resultados del Caso A del Ejemplo 1.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
2	5.45	19.62	11,400.07
3	28.67	103.20	54,861.53
4	22.11	79.60	42,591.55
5	26.57	95.65	50,938.79
6	35.68	128.46	68,000.79
7	34.40	123.85	65,601.45
8	33.30	119.89	63,544.87
9	32.14	115.72	61,374.03
10	37.39	134.62	71,199.92
11	22.47	80.92	43,277.07
12	1.85	6.65	4,659.06
Tanque de agua fría	193.99	698.36	364,348.38

Caso B. Tanques almacenando a periodos $q \neq q'$ y despachando en el periodo $q = q'$.

En este caso doce tanques que despachan a una hora en específico y que reciben en las veinte tres horas restantes fueron considerados. Sin embargo, no se obtuvieron soluciones óptimas para este caso, incluyendo un caso especial que considera veinte cuatro tanques (para todas las horas del día).

Caso C. Combinación.

Este caso incluye una combinación de cada tipo de tanques descritos anteriormente (**Casos A y B**), donde doce tanques reciben en periodos $q = q'$ y despachan en el intervalo $q \neq q'$, mientras que otros doce tanques reciben en $q \neq q'$ y despachan en el periodo $q = q'$ durante las horas con luz solar. La Figura 4.9 muestra los tanques que se requieren en la solución así como su tamaño óptimo. Los tamaños óptimos para los Tanques 4, 11 y 12 son similares al Caso A.

Además, la Tabla 4.3 muestra los resultados para este caso, nótese que los tanques que funcionan como el Caso B no se requieren en la solución óptima. Adicionalmente, el tanque que almacena en el intervalo 6:00 am-7:00 am no se requiere. Note que esta solución es similar a los resultados obtenidos para el Caso A (debido a que la solución óptima para el Caso C también considera once tanques de almacenamiento funcionando como el Caso A); sin embargo, en el Caso C los costos de los tanques se reducen significativamente (\$901,797/año contra \$837,266/año para los Casos A y C, respectivamente).

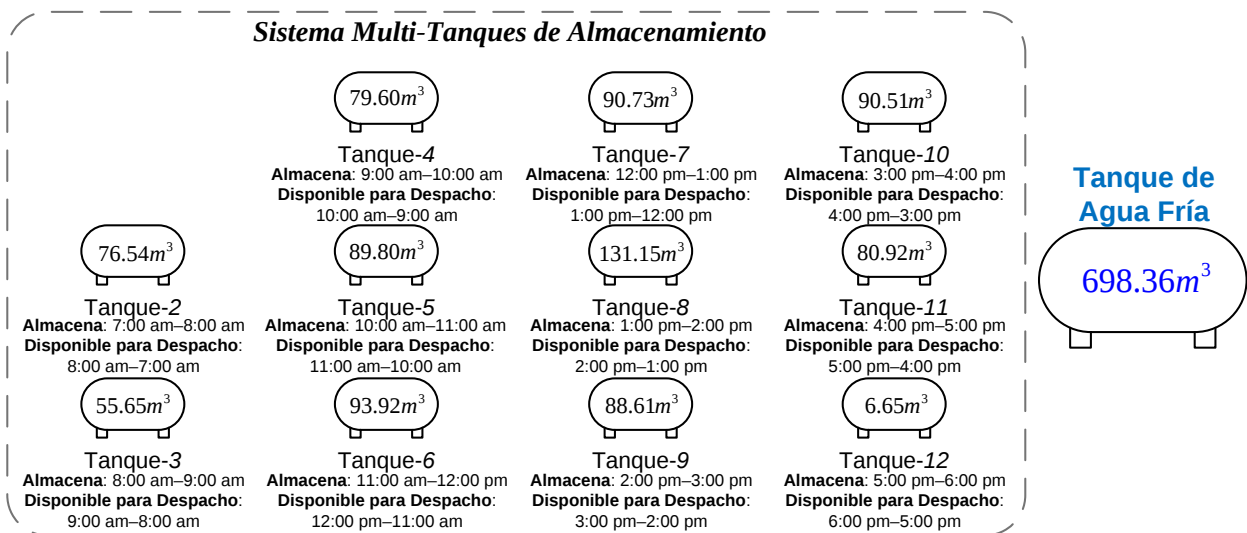


Figura 4.9 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso C del Ejemplo 1.

Tabla 4.3 Resultados del Caso C del Ejemplo 1.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
<i>Tanques funcionando como el Caso A</i>			
2	21.26	76.54	40,998
3	15.46	55.65	30,137
4	22.11	79.6	42,591
5	24.95	89.8	47,897
6	26.09	93.92	50,037
7	25.2	90.73	48,380
8	36.43	131.15	69,396
9	24.61	88.61	47,275
10	25.14	90.51	48,266
11	22.47	80.92	43,277
12	1.85	6.65	4,659
Tanque de agua fría	193.99	698.36	364,348

4.3.1.4 Caso D. Modelo disyuntivo

La Figura 4.10 contiene el número óptimo de tanques que se requieren por la solución así como sus tamaños. Puede notarse que en este modo de funcionamiento, el agua caliente puede fluir dentro y fuera de los tanques de almacenamiento a cualquier hora, pero nunca al mismo tiempo. Como se puede ver, tres tanques requiere un volumen superior a los $100 m^3$; sin embargo, el tamaño de los otros tanques es significativamente menor respecto de los Casos A y C. Por esta razón, el costo total anual también es menor al de los casos mencionados.

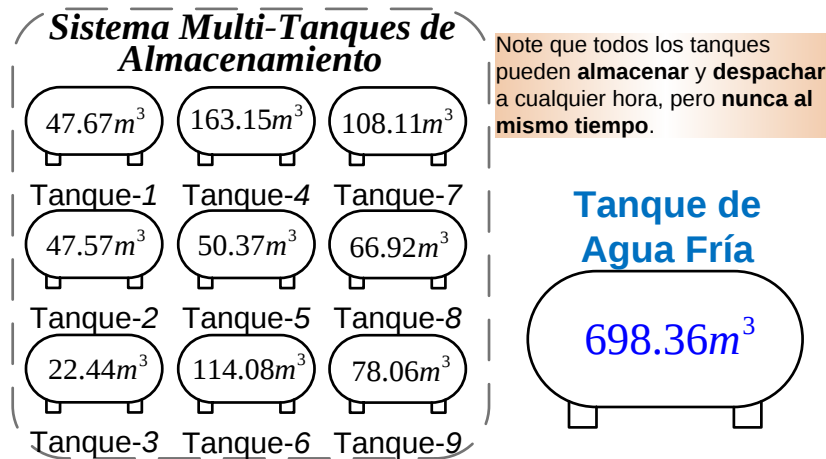


Figura 4.10 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso D del Ejemplo 1.

La Tabla 4.4 muestra que el número de tanques (donde sólo se requieren nueve tanques), la máxima acumulación, el volumen y costo para cada tanque requerido para el Caso D de este ejemplo. El costo total anual del sistema es de \$738,296/año.

Tabla 4.4 Resultados para el Caso D del Ejemplo 1.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
1	13.24	47.67	25,986
2	13.21	47.57	25,934
3	6.23	22.44	12,868
4	45.32	163.15	86,036
5	13.99	50.37	27,391
6	31.69	114.08	60,523
7	30.03	108.11	57,418
8	18.59	66.92	35,996
9	21.68	78.06	41,792
Tanque de agua fría	193.99	698.36	364,348

Finalmente, la Tabla 4.5 contiene una comparación para los tres casos analizados en este ejemplo. Note que los Casos A y C requieren más tanques que el Caso D; por lo que este último es la solución con el menor costo total anual. En este sentido, el volumen del tanque de agua fría es el mismo en los tres casos; consecuentemente las diferencias entre los resultados de los tres casos están en el sistema multi-tanques de almacenamiento de energía térmica. De acuerdo a su modo de operación el Caso D ofrece la mejor solución económica; sin embargo, una importante cantidad de variables binarias deben de incluirse en el modelo (por lo que es un problema de mayor complejidad). Entonces el Caso C reduce un 7.16% el costo respecto del Caso A; mientras que el Caso D disminuye el costo un 18.13% comparado con el Caso A y un 11.82% respecto del

Caso C. Así los resultados muestran que la mejor configuración minimiza el número de tanques requeridos y el costo total anual cuando se permite que el flujo entre y salga de los tanques calientes de almacenamiento a cualquier hora (Caso D). Sin embargo, las configuraciones óptimas para los Casos A, B y C se han incluido para mostrar diferentes modos de funcionamiento, los cuales pueden ser útiles cuando se exigen condiciones especiales.

Tabla 4.5 Comparación de los resultados del Ejemplo 1.

Concepto	Caso A	Caso C	Caso D
Número de tanques requeridos	11	11	9
Costo de los tanques de almacenamiento [\$/año]	537,449	472,918	373,948
Costo del tanque de agua fría [\$/año]	364,348	364,348	364,348
TAC [\$/año]	901,797	837,266	738,296

Note que los flujos internos, temperaturas y acumulaciones de la configuración propuesta se determinan para cada caso considerando su variación horaria durante los meses.

4.3.2 Ejemplo 2

En este caso de estudio se implementa la conservación óptima de la energía solar para el Ejemplo 2 del Capítulo 3. A partir de los resultados mostrados en el ejemplo antes mencionado (estos se pueden visualizar a través de la curva Pareto correspondiente a la Figura 3.13), se selecciona el punto C para desarrollar el siguiente paso (la cual representa un número importante en la creación de empleos y un valor adecuado en las emisiones de gases de efecto invernadero). Esta solución requiere un colector solar de cilindros parabólicos con un tamaño de 31,056 m² para suministrar parcialmente la energía demandada por el ciclo de refrigeración por absorción. Además del colector se requiere una combinación de combustibles fósiles y biocombustibles para completar los 13,960 kJ/s demandados por el proceso (como se puede comprobar en la Figura 3.15). Por lo tanto, al calcular los parámetros iniciales del paso 2, se tiene que el sistema de refrigeración requiere 111.22 kg/s de agua caliente con una temperatura de 80 °C para poner en funcionamiento el generador. Para considerar diferentes alternativas en la implementación del ciclo de refrigeración por absorción considerando el uso eficiente de la energía solar, los cuatro escenarios propuestos se resolvieron obteniendo los siguientes resultados.

4.3.2.1 Caso A. Tanques almacenando en el periodo $q=q'$ y despachando a periodos $q \neq q'$.

La Figura 4.11 muestra el tamaño para cada tanque en esta solución. Nótese que el Tanque 3 es demasiado pequeño (2.05 m³) comparado con el resto de los tanques. Los Tanques 1,

2 y 12 no aparecen en la solución óptima; mientras que el tanque de agua fría tiene un volumen de 426.70 m^3 . Adicionalmente, la Tabla 4.6 muestra la máxima acumulación, volumen y costo para cada tanque considerado en la solución del Caso A. vale la pena resaltar que el costo del tanque de agua fría es casi equivalente a la suma del resto de los tanques calientes de almacenamiento. El costo total anual para el sistema de tanques para esta configuración es de \$512,958/año.

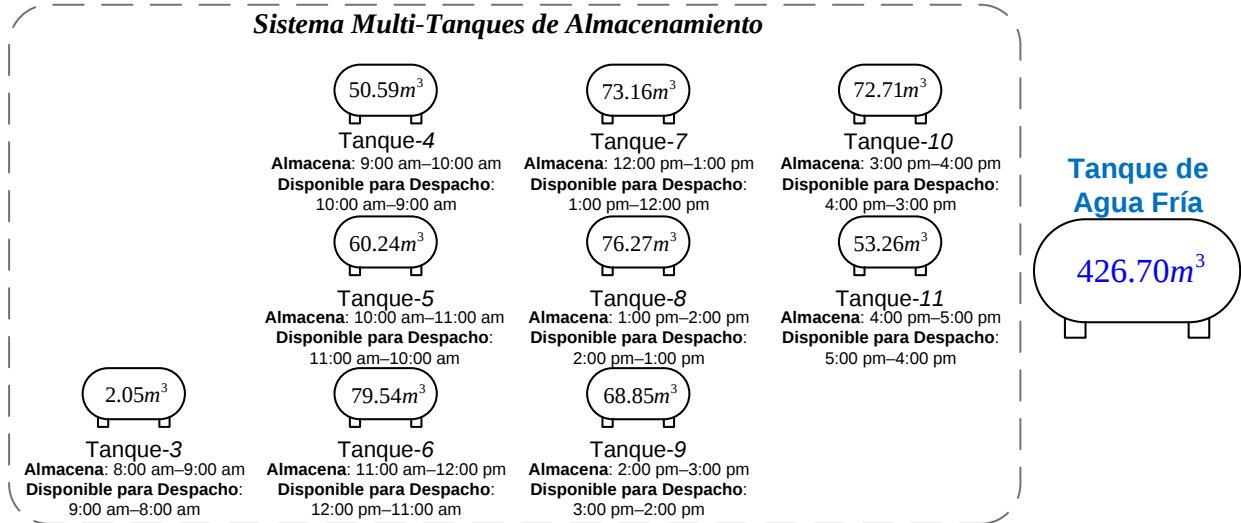


Figura 4.11 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso A del Ejemplo 2.

Tabla 4.6 Resultados del Caso A del Ejemplo 2.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
3	0.57	2.05	2,264
4	14.05	50.59	27,507
5	16.73	60.24	32,525
6	22.10	79.54	42,560
7	20.32	73.16	39,241
8	21.19	76.27	40,862
9	19.13	68.85	37,002
10	20.20	72.71	39,009
11	14.80	53.26	28,897
Tanque de agua fría	118.53	426.70	223,086

Caso B. Tanques almacenando a periodos $q \neq q'$ y despachando en el periodo $q = q'$.

Este modo de operación ha sido modificado para considerar veinticuatro tanques (un tanque por hora para todo el día) y no solamente los doce tanques durante la radiación solar propuestos inicialmente. La Figura 4.12 muestra la solución para este caso, la cual tiene diez tanques calientes además del tanque de agua fría; en esta figura, debajo de cada tanque se incluye la hora en que el tanque despacha el agua caliente (la mayoría en periodos donde no existe

radiación solar disponible), así como las horas disponibles para ser suministrados cada tanque. En este sentido, cada tanque puede recibir el agua caliente del colector solar en el resto del día; sin embargo, el almacenamiento sólo está disponible durante los periodos con luz solar. Nótese que solamente dos tanques despachan el fluido cuando la radiación solar está disponible (Tanques 2 y 9), mientras que los otros tanques despachan durante la parte del día sin luz solar. En este sentido, el Tanque 24 permite la salida del fluido de trabajo desde las 5:00 am a las 6:00 am y el almacenamiento está disponible desde que termina el despacho (6:00 am) hasta que inicia el siguiente proceso de despacho (5:00 am del día siguiente) y de esta manera el ciclo es completado. La Tabla 4.7 contiene los detalles para los tanques requeridos por esta solución; nótese que el tanque de agua fría tiene un volumen significativamente más pequeño que el que se obtuvo para el Caso A (341.85 m^3 vs 426.70 m^3). Finalmente, la implementación de este esquema representa un costo de \$456,972/año.

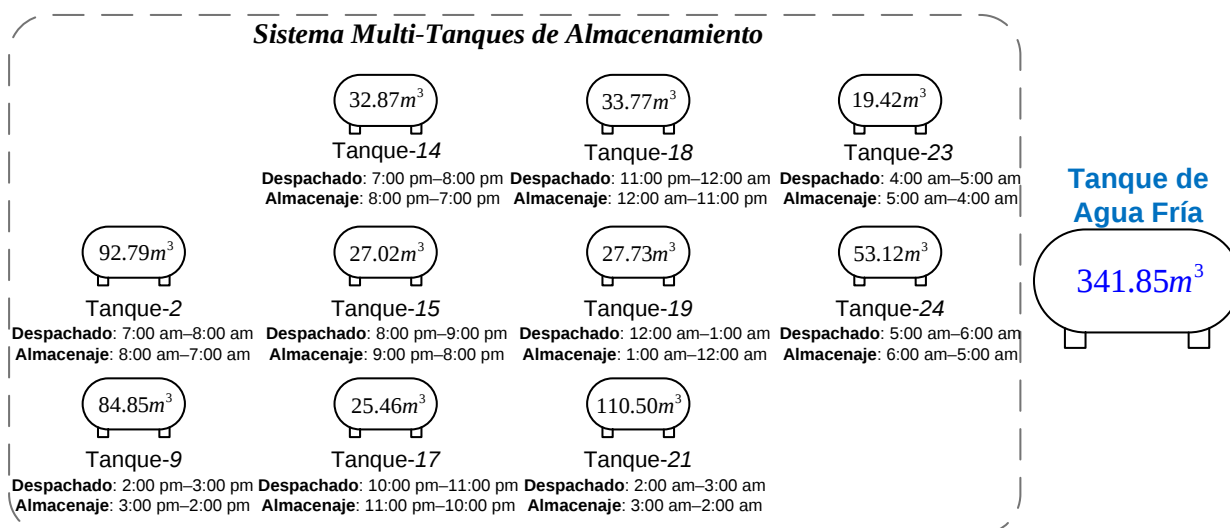


Figura 4.12 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso B del Ejemplo 2.

Tabla 4.7 Resultados del Caso B del Ejemplo 2.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
2	25.78	92.79	49,451
9	23.57	84.85	45,323
14	9.14	32.87	18,300
15	7.51	27.02	15,249
17	7.07	25.46	14,441
18	9.38	33.77	18,762
19	7.7	27.73	15,619
21	30.69	110.5	58,658
23	5.4	19.42	11,299
24	15.87	57.12	30,904
Tanque de agua fría	94.96	341.85	178,962

Caso C. Combinación.

En esta configuración, doce tanques pueden operar como el Caso A y otro conjunto de tanques funcionan como el Caso B solamente para las horas de radiación solar; sin embargo la solución óptima sólo selecciona nueve tanques operando como el modo del Caso A (véase la Figura 4.13). Aunque esta solución es similar a la solución presentada en el Caso A (el número de tanques requeridos es el mismo para ambos casos), en este caso se tiene un costo mayor respecto del Caso A. La diferencia entre ambas soluciones básicamente consiste en que el Tanque 10 para el Caso C es mucho mayor que el tanque correspondiente en el Caso A (165.38 m^3 vs 72.71 m^3).

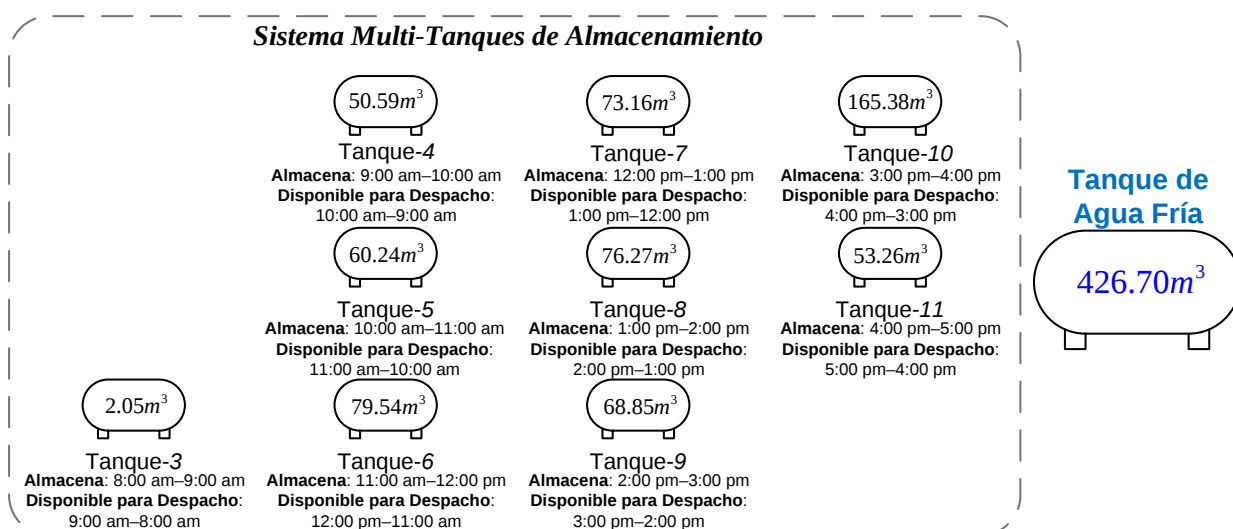


Figura 4.13 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso C del Ejemplo 2.

La Tabla 4.8 muestra la acumulación, volumen y costo de cada tanque en esta solución, la cual tiene un costo de \$561,145/año.

Tabla 4.8 Resultados del Caso C del Ejemplo 2.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
3	0.57	2.05	2,264
4	14.05	50.59	27,507
5	16.73	60.24	32,525
6	22.10	79.54	42,560
7	20.32	73.16	39,241
8	21.19	76.27	40,862
9	19.13	68.85	37,002
10	45.94	165.38	87,197
11	14.80	53.26	28,897
Tanque de agua fría	118.53	426.70	223,086

Caso D. Modelo disyuntivo

Este caso incluye un número importante de variables binarias para flujos de entrada y salida en cada tanque a cualquier hora, pero nunca al mismo tiempo. La Figura 4.14 muestra la solución óptima para este modo de operación, la cual requiere diez tanques calientes. El tanque de agua fría tiene un volumen de 426.70m^3 . Adicionalmente, los tamaños de los tanques encontrados en esta solución son significativamente menores que las soluciones de los casos previos para este ejemplo, y consecuentemente los costos de los tanques son más pequeños respecto de las demás soluciones (véase la Tabla 4.9); en este caso, el costo total anual es \$456,972/año.

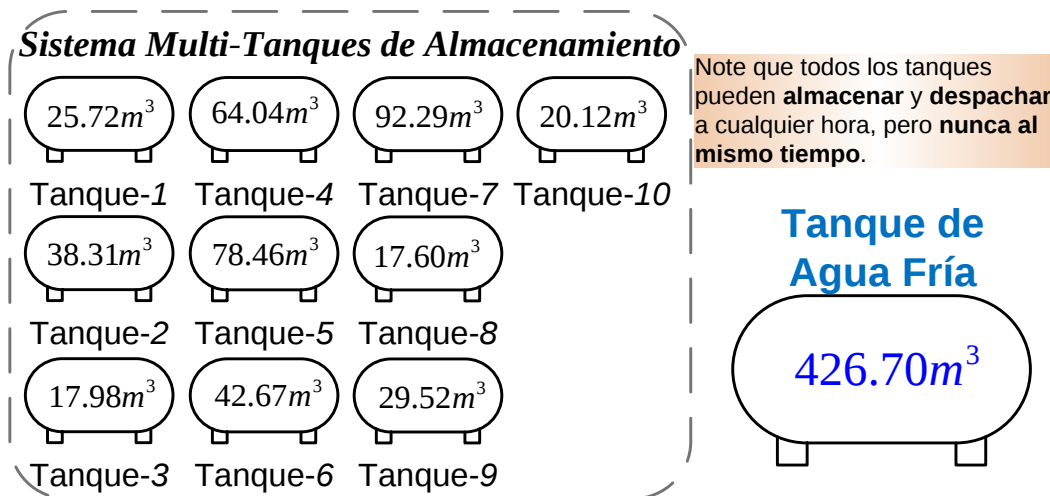


Figura 4.14 Tamaño de los tanques obtenidos para el Caso D del Ejemplo 2.

Tabla 4.9 Resultados del Caso C del Ejemplo 2.

Tanque	Máxima Acumulación [kg/s]	Volumen [m^3]	Costo [\$]
1	7.14	25.72	14,574
2	10.64	38.31	21,118
3	4.99	17.98	10,547
4	17.79	64.04	34,502
5	21.80	78.46	42,000
6	11.85	42.67	23,386
7	25.63	92.29	49,190
8	4.89	17.60	10,353
9	8.20	29.52	16,548
10	5.59	20.12	11,663
Tanque de agua fría	118.53	426.70	223,086

Finalmente, la comparación de costos de los cuatro casos considerados en el caso de estudio se muestra en la Tabla 4.10. El Caso C representa la peor solución económica con un costo de \$561,145/año, mientras que los Casos B y D son las mejores soluciones encontradas con

un costo de \$456,972/año, lo cual significa una reducción del 18.56% respecto del Caso C. Entonces, los Casos B y D tienen el mismo costo y ambas requieren diez tanques en sus solución óptima; sin embargo, nótese que ambas soluciones son diferentes entre sí, debido a que el tanque de agua fría en el Caso D es más grande que el tanque frío del Caso B. Mientras que el costo del sistema tanques calientes del Caso B es más alto. Por otro lado, una solución intermedia entre las soluciones hasta ahora mencionadas es representada por el Caso A, la cual requiere nueve tanques y un costo total anual de \$512,958/año.

Tabla 4.10 Comparación de los resultados del Ejemplo 2.

Concepto	Caso A	Caso B	Caso C	Caso D
Número de tanques requeridos	9	10	9	10
Costo de los tanques de almacenamiento [\$ /año]	289,872	278,009	338,059	233,886
Costo del tanque de agua fría [\$ /año]	223,086	178,962	223,086	223,086
TAC [\$ /año]	512,958	456,972	561,145	456,972

Un aspecto muy importante a destacar es que todos los flujos internos, temperaturas y acumulaciones de la configuración propuesta son determinados para cada caso, considerando su variación durante el día y los meses.

Finalmente, la Tabla 4.11 muestra las características del problema para los diferentes escenarios analizados para los dos ejemplos estudiados. Nótese que para los escenarios D, el tamaño del problema es mucho mayor que para el resto de los casos; los tiempos de cómputo presentados se obtienen en una computadora con un procesador a 3.4 GHz y 16 GB de RAM.

Tabla 4.11 Características para los casos considerados en los ejemplos presentados.

Concepto	Caso A	Caso B	Caso C	Caso D
Número de restricciones	13,875	24,567	24,567	17,563
Número de variables continuas	17,645	31,541	31,541	18,206
Número de variables binarias	0	0	0	2,880
Tiempo de cómputo (s)	0.093	0.467	0.484	0.266

CAPÍTULO 5. INTEGRACIÓN SUSTENTABLE DE SISTEMAS DE TRIGENERACIÓN CON REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.

Equation Section (Next)

5.1 Planteamiento del Problema

Considere un sistema típico de trigeneración como el que se muestra en la Figura 5.1. Generalmente una planta industrial que requiere servicios externos de calentamiento y enfriamiento para su red de intercambio de calor, así como de refrigeración y electricidad instala unidades auxiliares fuera de la planta principal para satisfacer dichos requerimientos energéticos. Nótese que casi todas las unidades auxiliares necesitan de energías primarias para su funcionamiento y producción de servicios (comúnmente utilizan combustibles fósiles). Sin embargo, estas unidades auxiliares pueden ser integradas con el propósito de maximizar el reúso de calor para minimizar el consumo de energía externa.

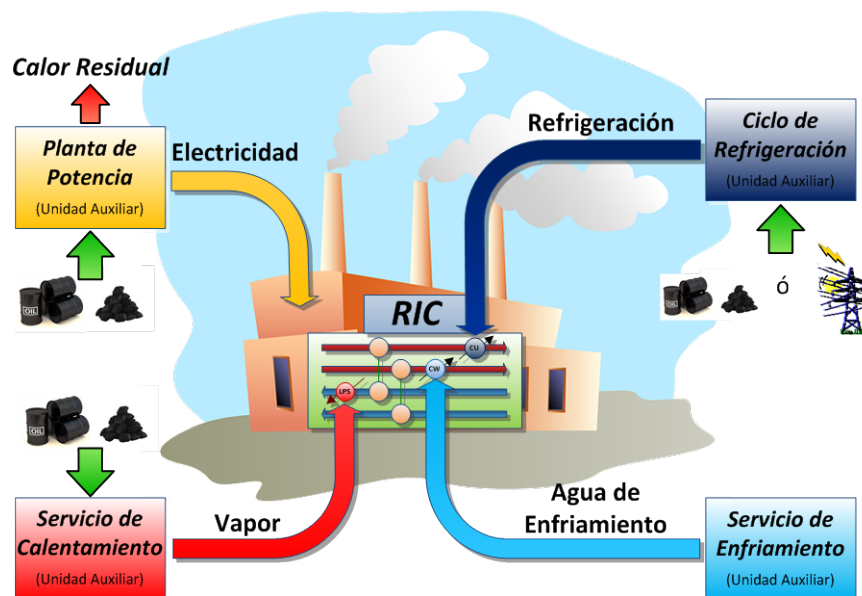


Figura 5.1 Una planta industrial convencional con requerimientos energéticos en términos de servicios externos de calentamiento y enfriamiento, refrigeración y electricidad.

Entonces, el enunciado del problema se establece de la siguiente forma.

Dado lo siguiente:

- Un conjunto de corrientes calientes de proceso que requieren transferir su carga calorífica desde su temperatura de entrada hasta su temperatura de salida (algunas de ellas requieren ser refrigeradas). Dado también, el producto del flujo por la

capacidad calorífica de cada una de ellas y los coeficientes de película para todas las corrientes.

- Un conjunto de corrientes frías del proceso requiriendo calentamiento; dado también sus temperaturas de entrada y salida, así como su capacidad calorífica por el flujo y los coeficientes de película.
- Un ciclo Rankine de vapor para producir electricidad, el cual puede ser operado por diferentes fuentes de energía primaria (energía solar, biocombustibles y combustibles fósiles). El calor residual disponible en el condensador de este ciclo se puede enviar a un ciclo Rankine orgánico para generar más electricidad y mejorar la eficiencia global, también a un ciclo de refrigeración por absorción que se puede usar para generar los requerimientos de enfriamiento, así como también se puede utilizar el calor residual del ciclo Rankine de vapor como servicio de calentamiento en la red de intercambio de calor. Además, se requiere un factor de eficiencia para simular su funcionamiento y las temperaturas de entrada y salida de la turbina.
- Un conjunto de fluidos de trabajo disponibles para operar el ciclo Rankine orgánico. Cada fluido debe incluir sus temperaturas operacionales y la eficiencia asociada.
- Un conjunto de sistemas disponibles para hacer funcionar un ciclo de refrigeración por absorción de simple efecto. Cada sistema tiene relacionado un coeficiente de funcionamiento (COP) y las temperaturas de entrada y salida del evaporador; en otras palabras estas temperaturas están directamente asociadas a la temperatura mínima que pueden alcanzar.
- Un colector solar para proveer energía al ciclo Rankine de vapor. Incluyendo las funciones de costo de capital y operacional y la capacidad de capturar radiación solar para cada periodo del año t . Así como también el número de empleos que se pueden generar por kJ producido debe ser especificado.
- Un conjunto de biocombustibles B disponibles para suministrar energía primaria al ciclo Rankine de vapor, incluyendo sus costos unitarios, las emisiones unitarias de gases de efecto invernadero a través del ciclo de vida global, la máxima

disponibilidad para cada periodo t y el número de empleos que se pueden generar por kJ producido.

- Un conjunto de combustibles fósiles F también para proveer energía primaria al ciclo Rankine de vapor. Para cada combustible fósil dado también su costo unitario, máxima disponibilidad, emisiones unitarias de gases de efecto invernadero y el número de empleos que pueden ser generados por kJ producido.
- Agua de enfriamiento para usarse como servicio de enfriamiento con temperaturas de entrada y salida dadas; así como también su coeficiente de película y costo unitario.
- También dado la diferencia mínima de temperatura (ΔT_{min}) para la red de intercambio de calor.

Entonces el problema apunta a determinar el diseño e integración óptimos del sistema de trigeneración (el cual incluye una red de intercambio de calor, un ciclo Rankine de vapor, un ciclo Rankine orgánico y un ciclo de refrigeración por absorción) para las instalaciones industriales considerando simultáneamente la maximización de la ganancia total anual (TAP), la minimización de las emisiones globales de gases de efecto invernadero ($NGHGE^{Overall}$) y maximizando el número de empleos generados por el proyecto ($NJOBS$).

Toda la información previa se muestra en la Figura 5.2. Nótese que la metodología propuesta representa una formulación simultánea donde toda la información de entrada es necesaria para llevar a cabo la optimización. Una vez que el proceso de optimización es completado, los resultados se muestran a través de curvas Pareto para visualizar los contrapesos entre las tres funciones objetivo (metas económica, ambiental y social). Para cada solución óptima se determina todas las variables de salida como la existencia o no del colector solar, la configuración óptima de la red, la electricidad producida, etc.

Finalmente, se puede observar que se requiere un estudio previo para determinar los fluidos de trabajo potenciales para operar el ciclo Rankine orgánico, el cual puede realizarse considerando los niveles de temperatura tanto de las corrientes calientes como de las corrientes frías del proceso (debido a que el calor intercambiado entre la red y el ciclo Rankine puede aumentar).

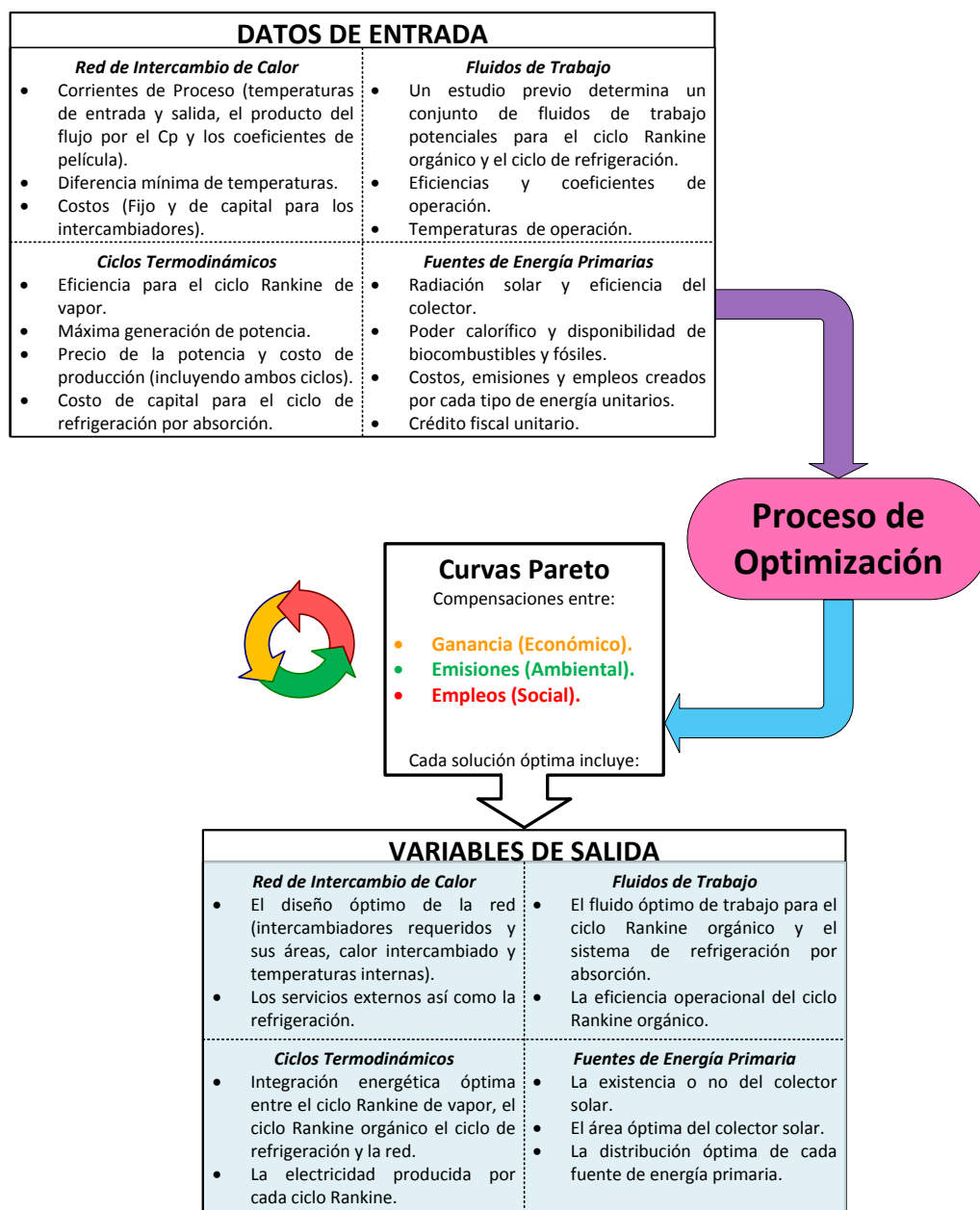


Figura 5.2 Representación general para la metodología propuesta.

Por otro lado, la Figura 5.3 ilustra el esquema general para el problema considerado por este trabajo. En este esquema, las fuentes de energía primaria solo se suministran al ciclo Rankine de vapor, el cual produce electricidad y vapor de baja o media presión. Este vapor puede ser dividido para ser suministrado al evaporador que pertenece al ciclo Rankine orgánico, así como también puede ser alimentado al ciclo de refrigeración por absorción para satisfacer las demandas de refrigeración de las corrientes calientes del proceso en la red de intercambio de calor y finalmente este vapor puede ser reusado como servicio externo de calentamiento en la red de

intercambio de calor. Además, las corrientes calientes de proceso dentro de la red de intercambio de calor pueden transferir su calor de exceso tanto al ciclo de refrigeración por absorción como al ciclo Rankine orgánico. Finalmente, también se considera el intercambio de calor entre el ciclo de refrigeración por absorción y las corrientes frías del proceso (siempre y cuando las temperaturas lo permitan). Es importante resaltar que la formulación del modelo debe determinar el fluido de trabajo para operar el ciclo Rankine orgánico. De esta decisión depende las temperaturas operacionales y la eficiencia térmica; también el modelo selecciona el sistema óptimo para poner en funcionamiento el ciclo de refrigeración por absorción.

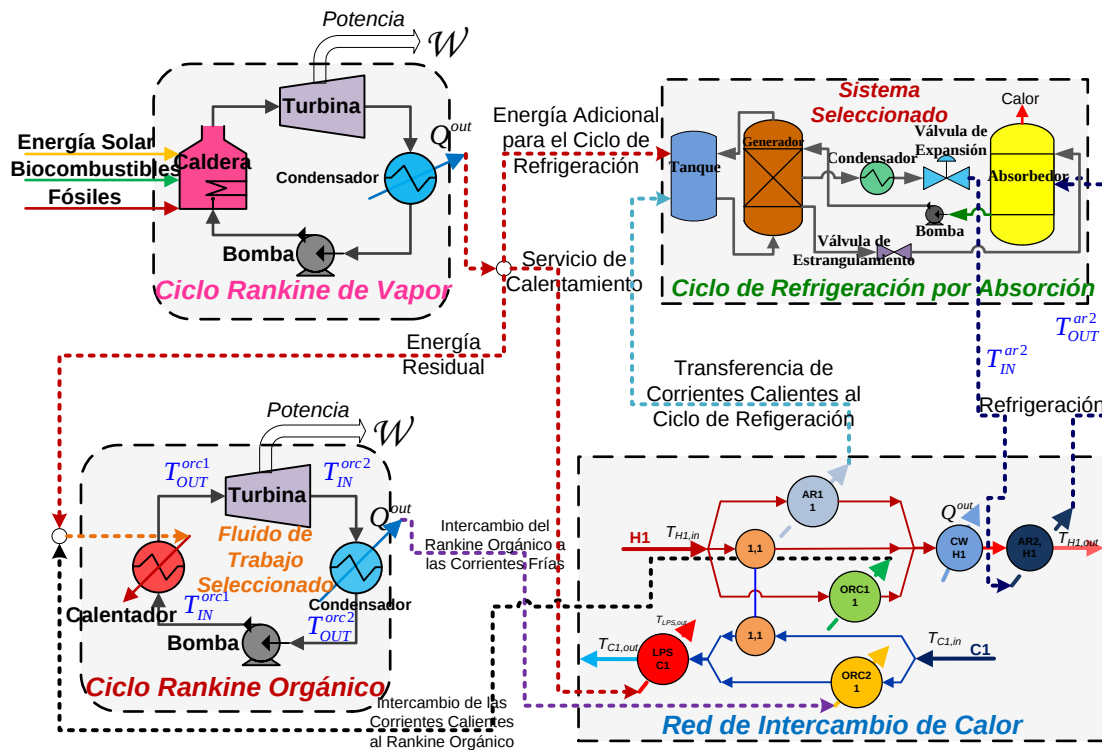


Figura 5.3 Representación esquemática del sistema integrado propuesto.

La Figura 5.4 muestra detalladamente la superestructura propuesta para la integración energética. En esta figura, las corrientes calientes pueden transferir su calor de exceso al ciclo Rankine orgánico (recordando que las restricciones de factibilidad establecen que las corrientes calientes de proceso deben tener temperaturas de entrada mayores a la temperatura de entrada a la turbina + ΔT_{min} , nótese que la temperatura de entrada a la turbina depende del fluido de trabajo seleccionado) y también al ciclo de refrigeración (para realizar este intercambio de calor la condición necesaria para la existencia de los intercambiadores AR1 debe ser cumplida, la cual consiste en que las corrientes calientes de proceso deben tener temperaturas a la entrada

superiores a $80\text{ }^{\circ}\text{C} + \Delta T_{min}$), así como también las corrientes calientes puede transferir su calor a las corrientes frías de proceso en cada etapa interna de la superestructura. Entonces, se instala un conjunto de enfriadores (usando agua de enfriamiento) para disminuir las temperaturas de las corrientes calientes. Finalmente, para las corrientes calientes que requieren enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente se ha considerado el conjunto de unidades AR2 para satisfacer los requerimientos de enfriamiento. La superestructura también incluye la integración energética entre las corrientes frías de proceso y el ciclo Rankine orgánico, además de los servicios externos de calentamiento (suministrados por el ciclo Rankine de vapor) para lograr sus temperaturas deseadas. Nótese que cualquier encuentro entre las corrientes calientes y frías de proceso es permitido para todas las etapas internas de la superestructura.

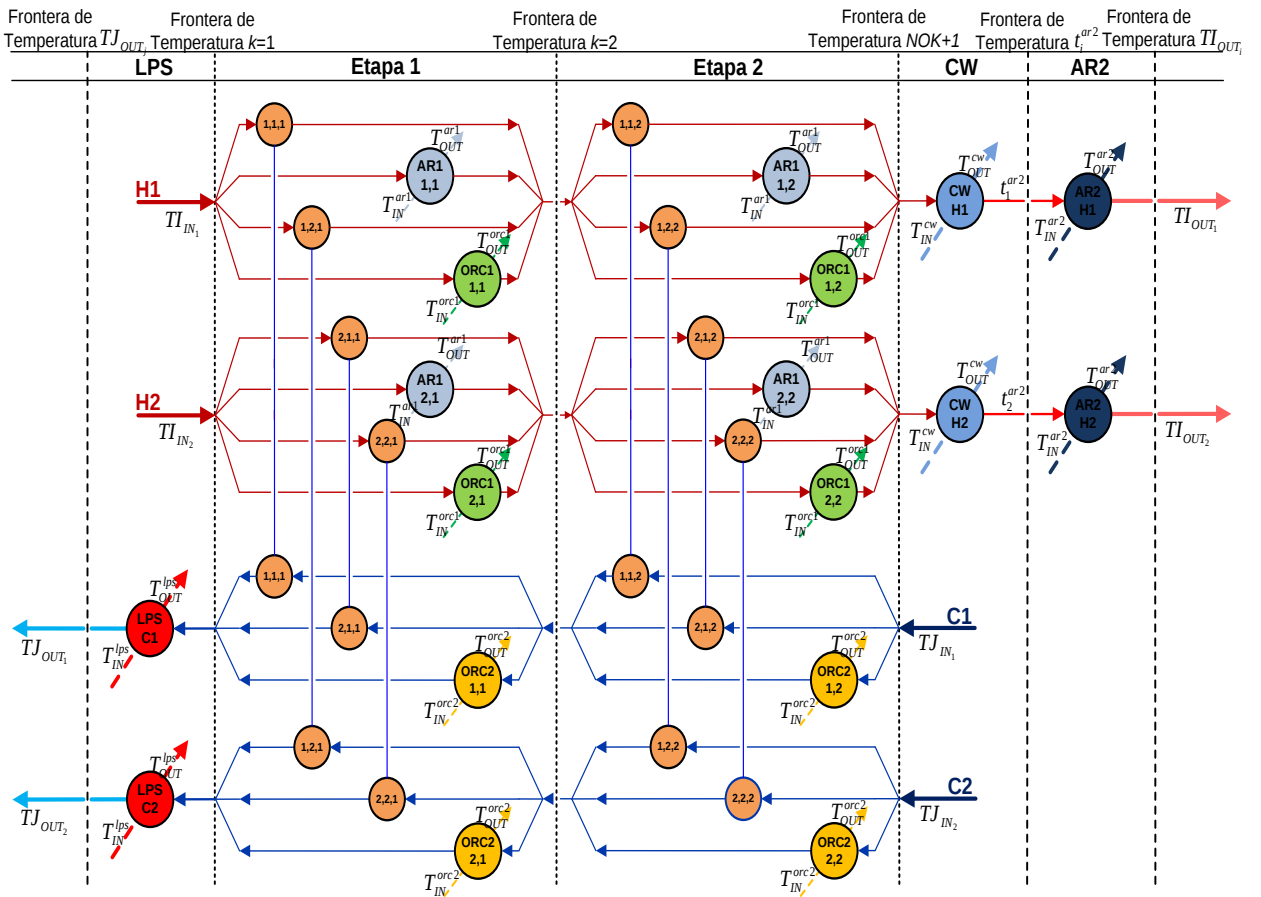


Figura 5.4 Superestructura propuesta para el sistema integrado energéticamente.

Normalmente, el ciclo Rankine de vapor tiene asociado procesos muy ineficientes y la evidencia de esto se basa en que el ciclo Rankine de vapor quema grandes cantidades de combustibles fósiles (liberando CO_2 al ambiente) y, al mismo tiempo este tipo de sistemas

desperdician cantidades enormes de calor residual a través del condensador sin el reuso adecuado de esta energía en aplicaciones relevantes para mejorar la eficiencia global. Por esta razón, este trabajo propone las principales interconexiones entre la red de intercambio de calor y los ciclos termodinámicos (el ciclo Rankine de vapor, el ciclo Rankine orgánico y el ciclo de refrigeración por absorción) mostrados en la Figura 5.3 para maximizar el reuso del calor y minimizar el consumo de fuentes de energía primaria.

Es importante resaltar que el fluido de trabajo seleccionado para el ciclo Rankine orgánico afecta directamente la eficiencia y las temperaturas operacionales; consecuentemente la posibilidad de realizar intercambio de calor entre la red y el ciclo Rankine orgánico depende fuertemente del fluido seleccionado. Mientras que la selección del sistema para poner en marcha el sistema de refrigeración por absorción sólo modifica el coeficiente de funcionamiento y las temperaturas que se pueden alcanzar en el evaporador.

Adicionalmente, previamente a la implementación de la metodología propuesta se debe conocer lo siguiente:

- La localización del proyecto debe ser establecida para conocer los datos de la radiación solar mensuales.
- La eficiencia y el tipo de colector solar disponible para capturar la radiación solar.
- Las emisiones unitarias totales de combustibles fósiles y biocombustibles, las cuales se calculan empleando la metodología del análisis del ciclo de vida tomando en cuenta las emisiones desde la producción hasta el consumo de las energías primarias (para realizar esta tarea se puede hacer uso de programas especializados en área tales como: GREET o BESS).

Finalmente, los resultados se muestran a través de curvas Pareto para analizar los contrapesos o ventajas y desventajas existentes en cada solución entre los objetivos económico, ambiental y social.

5.2 Formulación del Modelo

Primeramente, con el propósito de facilitar el entendimiento del modelo propuesto, los conjuntos empleados en la formulación matemática son definidos. Los conjuntos G y H se usan para los fluidos de trabajo disponibles para operar el ciclo Rankine orgánico y los sistemas para

el ciclo de refrigeración por absorción, respectivamente; así el índice g representa los fluidos orgánicos y h es el sistema usado por el ciclo de refrigeración. Los conjuntos que representan las corrientes calientes de proceso, las corrientes frías de proceso y las etapas internas en la superestructura son HPS , CPS y ST , respectivamente; en este sentido, el índice i se emplea para las corrientes calientes, j denota las corrientes frías y el índice k se utiliza para las etapas internas de la superestructura. Los conjuntos F , B y T denotan los combustibles fósiles, biocombustibles y los periodos de tiempo (meses en este caso), respectivamente, y los índices f , b y t se emplean para denotar combustibles fósiles, biocombustibles y meses. Sin embargo, todos los conjuntos previamente definidos se encuentran también en la sección de nomenclatura.

Además, la formulación propuesta ha sido subdividida en las siguientes secciones: primero se presentan las relaciones asociadas al modelo de la red de intercambio de calor, después el modelo para la selección óptima de los fluidos de trabajo, posteriormente el modelo asociado a los ciclos termodinámicos seguido de las funciones objetivo y finalmente la estrategia de solución implementada.

Modelo para la Red de Intercambio de Calor

La formulación matemática para la red de intercambio de calor considera las relaciones para modelar los intercambiadores mostrados en la Figura 5.4.

Balances de energía totales para las corrientes de proceso

La carga energética total contenida por cada corriente caliente i se transfiere en las etapas internas k a la corriente fría j ($q_{i,j,k}$), al ciclo de refrigeración ($q_{i,k}^{ar1}$) y al ciclo Rankine orgánico ($q_{i,k}^{orc1}$) así como también en las etapas externas al agua fría (q_i^{cw}) y finalmente los requerimientos de refrigeración deben satisfacerse (q_i^{ar2}):

$$(T_{IN_i} - T_{OUT_i})FCp_i = \sum_{k \in ST} \left[\sum_{j \in CPS} q_{i,j,k} + q_{i,k}^{ar1} + q_{i,k}^{orc1} \right] + q_i^{cw} + q_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.1)$$

De la misma manera, el calor total requerido por cada corriente fría j se obtiene a través del intercambio de energía con cualquier corriente caliente i y el ciclo Rankine orgánico ($q_{j,k}^{orc2}$) en todas las etapas internas, así como la energía recibida del ciclo Rankine de vapor (q_j^{lps}):

$$(T_{OUT_j} - T_{IN_j})FCp_j = \sum_{k \in ST} \left[\sum_{i \in HPS} q_{i,j,k} + q_{j,k}^{orc2} \right] + q_j^{lps}, \quad \forall j \in CPS \quad (5.2)$$

Balances de energía para las etapas internas

Adicionalmente, se requieren balances energéticos para las etapas internas con el propósito de calcular las temperaturas internas. Entonces, las siguientes relaciones permiten calcular las temperaturas internas para las corrientes calientes y frías de proceso:

$$(t_{i,k} - t_{i,k+1})FCp_i = \sum_{j \in CPS} q_{i,j,k} + q_{i,k}^{ar1} + q_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.3)$$

$$(t_{j,k} - t_{j,k+1})FCp_j = \sum_{i \in HPS} q_{i,j,k} + q_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.4)$$

Balances de energía para las etapas externas

Los requerimientos de enfriamiento para las corrientes calientes se satisfacen a través del agua de enfriamiento y del ciclo de refrigeración. Estos balances se escriben a continuación:

$$(t_{i,NOK+1} - t_i^{ar2})FCp_i = q_i^{cw}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.5)$$

$$(t_i^{ar2} - T_{OUT_i})FCp_i = q_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.6)$$

Como se puede apreciar, a través de las relaciones previas se puede calcular la temperatura en la última frontera de las etapas internas ($t_{i,NOK+1}$) así como la temperatura antes de la refrigeración (t_i^{ar2}).

Del mismo modo, para que las corrientes frías de proceso completen su calentamiento hasta las temperaturas deseadas, éstas pueden usar servicio externo de calentamiento:

$$(T_{OUT_j} - t_{j,1})FCp_j = q_j^{lps}, \quad \forall j \in CPS \quad (5.7)$$

Asignación de temperaturas para los extremos de las etapas internas

De acuerdo a la superestructura propuesta, la temperatura de entrada de cada etapa caliente de proceso corresponde a la temperatura en el primer borde

$$T_{IN_i} = t_{i,1}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.8)$$

Mientras que en las corrientes frías sus temperaturas a la entrada son las mismas que las temperaturas en la última frontera de las etapas internas:

$$T_{IN_j} = t_{j,NOK+1}, \quad \forall j \in CPS \quad (5.9)$$

Restricciones para la factibilidad de temperaturas en la superestructura

Basado en la superestructura propuesta el lado izquierdo corresponde a la zona más caliente; mientras que el lado derecho es la zona más fría. En este sentido, las temperaturas involucradas en la superestructura conllevan una reducción monótona de izquierda a derecha, requiriendo las siguientes relaciones:

$$t_{i,k} \geq t_{i,k+1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.10)$$

$$t_{i,NOK+1} \geq t_i^{ar2}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.11)$$

$$t_i^{ar2} \geq T_{OUT_i}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.12)$$

$$T_{OUT_j} \geq t_{j,1}, \quad \forall j \in CPS \quad (5.13)$$

$$t_{j,k} \geq t_{j,k+1}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.14)$$

Existencia de los intercambiadores de calor

El modelo matemático considera una variable binaria (z) asociada a cada unidad de intercambio de calor para determinar su existencia o no (sí la unidad existe, entonces z debe ser igual a uno; en caso contrario, sí el intercambiador no existe z es igual a cero). Así, las siguientes relaciones lógicas se deben incluir en la formulación, donde la existencia o no de todas las unidades de intercambio de calor son determinadas de la siguiente manera:

$$q_{i,j,k} - Q_{i,j}^{\max} z_{i,j,k} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (5.15)$$

$$q_{i,k}^{ar1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{ar1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.16)$$

$$q_{i,k}^{orc1} - Q_{i,k}^{\max} z_{i,k}^{orc1} \leq 0, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.17)$$

$$q_i^{cw} - Q_i^{\max} z_i^{cw} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (5.18)$$

$$q_i^{ar2} - Q_i^{\max} z_i^{ar2} \leq 0, \quad \forall i \in HPS \quad (5.19)$$

$$q_{j,k}^{orc2} - Q_{j,k}^{\max} z_{j,k}^{orc2} \leq 0, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.20)$$

$$q_j^{lps} - Q_j^{\max} z_j^{lps} \leq 0, \quad \forall j \in CPS \quad (5.21)$$

Donde $Q_{i,j}^{\max}$ se puede aproximar a la carga calorífica mayor entre la corriente caliente i o la corriente fría j ; mientras que la carga calorífica total para la corriente caliente i se puede usar como $Q_{i,k}^{\max}$ y $Q_i^{\max}$, finalmente, la carga calorífica total de la corriente fría j se puede emplear como $Q_{j,k}^{\max}$ y $Q_j^{\max}$.

Factibilidad para las diferencia de temperatura

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

$$dt_{i,j,k} \leq t_{i,k} - t_{j,k} + \Delta T_{i,j}^{\max} (1 - z_{i,j,k}), \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (5.22)$$

$$dt_{i,j,k+1} \leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Delta T_{i,j}^{\max} (1 - z_{i,j,k}), \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (5.23)$$

$$dt_{i,k}^{ar1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1\max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.24)$$

$$dt_{i,k+1}^{ar1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{ar1} + \Delta T_i^{ar1\max} (1 - z_{i,k}^{ar1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.25)$$

$$dt_{i,k}^{orc1} \leq t_{i,k} - T_{OUT}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1\max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.26)$$

$$dt_{i,k+1}^{orc1} \leq t_{i,k+1} - T_{IN}^{orc1} + \Delta T_i^{orc1\max} (1 - z_{i,k}^{orc1}), \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.27)$$

$$dt_i^{cw-1} \leq t_{i,NOK+1} - T_{OUT}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (5.28)$$

$$dt_i^{cw-2} \leq t_i^{ar2} - T_{IN}^{cw} + \Delta T_i^{cw\max} (1 - z_i^{cw}), \quad \forall i \in HPS \quad (5.29)$$

$$dt_i^{ar2-1} \leq t_i^{ar2} - T_{OUT}^{ar2} + \Delta T_i^{ar2\max} (1 - z_i^{ar2}), \quad \forall i \in HPS \quad (5.30)$$

$$dt_{j,k}^{orc2} \leq T_{IN}^{orc2} - t_{j,k} + \Delta T_j^{orc2\max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.31)$$

$$dt_{j,k+1}^{orc2} \leq T_{OUT}^{orc2} - t_{j,k+1} + \Delta T_j^{orc2\max} (1 - z_{j,k}^{orc2}), \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.32)$$

$$dt_j^{lps-2} \leq T_{OUT}^{lps} - t_{j,1} + \Delta T_j^{lps\max} (1 - z_j^{lps}), \quad \forall j \in CPS \quad (5.33)$$

Nótese que la relación correspondiente al lado derecho de las unidades AR2 no se ha incluido, ni para el lado izquierdo de las unidades LPS, debido a que las temperaturas involucradas en esos lados en particular se han fijado por el problema.

Después, todas las diferencias de temperatura se calculan; todas deben ser mayores a la diferencia mínima de temperatura:

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,j,k}, \quad \forall i \in HPS, j \in CPS, k \in ST \quad (5.34)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{ar1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.35)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.36)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.37)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{cw-2}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.38)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_i^{ar2-1}, \quad \forall i \in HPS \quad (5.39)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.40)$$

$$\Delta T_{\min} \leq dt_j^{lps-2}, \quad \forall j \in CPS \quad (5.41)$$

5.2.2 Selección Óptima de Fluidos de Trabajo

Este trabajo considera la selección del fluido de trabajo óptimo para operar el ciclo Rankine orgánico entre un conjunto de fluidos de trabajo disponibles, así como un modelo disyuntivo para determinar el sistema óptimo para el funcionamiento del ciclo de refrigeración por absorción. Es importante resaltar que en cada solución óptima se determina sí el ciclo

Rankine orgánico es requerido o no; mientras que el ciclo de refrigeración siempre es incluido debido a que la metodología propuesta considera siempre la existencia de requerimientos de enfriamiento.

5.2.2.1 Selección óptima del fluido de trabajo para el ciclo Rankine orgánico

El siguiente modelo disyuntivo establece que si el ciclo Rankine orgánico es requerido, entonces, el valor de la producción de potencia de este ciclo es mayor a cero. Además, como ya se ha mencionado, existe un conjunto fluidos de trabajo para ser usados por el ciclo Rankine orgánico; de esta manera, cuando el ciclo Rankine orgánico existe se debe seleccionar el fluido de trabajo óptimo para ponerlo en funcionamiento. En este sentido, cada fluido de trabajo tiene un valor característico para el factor de eficiencia, así como las temperaturas operacionales específicas en cada paso del ciclo Rankine orgánico (véase la Figura 5.3). Entonces, considerando estas diferencias entre los fluidos de trabajo disponibles, el modelo disyuntivo seleccionará el fluido óptimo. Finalmente, se considera el escenario donde el ciclo Rankine orgánico no exista y todas las variables antes mencionadas se establecen como cero.

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

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

Por otro lado, la disyunción previa se transforma en un conjunto de relaciones algebraicas a través de la técnica del convex-hull. En este sentido, cada variable Booleana se asocia a una variable binaria para realizar la reformulación adecuada. De esta manera, cuando la variable Booleana es verdadera, la variable binaria asociada se establece como uno; en caso contrario si la variable Booleana es falsa, la variable binaria tiene un valor de cero. Entonces, las siguientes relaciones lógicas establecen que cuando el ciclo Rankine orgánico es incluido, un fluido de trabajo debe ser seleccionado; en caso contrario si el ciclo Rankine orgánico no se requiere, entonces no se activa ningún fluido de trabajo:

$$y^{orc} = \sum_{g \in G} w_g^{orc} \quad (5.42)$$

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

$$Power^{orc} \leq Power^{orc_Max} y^{orc} \quad (5.43)$$

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

$$\mu^{orc} = \sum_{g \in G} \mu_g^{orc} w_g^{orc} \quad (5.44)$$

Recuérdese que sólo un fluido de trabajo puede ser seleccionado (Ecuación 5.42). El mismo tipo de relaciones se aplican para seleccionar las cuatro temperaturas involucradas en el ciclo Rankine orgánico:

$$T_{IN}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (5.45)$$

$$T_{OUT}^{orc1} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc1} w_g^{orc} \quad (5.46)$$

$$T_{IN}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{IN,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (5.47)$$

$$T_{OUT}^{orc2} = \sum_{g \in G} T_{OUT,g}^{orc2} w_g^{orc} \quad (5.48)$$

Adicionalmente, las siguientes relaciones establecen que si el ciclo Rankine orgánico es requerido, entonces es posible el intercambio de calor entre el ciclo Rankine orgánico con las

corrientes calientes y las corrientes frías de proceso; en el otro caso, sí el ciclo Rankine orgánico no existe, entonces es imposible el intercambio de calor con el ciclo Rankine orgánico:

$$y^{orc} \geq z_{i,k}^{orc1}, \quad \forall i \in HPS, k \in ST \quad (5.49)$$

$$y^{orc} \geq z_{j,k}^{orc2}, \quad \forall j \in CPS, k \in ST \quad (5.50)$$

Selección óptima del sistema para el ciclo de refrigeración por absorción

Este trabajo considera la selección óptima del sistema para operar el ciclo de refrigeración por absorción. Para realizar esta tarea, se emplea el siguiente modelo disyuntivo (donde Y_h^{ar} representa la variable Booleana asociada a la selección del sistema h para el funcionamiento del sistema de refrigeración):

$$\begin{bmatrix} Y_1^{ar} \\ COP^{ar} = COP_1^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,1}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,1}^{ar2} \end{bmatrix} \vee \begin{bmatrix} Y_1^{ar} \\ COP^{ar} = COP_2^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,2}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,2}^{ar2} \end{bmatrix} \vee \dots \vee \begin{bmatrix} Y_h^{ar} \\ COP^{ar} = COP_h^{ar} \\ T_{IN}^{ar2} = T_{IN,h}^{ar2} \\ T_{OUT}^{ar2} = T_{OUT,h}^{ar2} \end{bmatrix}$$

La disyunción previa selecciona el sistema óptimo entre un conjunto de sistemas disponibles. Cada sistema disponible tiene un valor característico para COP_h^{ar} , también de acuerdo al sistema cambia los valores de las temperaturas de entrada y salida para las unidades AR2 ($T_{IN,h}^{ar2}$ y $T_{OUT,h}^{ar2}$, respectivamente). Como se puede observar, las temperaturas previas afectan drásticamente la temperatura que se puede alcanzar para las corrientes calientes.

Cuando el modelo disyuntivo antes mostrado se reformula en un conjunto de ecuaciones algebraicas, se obtiene las siguientes relaciones lógicas. Primeramente, sólo un sistema de ser elegido:

$$\sum_{h \in H} y_h^{ar} = 1 \quad (5.51)$$

Entonces, el coeficiente de funcionamiento (COP), las temperaturas de entrada y salida para la operación del ciclo de refrigeración son seleccionados de acuerdo al sistema elegido,

$$COP^{ar} = \sum_{h \in H} COP_h^{ar} y_h^{ar} \quad (5.52)$$

$$T_{IN}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{IN,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (5.53)$$

$$T_{OUT}^{ar2} = \sum_{h \in H} T_{OUT,h}^{ar2} y_h^{ar} \quad (5.54)$$

5.2.3 Ciclos Termodinámicos y sus Interacciones

Para modelar la operación del ciclo de refrigeración por absorción, se ha considerado un coeficiente de funcionamiento (COP); mientras que el modelado de los ciclos termodinámicos se realiza a través de factores de eficiencia (μ). Adicionalmente, en esta sección se establece que el calor disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor (energía residual) puede ser reusado en el ciclo Rankine orgánico, el ciclo de refrigeración por absorción y en la red de intercambio de calor (como servicio externo de calentamiento).

Modelado para el ciclo Rankine de vapor

El balance de energía para todas las fuentes de energía externas que se suministran a la caldera del ciclo Rankine de vapor se establece de la siguiente manera:

$$Q^{External} = Q_t^{Solar} + \sum_{b \in B} Q_{b,t}^{Biofuel} + \sum_{f \in F} Q_{f,t}^{Fossil}, \quad \forall t \in T \quad (5.55)$$

Donde $Q^{External}$ representa el total de energía suministrada al ciclo Rankine de vapor.

Entonces, la potencia producida por el ciclo Rankine de vapor es igual a la energía total alimentada al ciclo multiplicado por un factor de eficiencia que representa la eficiencia térmica para convertir la energía externa suministrada al ciclo en electricidad:

$$Power^{src} = Q^{External} \mu^{src} \quad (5.56)$$

Entonces, la energía residual remanente (el calor que no se puede convertir en potencia) se envía al ciclo Rankine orgánico (para producir electricidad), al sistema de refrigeración por absorción (para satisfacer los requerimientos de enfriamiento) y a la red de intercambio de calor (como servicio de calentamiento):

$$Q^{src_mps} = Q^{ar_mps} + Q^{orc_mps} + \sum_{j \in CPS} q_j^{lps} \quad (5.57)$$

El balance de energía total para el ciclo Rankine orgánico establece que el total de la energía suministrada al ciclo ($Q^{external}$) se convierte en electricidad ($Power^{src}$) o se puede enviar al resto de los subsistemas (Q^{src_mps}); también se ha considerado la posible transferencia de calor con agua de enfriamiento (Q^{src_cw}):

$$Q^{External} = Power^{src} + Q^{src_mps} + Q^{src_cw} \quad (5.58)$$

En este sentido, el peor escenario para el calor residual es que sea transferido con agua de enfriamiento, debido a que esta opción genera costos de operación (específicamente el costo del agua de enfriamiento) y no puede ser aprovechado para aplicaciones relevantes.

Modelado para el ciclo Rankine orgánico

De acuerdo con el esquema de la superestructura propuesta, el ciclo Rankine orgánico puede recibir energía proveniente de ciclo Rankine de vapor (Q^{orc_mps}), también se toma en cuenta el calor transferido de las corrientes calientes al ciclo Rankine orgánico ($q_{i,k}^{orc1}$). Entonces, para determinar la potencia generada por el ciclo Rankine orgánico ($Power^{orc}$), se considera el factor de eficiencia (μ^{orc}) como sigue:

$$Power^{orc} = \left(Q^{orc_mps} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} \right) \mu^{orc} \quad (5.59)$$

Además, la energía residual (disponible en el condensador del ciclo Rankine orgánico) puede ser reutilizada por las corrientes frías de proceso ($q_{j,k}^{orc2}$) o ser transferido a agua de enfriamiento (Q^{orc_cw}):

$$Q^{orc_mps} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{orc1} = Power^{orc} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} q_{j,k}^{orc2} + Q^{orc_cw} \quad (5.60)$$

Es importante recordad que el factor de eficiencia y temperaturas operacionales del ciclo Rankine orgánico dependen del fluido de trabajo seleccionado para operar el ciclo. En este sentido, el valor de las temperaturas operacionales es un factor importante para la factibilidad del intercambio de calor tanto de las corrientes calientes con el ciclo Rankine orgánico como de ciclo Rankine orgánico con las corrientes frías de proceso, lo cual puede disminuir el uso de fuentes de energía externas.

Modelado para el ciclo de refrigeración por absorción

El balance para el sistema de refrigeración por absorción establece que la carga de enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente que requieren las corrientes calientes de proceso (q_i^{ar2}) debe ser suministrada por el exceso de calor contenido en las corrientes calientes ($q_{i,k}^{ar1}$) así como por la energía disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor (Q_{ar}^{mps}). Este balance de energía también considera un coeficiente de funcionamiento (COP), como un factor para describir la conversión energética entre el calor suministrado y el enfriamiento obtenido (dicho coeficiente depende del sistema seleccionado); por lo tanto, queda establecido de la siguiente manera:

$$\frac{\sum_{i \in HPS} q_i^{ar2}}{COP^{ar}} = \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} q_{i,k}^{ar1} + Q_{ar}^{mps} \quad (5.61)$$

Máxima producción de electricidad

Antes del proceso de optimización se debe analizar y determinar la máxima generación de potencia deseada (es decir la máxima cantidad de electricidad que se debe producir conjuntamente por el ciclo Rankine de vapor y el ciclo Rankine orgánico), la cual se obtiene a través de un estudio que considere los requerimientos de electricidad propios del proyecto y la máxima cantidad de potencia que puede ser vendida a otras industrias o gobiernos locales. Esta restricción se modela como sigue:

$$Power^{src} + Power^{orc} \leq Power^{Max} \quad (5.62)$$

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

5.2.4 Tamaño Óptimo del Colector Solar y Disponibilidad Máxima para Biocombustibles

La metodología propuesta considera fuentes de energía externa para proveer los requerimientos de energía externa tales como el colector solar, biocombustibles y combustibles fósiles. En este sentido, el colector solar puede existir o no en la solución óptima (debido a que representa la fuente de energía de mayor costo; sin embargo, al mismo tiempo es la energía más limpia); entonces si el colector solar es requerido, se debe determinar su área. Además, una

limitación importante en el uso de biocombustibles es la variación de su producción durante el año, la cual es considerada.

Tamaño óptimo del colector solar

Sí el colector solar está incluido en la solución óptima, su tamaño óptimo se determina a través de la siguiente relación. Esta ecuación también determina el total de la energía suministrada al sistema (Q_t^{Solar}). Obsérvese que sí la energía solar total requerida en la solución óptima es cero, esto significa que no es necesario que se instale el colector solar:

$$Q_t^{Solar} \leq Q_t^{Useful_Solar} A_c^{Solar} \frac{1}{D_t}, \quad \forall t \in T \quad (5.63)$$

Donde $Q_t^{Useful_Solar}$ representa la energía solar útil para la radiación solar en la localización específica donde el colector solar puede ser instalado (en este caso, este valor incluye la eficiencia asociada al equipo), A_c^{Solar} es el área óptima del colector solar y D_t es una factor de conversión para cambiar las unidades de tiempo.

Entonces, una vez que los requerimientos energéticos solares y el tamaño óptimo han sido determinados, se calculan los costos de capital (C_{cap}^{Solar}) y operacionales (C_{op}^{Solar}) para el colector:

$$C_{cap}^{Solar} = FC^{Solar} y^{Solar} + VC^{Solar} (A_c^{Solar})^{\alpha^{Solar}} \quad (5.64)$$

$$C_{op}^{Solar} = Cu^{Solar} \sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \quad (5.65)$$

En las relaciones previas, FC^{Solar} y VC^{Solar} representan los costos unitarios fijos y variables del colector solar; mientras que y^{Solar} es una variable binaria usada para modelar la existencia del colector solar, α^{Solar} es un exponente que considera las economías de escala del área en la función de costo para el colector solar y finalmente Cu^{Solar} es el costo operacional unitario. En este contexto, para obtener un valor adecuado para el exponente del área, así como los costos unitarios fijos y variables para la función de costo de capital para el colector solar, es necesario realizar el siguiente procedimiento:

- Primeramente, un conjunto de costos de capital para el colector solar se grafican contra sus áreas correspondientes. Estos valores se pueden obtener directamente del proveedor de colectores solares.

- Una vez que la función previa es graficada, su comportamiento es establecido y comparado con una función exponencial del tipo $y=a + bx^\alpha$; de esta manera FC^{Solar} , VC^{Solar} y α^{Solar} son determinadas.

Máxima disponibilidad para biocombustibles

Debido a que la disponibilidad de los biocombustibles cambia drásticamente a lo largo del año, la siguiente restricción debe ser incluida en el modelo:

$$Q_{b,t}^{Biofuel} \leq \frac{Heating_b^{Power} Avail_{b,t}^{Max}}{D_t}, \quad \forall b \in B, t \in T \quad (5.66)$$

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

5.2.5 Funciones Objetivo

El problema propuesto es un problema multi-objetivo mixto-entero no-lineal que simultáneamente considera aspectos económicos, ambientales y sociales (los cuales son criterios importantes de la sustentabilidad). En este contexto, la meta económica consiste en la maximización de la ganancia total anual (TAP); mientras que el objetivo ambiental considerado en la metodología propuesta es la minimización de las emisiones totales de gases de efecto invernadero, y finalmente la meta social es la maximización de los empleos generados por el proyecto:

$$OF = \{Max\ TAP; Min\ NGHGE^{Overall}; Max\ Jobs\} \quad (5.67)$$

Como es de esperarse, las dos primeras funciones objetivo ($Max\ TAP$, $Min\ NGHGE^{Overall}$) se contradicen mutuamente; el número de empleos que se pueden generar con la puesta en marcha del proyecto juega un papel decisivo e importante para los inversionistas, y gobiernos locales involucrados en el proyecto.

Función objetivo económica

La función objetivo económica es apuntalada para maximizar la ganancia ($Profit$), la cual consiste de los ingresos debidos a la venta de potencia (RSP), más la reducción en los impuestos fiscales (TCR), menos el costo de capital (CaC), costo fijo (FiC), costo operacional (OC) y los costos de las fuentes de energía (ESC):

$$Max Profit = RSP + TCR - CaC - FiC - OC - ESC \quad (5.68)$$

Estos términos se explican a continuación:

- a) **Ingresos debidos a la venta de potencia (RSP).** El principal beneficio económico considerado es el que se obtiene por la venta de la potencia generada por los ciclos Rankine.

$$RSP = H_Y D^{sh} (GaPow^{src} Power^{src} + GaPow^{orc} Power^{orc}) \quad (5.69)$$

Donde H_Y denota las horas de operación por año de la planta, D^{sh} es un factor de conversión, el cual transforma segundos a horas, $GaPow^{src}$ y $GaPow^{orc}$ representan las ganancias unitarias para la venta de la potencia producida en los ciclos Rankine de vapor y orgánico, respectivamente. Estas ganancias unitarias se determinan considerando el precio unitario de la potencia, así como los costos de producción de potencia para el ciclo del ciclo Rankine de vapor ($PPCost^{src}$) y el orgánico ($PPCost^{orc}$), respectivamente:

$$GaPow^{ran} = SuP^{Power} - PPCost^{src}$$

$$GaPow^{orc} = SuP^{Power} - PPCost^{orc}$$

- b) **Reducción en los impuestos fiscales (TCR).** Recientemente, muchos gobiernos han incentivado el uso de energías más limpias a través de créditos fiscales. Basándose en esto, este proyecto puede obtener reducciones en los impuestos fiscales por el uso de energías limpias, tales como el colector solar, los biocombustibles e incluso algunos combustibles fósiles (debido a que también es posible que reduzcan las emisiones de gases de efecto invernadero respecto del carbón):

$$TCR = H_Y \left\{ R^{Solar} \left[\sum_{t \in T} (Q_t^{Solar} D_t) \right] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [R_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] \right. \\ \left. + \sum_{t \in T} \sum_{f \in F} [R_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] \right\} \quad (5.70)$$

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

- c) **Costos de capital (CaC).** Los costos de capital incluidos son el costo de capital del ciclo de refrigeración por absorción y los costos de capital para todas las unidades de intercambio de calor mostradas en la Figura 5.4. Como se puede observar en la siguiente relación, la metodología propuesta usa la aproximación de Chen (1987) para evitar términos logarítmicos en el modelo de optimización con el fin de determinar las diferencias de temperatura medias logarítmicas para las unidades de intercambio de calor. Esta relación se establece a continuación:

$$CaC = k_f \left[\begin{aligned} & C_{cap}^{ar} \sum_{i \in HPS} q_i^{ar2} + \sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{i,j}^{exc} \left\{ \frac{q_{i,j,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j} \right)}{\left[(dt_{i,j,k})(dt_{i,j,k+1}) \left(\frac{dt_{i,j,k} + dt_{i,j,k+1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\ & \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{ar1} \left\{ \frac{q_{i,k} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{ar1})(dt_{i,k+1}^{ar1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{ar1} + dt_{i,k+1}^{ar1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_i^{orc1} \left\{ \frac{q_{i,k}^{orc1} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{orc1}} \right)}{\left[(dt_{i,k}^{orc1})(dt_{i,k+1}^{orc1}) \left(\frac{dt_{i,k}^{orc1} + dt_{i,k+1}^{orc1}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\ & \sum_{i \in HPS} C_i^{cw} \left\{ \frac{q_i^{cw} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cw}} \right)}{\left[(dt_i^{cw-1})(dt_i^{cw-2}) \left(\frac{dt_i^{cw-1} + dt_i^{cw-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \sum_{i \in HPS} C_i^{ar2} \left\{ \frac{q_i^{ar2} \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{ar2}} \right)}{\left[(dt_i^{ar2-1})(T_{OUT_i} - T_{IN}) \left(\frac{dt_i^{ar2-1} + (T_{OUT_i} - T_{IN})}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \\ & \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_j^{orc2} \left\{ \frac{q_{j,k}^{orc2} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{orc2}} \right)}{\left[(dt_{j,k}^{orc2})(dt_{j,k+1}^{orc2}) \left(\frac{dt_{j,k}^{orc2} + dt_{j,k+1}^{orc2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta + \sum_{j \in CPS} C_j^{lps} \left\{ \frac{q_j^{lps} \left(\frac{1}{h_j} + \frac{1}{h_{lps}} \right)}{\left[(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j})(dt_j^{lps-2}) \left(\frac{(T_{IN}^{lps} - T_{OUT_j}) + dt_j^{lps-2}}{2} \right) + \delta \right]^{1/3}} \right\}^\beta \end{aligned} \right] \quad (5.71)$$

Donde k_f es un factor empleado para anualizar la inversión, C_{cap}^{ar} representa el costo de capital unitario para el ciclo de refrigeración, δ es un parámetro pequeño utilizado para evitar infactibilidades en el proceso de optimización, mientras que $C_{i,j}^{exc}$, C_i^{ar1} , C_i^{orc1} , C_i^{cw} , C_i^{ar2} , C_j^{orc2} y C_j^{lps} son los coeficientes para los intercambiadores entre corrientes de proceso, los intercambiadores AR1, los enfriadores ORC1, las unidades que intercambian calor entre corrientes calientes y agua de enfriamiento, los enfriadores AR2, los intercambiadores transfiriendo calor del ciclo Rankine orgánico a las corrientes frías y por último los calentadores que usan el servicio de calentamiento, respectivamente y finalmente h representa los coeficientes de película.

- d) **Costos fijos (FiC).** Los costos fijos considerados en este trabajo son los costos fijos para todas las unidades de intercambio de calor requeridas en la solución óptima:

$$FiC = k_f \left[\sum_{i \in HPS} \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{Fi,j}^{exc} z_{i,j,k} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{Fi}^{ar1} z_{i,k}^{ar1} + \sum_{i \in HPS} \sum_{k \in ST} C_{Fi}^{orc1} z_{i,k}^{orc1} + \sum_{i \in HPS} C_{Fi}^{cw} z_i^{cw} + \sum_{i \in HPS} C_{Fi}^{ar2} z_i^{ar2} + \sum_{j \in CPS} \sum_{k \in ST} C_{Fj}^{orc2} z_{j,k}^{orc2} + \sum_{j \in CPS} C_{Fj}^{lps} z_j^{lps} \right] \quad (5.72)$$

Donde $C_{Fi,j}^{exc}$, C_{Fi}^{ar1} , C_{Fi}^{orc1} , C_{Fi}^{cw} , C_{Fi}^{ar2} , C_{Fj}^{orc2} y C_{Fj}^{lps} representan los costos fijos para los intercambiadores, enfriadores AR1, enfriadores ORC1, enfriadores CW, enfriadores AR2, calentadores ORC2 y calentadores LPS, respectivamente.

- e) **Costos operacionales (OC).** Los costos operacionales tomados en cuenta son los costos del agua de enfriamiento para enfriar las corrientes calientes de proceso, así como el agua que se usa en el condensador de ciclo Rankine de vapor (Q^{src-cw}) y para el ciclo Rankine orgánico (Q^{orc-cw}):

$$OC = C_{cw} \left[\sum_{i \in HPS} q_i^{cw} + Q^{src-cw} + Q^{orc-cw} \right] \quad (5.73)$$

- f) **Costos de las fuentes de energía (ESC).** La función económica incluye los costos relacionados a las fuentes de energía primaria (combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar):

$$ESC = H_Y \left\{ \sum_{f \in F} \left[C_f^{Fossil} \sum_{t \in T} (Q_{f,t}^{Fossil} D_t) \right] + \sum_{b \in B} \left[C_b^{Biofuel} \sum_{t \in T} (Q_{b,t}^{Biofuel} D_t) \right] \right\} + H_Y C_{op}^{Solar} + k_f C_{cap}^{Solar} \quad (5.74)$$

Donde C_f^{Fossil} y $C_b^{Biofuel}$ son los costos unitarios del combustible fósil f y biocombustible b .

Nótese que dependiendo del valor de los contrapesos entre los ingresos y costos, para algunos casos la ganancia puede ser positiva, mientras que para otros casos se pueden obtener valores negativos

Función objetivo ambiental

Este trabajo propone que la evaluación del impacto ambiental se realice a través de la cuantificación global de las emisiones de gases de efecto invernadero debidas a que los combustibles fósiles y biocombustibles liberan dióxido de carbono cuando se queman,

$$Min NGHGE^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in B} [GHGE_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [GHGE_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] \quad (5.75)$$

Donde $NGHGE^{Overall}$ son las emisiones globales de gases de efecto invernadero liberadas al ambiente, mientras que $GHGE_b^{Biofuel}$ y $GHGE_f^{Fossil}$ son las emisiones individuales para el combustible fósil f y el biocombustible b . en este contexto, dichas emisiones individuales se determinan a través del análisis del ciclo de vida (para lo cual se pueden emplear programas computacionales especializados como GREET, 2007) y deben ser dadas en unidades de ton de CO_2 equivalente por kJ generado.

Función objetivo social

Este trabajo considera la generación de empleos a partir de las fuentes que proporcionan energía al sistema ya que son éstas las que generan un mayor número de puestos de trabajo. Sin considerar, los trabajos que se pueden crear con la operación interna de la planta debido a que éstos resultan insignificantes comparados con los trabajos que se generan en las zonas rurales para obtener por ejemplo los biocombustibles que se suministran a la planta. De esta manera, la función social consiste en la maximización de los trabajos generados por la producción de energía a partir de los combustibles fósiles, biocombustibles y el colector solar:

$$Max NJOBS^{Overall} = \sum_{t \in T} \sum_{f \in B} [NJOB_f^{Fossil} Q_{f,t}^{Fossil} D_t] + \sum_{t \in T} \sum_{b \in B} [NJOB_b^{Biofuel} Q_{b,t}^{Biofuel} D_t] + \sum_{t \in T} [NJOB^{Solar} Q_t^{Solar} D_t] \quad (5.76)$$

Donde $NJOB_f^{Fossil}$, $NJOB_b^{Biofuel}$ y $NJOB^{Solar}$ representan el número de empleos generados por kJ suministrado de combustibles fósiles, biocombustibles y colector solar, respectivamente. En este sentido, es importante destacar la importancia actual de los problemas sociales por lo que las consideraciones sociales incluidas en el presente trabajo representan una herramienta invaluable para los gobiernos, inversionistas y todas las personas involucradas en la toma de decisiones del proyecto debido a que es un instrumento para el desarrollo social y económico principalmente de regiones marginadas.

5.2.6 Solución del Problema Multi-objetivo

Debido a que la metodología propuesta es un problema de optimización multi-objetivo; en esta sección contiene una descripción para el método que se emplea para resolver el problema. En este sentido, los resultados se ilustran a través de curvas Pareto para mostrar ventajas y desventajas de los objetivos señalados (económico, ambiental y social) en este trabajo. Entonces, la estrategia de solución consiste en resolver la formulación propuesta considerando solamente las funciones objetivo económica y ambiental (Max Profit y $\text{Min NGHGE}^{\text{Overall}}$) y la función objetivo social (Max NJOBS) se evalúa para cada solución. Por lo tanto, para construir la curva Pareto se emplea el método *constraint* (Diwekar, 2003), el cual considera los siguientes pasos:

- La formulación matemática se aplica considerando la minimización de las emisiones, y la maximización de la ganancia no es considerada para encontrar el punto. Esta solución corresponde a la mínima ganancia y las mínimas emisiones.
- Después, el modelo propuesto se resuelve para la maximización de la ganancia, sin tomar en cuenta las emisiones para determinar así el punto B (máxima ganancia y máximas emisiones).

Una vez que los puntos A y B han sido determinados, el modelo se transforma en un problema con un objetivo (maximización de la ganancia) y restringiendo las emisiones para diferentes valores de ε_a entre las mínimas y máximas emisiones obtenidas a partir de las soluciones A y B. Esto se establece como sigue,

$$\begin{aligned} & \text{Min TAC} \\ & \text{subject to:} \\ & \text{NGHGE}^{\text{Overall}} \leq \varepsilon_a, \text{ Evaluating NJobs} \\ & \text{Equations (1) – (66)} \end{aligned} \tag{5.77}$$

5.3 Resultados y Discusión

La implementación del modelo matemático propuesto es mostrados a través de los siguientes dos ejemplos. En este contexto, el solucionador DICOPT conjuntamente con los solucionadores CONOPT y CPLEX fueron empleados en la plataforma de programación *General Algebraic Modeling System* (GAMS).

Por otro lado existen un conjunto de parámetros usados en los dos ejemplos:

1. El proyecto se ubicará en Morelia, Michoacán, México, el cual tiene las siguientes coordenadas N 19° 42' 08'' y W 101° 11' 08''. La Tabla 5.1 muestra la energía útil que se puede coleccionar mensualmente por el colector solar en el sitio de instalación. Para determinar estos valores se requiere la radiación solar disponible en la localización específica y la eficiencia para capturar la energía solar de un colector solar de cilindros parabólicos.
2. Las horas de operación por año H_Y son 8760 hr/año.
3. El precio unitario de la potencia SuP^{Power} es \$0.14/kWh; mientras que los costos de producción son $PPCost^{src} = \$0.10/\text{kWh}$ y $PPCost^{orc} = \$0.12/\text{kWh}$.
4. Los costos de capital fijos y variables para el colector solar son \$75,526.61 y \$40.78/m², respectivamente, mientras que el costo unitario operacional es \$0.0012/kWh y finalmente α^{Solar} es 1.
5. Las temperaturas de entrada y salida de los servicios externos de la red son los siguientes: $T_{IN}^{ar1} = 313K$, $T_{OUT}^{ar1} = 353K$, $T_{IN}^{cw} = 303K$, $T_{OUT}^{cw} = 313K$, $T_{IN}^{lps} = 623K$ y $T_{OUT}^{lps} = 622K$.
6. El costo unitario para el agua de enfriamiento C_{cw} es \$20/(año K).
7. El número de empleos unitarios creados por el colector solar es 9.95459×10^{-10} trabajos/kJ.
8. La diferencia mínima de temperatura ΔT_{min} es 10 K.

Tabla 5.1 Energía útil colectada por mes para el colector solar.

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

Finalmente, la Tabla 5.2 presenta los combustibles fósiles y biocombustibles considerados en ambos ejemplos, así como los valores de los parámetros asociados a ellos. Nótese, que solo cuatro biocombustibles son considerados en los ejemplos.

Tabla 5.2 Datos de los combustibles fósiles y biocombustibles en los ejemplos presentados.

#	Combustible	Poder Calorífico [kJ/kg]	Emisiones Unitarias [ton CO ₂ eq/kJ]	Costo [\$/mm kJ]	Generación de Empleos [Empleos/kJ]
Combustibles Fósiles					
1.	Carbón	35,000	2.21357×10^{-7}	1.5559	1.06281×10^{-11}
2.	Petróleo	45,200	8.05408×10^{-8}	18.2447	1.81677×10^{-11}
3.	Gas Natural	54,000	7.90892×10^{-8}	5.8349	5.25431×10^{-11}
Biocombustibles					
1.	Biomasa	17,200	2.44307×10^{-8}	2.0303	6.6964×10^{-8}
2.	Biogás	52,000	2.68216×10^{-8}	8.5388	5.25431×10^{-7}
3.	Madera Blanda	20,400	3.3482×10^{-8}	2.5332	1.46691×10^{-8}
4.	Madera Dura	18,400	3.3482×10^{-8}	2.8975	5.43641×10^{-8}

5.3.1 Ejemplo 1

En este caso de estudio una nueva planta industrial se instalará en Morelia, Michoacán, México. Este complejo requiere servicios externos tales como electricidad, servicios de calentamiento y enfriamiento y refrigeración; este último requerimiento se puede comprobar en la Tabla 5.3 (debido a que las corrientes H1 y H3 necesitan ser refrigeradas por debajo de la temperatura ambiente). Además, se cuentan con tres corrientes calientes y tres corrientes frías disponibles para la integración energética (la Tabla 5.3 también contiene sus características); mientras que la Tabla 5.4 presenta la disponibilidad para los biocombustibles considerados en este ejemplo. La Tabla 5.5 muestra los fluidos de trabajo para el ciclo Rankine orgánico y los sistemas disponibles para el ciclo de refrigeración, así como los factores de eficiencia o los coeficientes de funcionamiento y las temperaturas involucradas en la selección de cada uno.

Tabla 5.3 Datos de las corrientes para el Ejemplo 1.

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

Tabla 5.4 Cantidad mensual disponible de biocombustibles para el Ejemplo 1 [kg/mes].

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

Nótese que el fluido de trabajo más eficiente es el R123, pero al mismo tiempo requiere la temperatura más alta de entrada a la turbina (458 K), lo cual representa un inconveniente para aprovechar el calor disponible en las corrientes calientes.

Tabla 5.5 Fluidos de trabajo para el ciclo orgánico y los sistemas del ciclo de refrigeración en el Ejemplo 1 (Wang y col., 2011; Mago y col., 2007; Bao y Zhao, 2013).

Ciclo Rankine Orgánico							Ciclo de Refrigeración por Absorción				
#	Fluido de Trabajo	μ_g^{orc}	$T_{IN,g}^{orc1}$ [K]	$T_{OUT,g}^{orc1}$ [K]	$T_{IN,g}^{orc2}$ [K]	$T_{OUT,g}^{orc2}$ [K]	#	Sistema	COP	$T_{IN,h}^{ar2}$ [K]	$T_{OUT,h}^{ar2}$ [K]
1.	R123	0.169	304	458	305	303	1.	H ₂ O-LiBr	1.2	268	268
2.	R245fa	0.163	309	403	311	308	2.	NH ₄ -H ₂ O	0.7	243	243
3.	Isobutano	0.145	304	398	306	305	--	---	---	---	---

Por otro lado, el factor de eficiencia del ciclo Rankine de vapor es 0.33 y la máxima producción de potencia deseada es 3.2 MW.

Implementando la formulación propuesta a este ejemplo con un \$5/ton CO₂eq., se obtiene las soluciones ilustradas en la Figura 5.5. Como se puede observar, se presentan dos curvas Pareto; una que corresponde a las soluciones óptimas cuando la generación de potencia es igual o menor a 3.2 MW (línea continua), y la línea punteada ilustra las mejores soluciones para cuando la producción de electricidad es estrictamente igual a 3.2 MW (nótese que la curva Pareto discontinua representa un conjunto de soluciones sub-óptimas respecto de la curva Pareto continua). En este contexto, ambas curvas Pareto inician en el peor escenario económico (aunque este punto es la mejor solución ambiental) y terminan con valores positivas para la ganancia. Como se puede observar, cada solución óptima muestra el número de empleos creados por el proyecto y el fluido de trabajo seleccionado para operar el ciclo Rankine orgánico; de esta manera el número 1 representa la selección del fluido R123, el número 2 es el fluido R245fa, el número 3 al isobutano y cuando aparece una N significa que el ciclo Rankine orgánico no existe en la solución óptima. En este sentido, un aspecto relevante en las soluciones encontradas se observa en la selección del fluido de trabajo seleccionado para operar el ciclo Rankine orgánico; la variación del fluido elegido respecto de las soluciones además de que el fluido 1 (R123) no

aparece en las soluciones de la línea continua. Esto se puede explicar de la siguiente forma; para algunos casos resulta más conveniente tener un valor de temperatura a la entrada a la turbina relativamente baja (permitiendo el intercambio de calor entre corrientes calientes y el ciclo Rankine orgánico para reducir el consumo de fuentes de energía externa) que un fluido con una eficiencia más alta. Adicionalmente, para todas las soluciones mostradas en este ejemplo el sistema seleccionado para operar el ciclo de refrigeración es $\text{H}_2\text{O-LiBr}$.

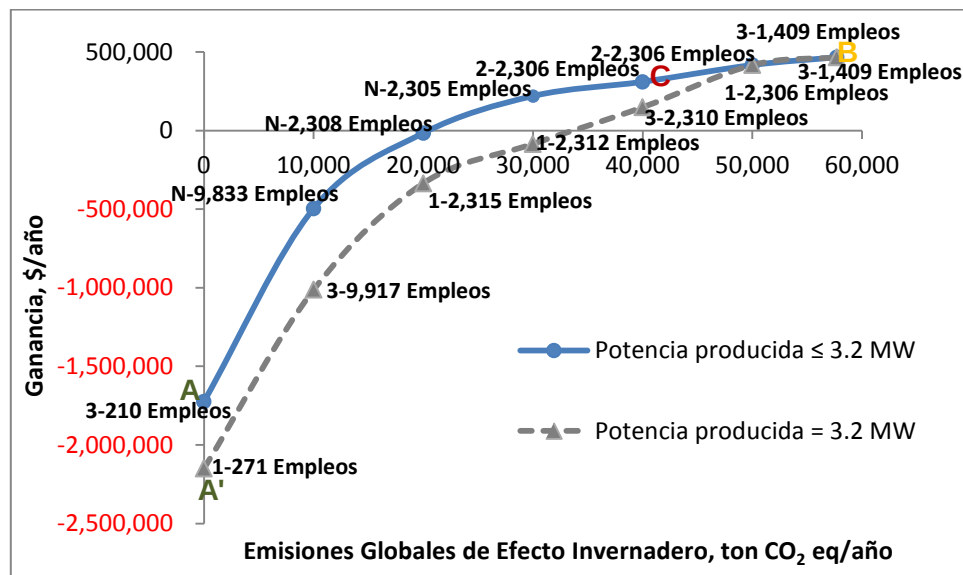


Figura 5.5 Soluciones Pareto para el Ejemplo 1.

Por otro lado, con el propósito de hacer una discusión más amplia de los resultados obtenidos se han resaltado los puntos A, A', B y C identificados en las curvas Pareto (nótese que los puntos A y C corresponden a la línea continua, mientras que el punto A' pertenece a la línea discontinua y finalmente la solución B coincide en ambas líneas). Las diferencias principales entre las soluciones A, B C y A' se presentan en la Tabla 5.6. En este aspecto, los puntos A y A' representan soluciones con cero emisiones (los mejores escenarios ambientales), los cuales se logran debido a que el colector solar suministra los requerimientos energéticos totales; sin embargo, es la forma de mayor costo para obtener energía.

El caso opuesto es representado por la solución B, la cual es la mejor solución económica pero también es la que emite la mayor cantidad de gases de efecto invernadero entre todas las soluciones mostradas (57,710.77 tons CO_2 eq./año). De acuerdo con las soluciones obtenidas, las mejores soluciones sociales se encuentran cuando el valor de las emisiones de gases de efecto invernadero es 10,000 tons CO_2 eq./año en ambas líneas; sin embargo, la ganancia no es

adecuada. Por esta razón, una solución con una mejor ganancia se selecciona (el punto C) para equilibrar los tres objetivos

Tabla 5.6 Detalle de las soluciones identificadas en el Ejemplo 1.

Concepto/Caso	$Power^{Max} \leq 3.2 \text{ MW}$		$Power^{Max} = 3.2 \text{ MW}$	
	Punto A (min <i>Profit</i> , min <i>GHGE</i>)	Punto C (solución seleccionada)	Punto B (max <i>Profit</i> , max <i>GHGE</i>)	Punto A' (min <i>Profit</i> , min <i>GHGE</i>)
Costo de los fósiles, \$/año	0	271,524	402,039	0
Costo de biocombustibles, \$/año	0	112,289	42,621	0
Costo del colector solar, \$/año	2,574,046	0	0	3,318,926
Potencia producida, kW	2,340	2,365	3,200	3,200
Venta de potencia, \$/año	797,559	819,890	1,072,853	1,060,390
Créditos fiscales, \$/año	233,988	44,727	20,669	301,699
Costo de capital, \$/año	124,525	131,676	116,439	121,703
Costo fijo, \$/año	41,860	33,488	33,488	37,674
Costo operacional, \$/año	15,065	5,353	32,596	34,178
Costo de la energía externa, \$/año	2,574,046	383,814	444,660	3,318,926
Ganancia (<i>Profit</i>), \$/año	-1,723,949	310,285	466,338	-2,150,391
Emisiones (<i>GHGE</i>), ton CO ₂ eq/año	0	40,000	57,710	0
Número de empleos (<i>JOBS</i>)	210	2,306	1,409	271
Fluido de trabajo en el ciclo orgánico	Isobuteno	R245fa	Isobuteno	R123

Por otra parte, los diseños óptimos para las soluciones A, B y C se ilustran en las Figuras 5.6, 5.7 y 5.8, respectivamente. En la configuración óptima para la solución A, el ciclo Rankine de vapor produce 2,212.27 kW, mientras que el ciclo Rankine orgánico genera solamente 127.75 kW y se requiere un colector solar con un tamaño de 45,838.25 m² para satisfacer los requerimientos energéticos totales; además nótese que la energía total disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor se usa para el funcionamiento del ciclo de refrigeración por absorción, además de que se emplea como servicio de calentamiento en la red (típicamente esta energía es desperdiciada o no se reutiliza en aplicaciones relevantes como se propone en el presente trabajo). Finalmente, nótese que el ciclo Rankine orgánico funciona solo con el calor suministrado por la corriente caliente H2 (en este caso el fluido seleccionado es isobutano y tiene asociado temperaturas más bajas para su operación que otros fluido más eficiente); de esta manera es evitado el uso de servicios de enfriamiento (generando un costo operacional adicional)

y esta energía es reusada para producir electricidad (obteniendo importantes ingresos por la venta de electricidad).

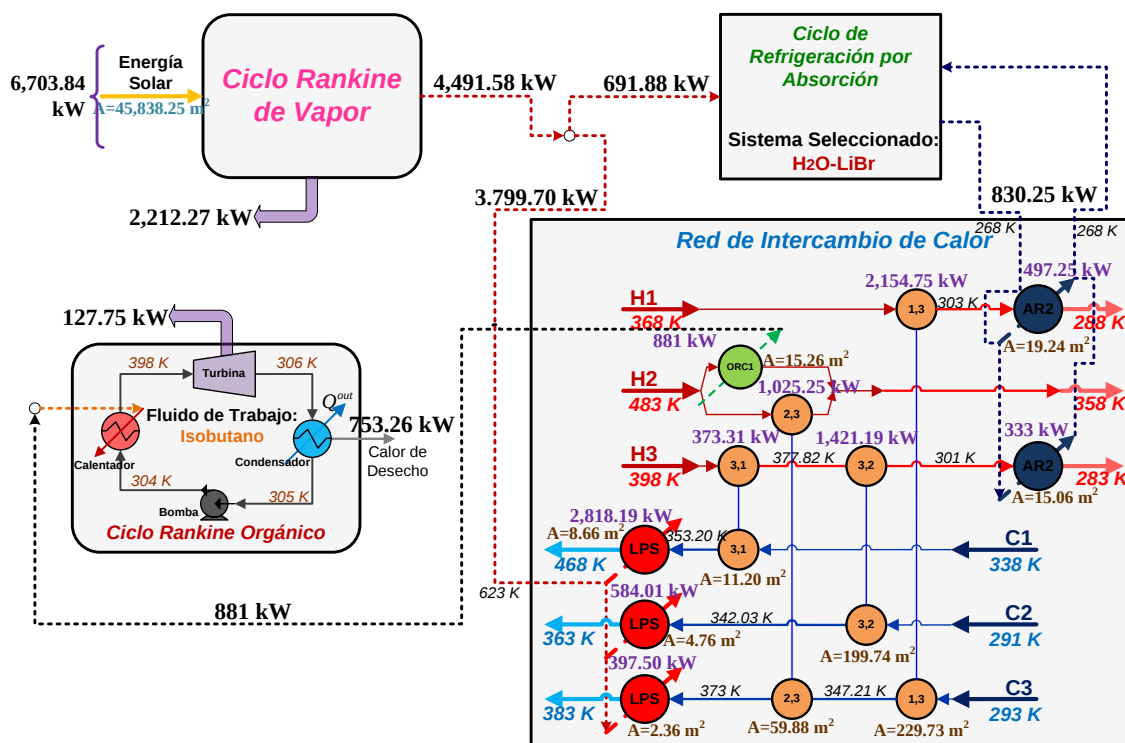


Figura 5.6 Configuración para la solución A del Ejemplo 1.

Además, en el esquema óptimo para el punto B (véase la Figura 5.7) los requerimientos energéticos se satisfacen por una combinación de combustibles fósiles y biocombustibles. Es importante notar que la carga energética total contenida en la corriente caliente H2 se transfiere al ciclo Rankine orgánico, produciendo más potencia que la solución A. La Figura 5.8 ilustra el diseño óptimo para el punto C. en este caso, no existe intercambio de calor entre las corrientes calientes y el ciclo Rankine orgánico; sin embargo ciclo Rankine orgánico opera usando energía residual proveniente del condensador del ciclo Rankine de vapor, el cual está disponible a altas temperaturas. Por esta razón, se selecciona un fluido con una mejor eficiencia (R245fa). La Figura 5.9 muestra la distribución óptima para las fuentes de energía requeridas por mes para la solución C. En este caso, la fuente de energía más importante es el carbón para la solución C, debido a que es la más económica. Finalmente, la Figura 5.10 muestra dos curvas Pareto; la primera con una reducción fiscal de \$20/ton CO₂ eq, así como la misma curva Pareto mostrada en la Figura 5.5, la cual tiene asociada una reducción fiscal de \$5/ton CO₂ eq. Nótese que se genera un desfase positivo cuando los créditos fiscales aumentan; así para la curva con \$20/ton CO₂ eq

las ganancias positivas se pueden alcanzar desde el valor de las emisiones de 10,000 tons CO₂ eq/año, mientras que la otra curva alcanza los valores positivos arriba de 20,000 tons CO₂ eq/año.

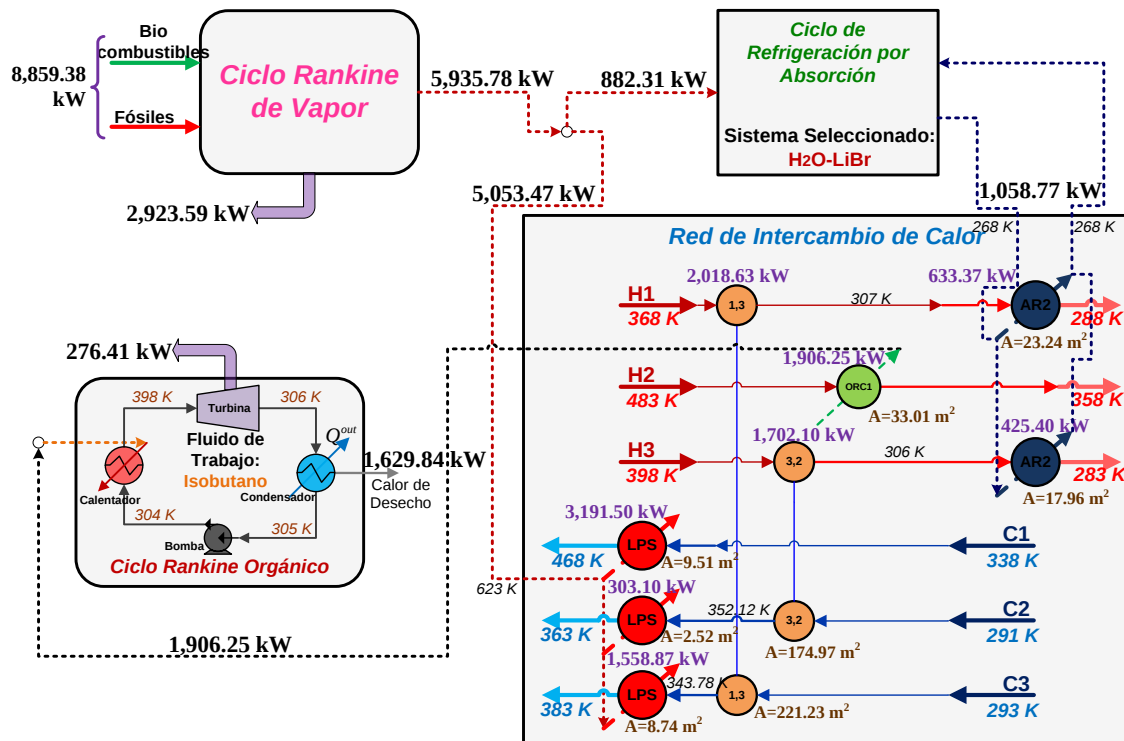


Figura 5.7 Configuración para la solución B del Ejemplo 1.

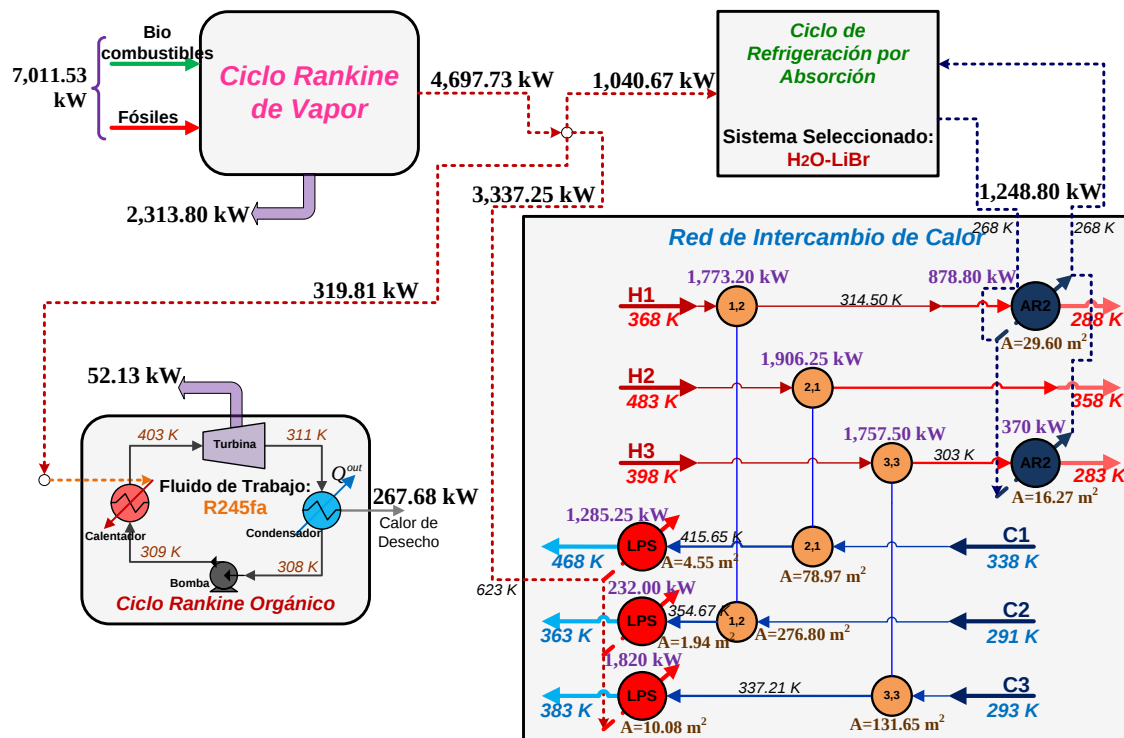


Figura 5.8 Configuración para la solución C del Ejemplo 1.

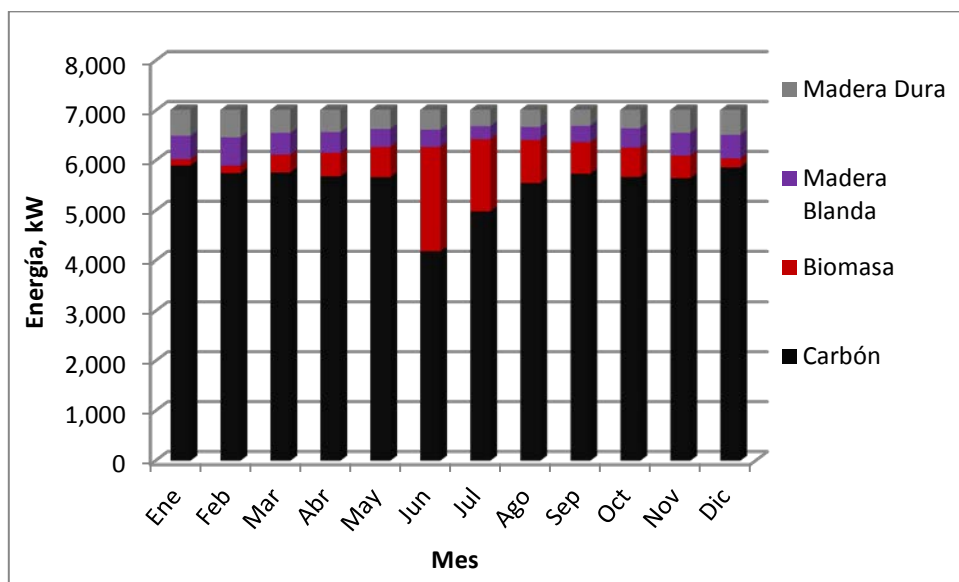


Figura 5.9 Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 1.

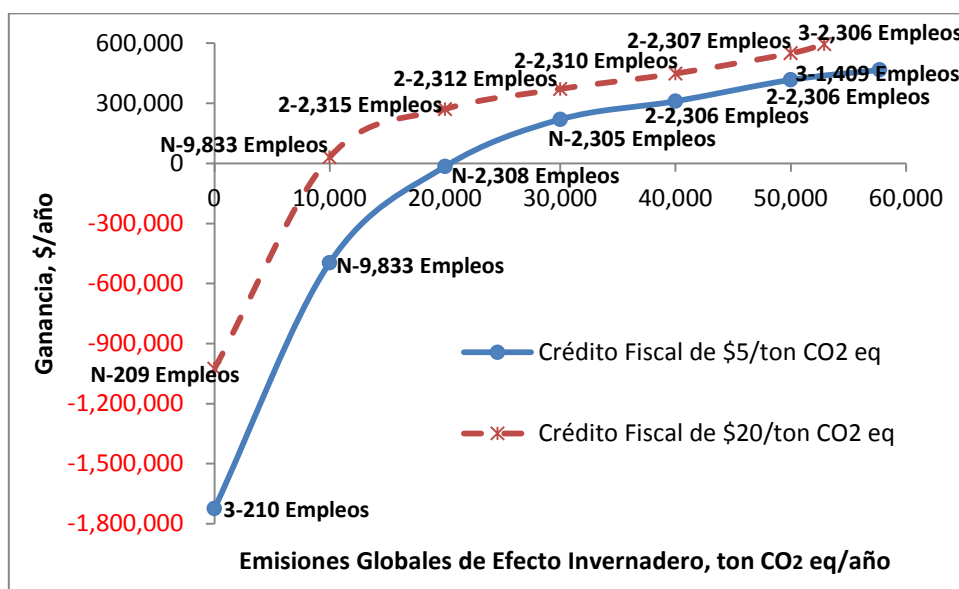


Figura 5.10 Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 1.

5.3.2 Ejemplo 2

Un nuevo proyecto industrial está planeando construir unidades auxiliares para suministrar servicio de calentamiento y enfriamiento, refrigeración y electricidad, entonces el diseño óptimo integrado debe ser determinado. En este contexto, de acuerdo al diagrama de flujo

se cuenta con seis corrientes calientes y cinco corrientes frías de proceso para llevar a cabo la integración energética (de acuerdo a la Tabla 5.7).

Tabla 5.7 Datos de las corrientes para el Ejemplo 2.

Corriente	Temperatura de Entrada [K]	Temperatura de Salida [K]	FCp [kW/K]
H1	345	278	22.40
H2	448	342	25.84
H3	300	273	77.80
H4	288	271	226.50
H5	488	383	27.85
H6	543	395	9.40
C1	358	453	19.50
C2	370	418	55.30
C3	283	315	135.45
C4	278	298	215.65
C5	338	416	62.15

Adicionalmente, la Tabla 5.8 muestra la disponibilidad máxima de biocombustibles que se pueden obtener para la nueva industria como fuentes de energía primaria.

Tabla 5.8 Cantidad mensual disponible de biocombustibles para el Ejemplo 2 [kg/mes].

Combustible/mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
Biomasa	50,000	70,000	180,000	320,000	450,000	600,000	700,000	600,000	500,000	350,000	120,000	60,000
Biogás	25,000	35,000	50,000	42,000	40,000	45,000	45,000	39,000	49,000	58,000	32,000	27,000
Madera Blanda	35,000	40,000	60,000	100,000	130,000	120,000	90,000	85,000	70,000	50,000	38,000	32,000
Madera Dura	33,000	41,000	75,000	90,000	120,000	125,000	100,000	80,000	70,000	45,000	40,000	33,000

También, tres candidatos potenciales de los fluidos orgánicos han sido considerados para el funcionamiento del ciclo Rankine orgánico (sólo si es incluido en la solución óptima) y los dos sistemas más comunes para operar el ciclo de refrigeración por absorción. Esta información se muestra en la Tabla 5.9 (como se puede apreciar, cuando el fluido de trabajo es más eficiente, se requiere una temperatura de entrada a la turbina mayor). Se estima el ciclo Rankine de vapor puede funcionar con una eficiencia de 0.28 y se desea alcanzar una producción de electricidad de 10 MW.

Tabla 5.9 Fluidos de trabajo para el ciclo orgánico y los sistemas del ciclo de refrigeración en el Ejemplo 2 (Wang y col., 2011; Mago y col., 2007; Bao y Zhao, 2013)

Ciclo Rankine Orgánico							Ciclo de Refrigeración por Absorción				
#	Fluido de Trabajo	μ_g^{orc}	$T_{IN,g}^{orc1}$ [K]	$T_{OUT,g}^{orc1}$ [K]	$T_{IN,g}^{orc2}$ [K]	$T_{OUT,g}^{orc2}$ [K]	#	Sistema	COP	$T_{IN,h}^{ar2}$ [K]	$T_{OUT,h}^{ar2}$ [K]
1.	R113	0.19	294	458	298	295	1.	H ₂ O-LiBr	1.2	268	268
2.	R245ca	0.17	305	443	308	306	2.	NH ₄ - H ₂ O	0.7	243	243

3.	Isobutano	0.145	304	398	306	305	---	---	---	---	---
----	-----------	-------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----

Entonces, la metodología propuesta se implementa a este caso considerando \$5/ton CO₂eq. Y los resultados obtenidos se describen detalladamente. Primeramente en la Figura 5.11 la curva Pareto continua ilustra las soluciones óptimas para una producción de potencia igual o menor a 10 MW; mientras que las soluciones sub-óptimas dibujadas a través de la línea punteada representan los mejores escenarios para cuando la producción de potencia se fija en 10 MW. Para ambas curvas Pareto, la zona de operación con pérdidas económicas es mayor que el área con ganancias positivas. También, nótese que en este ejemplo el fluido orgánico R113 (el fluido de trabajo con la más alta eficiencia) no aparece en ninguna de las soluciones óptimas reportadas en la Figura 5.11, consecuentemente es más favorable un fluido que permite el intercambio de calor entre la red de intercambio de calor y el ciclo Rankine orgánico en comparación a un fluido con eficiencias más altas para reducir el consumo de energías externas. Además, para todas las soluciones encontradas en este ejemplo el sistema elegido para operar el ciclo de refrigeración por absorción es NH₄-H₂O. Sin embargo, el modelo puede incluir un conjunto más grande de sistemas para operar el ciclo de refrigeración, y así es posible encontrar una variación interesante para el sistema seleccionado.

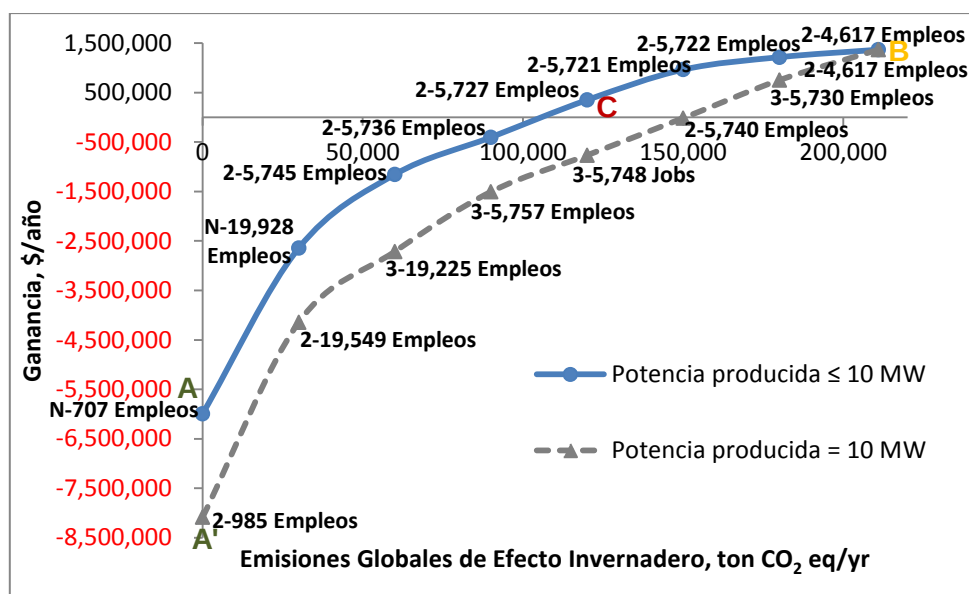


Figura 5.11 Soluciones Pareto para el Ejemplo 2.

En esta figura, las soluciones A, A', B y C pertenecientes a ambas curvas Pareto han sido resaltadas (obsérvese que ambas líneas terminan en el punto B) para discutir las diferencias más

relevantes entre ellas. Los puntos A y A' representan las soluciones óptimas con las menores emisiones de gases de efecto invernadero (cero) y al mismo tiempo las peores soluciones económicas (estas soluciones tienen asociadas un importante número de pérdidas económicas) y el número de empleos que pueden ser creados por el proyecto es el más bajo respecto de todas las soluciones presentadas. Mientras que el punto B representa la mejor solución económica posible, sin embargo también es la peor solución ambiental y el número correspondiente de los empleos generados es relativamente alto pero otras soluciones ofrecen mejores soluciones para la creación de empleos.

Para contrarrestar estos aspectos, se selecciona el punto C. Esta solución opera en valores positivos para la ganancia (\$349,474/año), libera 120,000. tons CO₂eq./año al ambiente (90,889.31 tons CO₂eq./año menos que el punto B) y crea 5,727 empleos (1110 empleos más que el punto B). La Tabla 5.10 contiene la descripción de tallada para estos puntos. Haciendo una comparación entre los puntos A y A', se puede decir que la solución A produce aproximadamente 6.3 MW y el valor de la ganancia es aproximadamente -\$6 millones/año, entonces si la potencia producida es estrictamente igual a 10 MW (solución A') el costo del colector solar aumenta aproximadamente de \$8.65 millones/año a \$12 millones/año (es decir se requiere un colector solar más grande) produciendo un incremento en las pérdidas económicas cercano a los \$2 millones/año.

Tabla 5.10 Detalle de las soluciones identificadas en el Ejemplo 2.

Concepto/Caso	$Power^{Max} \leq 10 \text{ MW}$		$Power^{Max} = 10 \text{ MW}$	
	Punto A (min Profit, min GHGE)	Punto C (solución seleccionada)	Punto B (max Profit, max GHGE)	Punto A' (min Profit, min GHGE)
Costo de los fósiles, \$/año	0	1,630,270	1,470,509	0
Costo de biocombustibles, \$/año	0	229,033	139,684	0
Costo del colector solar, \$/año	8,652,546	0	0	12,049,060
Potencia producida, kW	6,309	6,907	10,000	10,000
Venta de potencia, \$/año	2,210,922	2,345,056	3,329,205	3,291,404
Créditos fiscales, \$/año	786,540	207,417	67,742	1,095,293
Costo de capital, \$/año	284,443	289,276	362,748	315,057
Costo fijo, \$/año	54,418	54,418	46,046	50,232
Costo operacional, \$/año	0	0	11,160	57,765
Costo de la energía externa, \$/año	8,652,546	1,859,304	1,610,193	12,049,060
Ganancia (Profit), \$/año	-5,993,945	349,474	1,366,799	-8,085,417
Emisiones (GHGE), ton CO ₂ eq/año	0	120,000	210,889	0
Número de empleos (JOBS)	707	5,727	4,617	985

Por otro lado, la Figura 5.12 muestra el diseño óptimo para la solución A, donde no se requiere el ciclo Rankine orgánico. El colector solar requerido para suministrar el total de la energía tiene un área de $154,080 \text{ m}^2$, nótese también que el calor total disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor se emplea como servicio externo de calentamiento en la red, además de que una parte se envía al ciclo de refrigeración (típicamente este calor residual no se reusa como se propone en el presente trabajo).

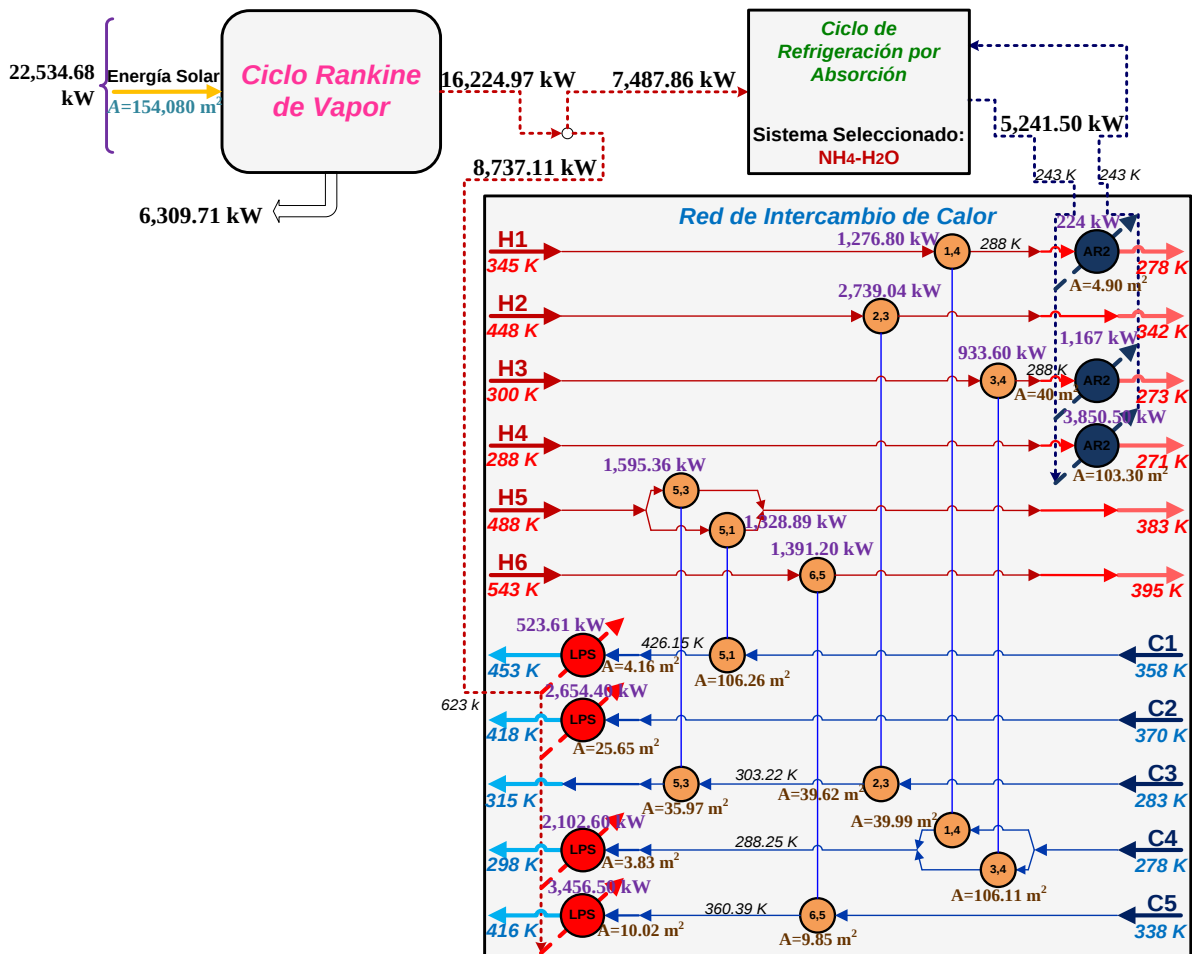


Figura 5.12 Configuración para la solución A del Ejemplo 2.

La configuración óptima para la solución B se ilustra en la Figura 5.13, la cual requiere un ciclo Rankine orgánico que opere con el fluido R245ca. Nótese como las temperaturas operacionales relacionadas a este fluido contribuyen para la transferencia de calor entre el ciclo Rankine orgánico y la red de intercambio de calor, específicamente 1,328 kW son transferidos de la corriente caliente H5 al calentador interno del ciclo Rankine orgánico para producir

electricidad, así como también el condensador que pertenece al ciclo Rankine orgánico envía 4,313 kW para calentar completamente la corriente fría C4 y de esta manera solamente 558.05 kW no se reúsan (transfiriéndose a agua de enfriamiento). Este tipo de configuraciones simultáneamente maximiza el reúso del calor y minimiza los servicios externos, lo cual se traduce en un menor consumo de energías externas; por esta razón puede ser más ventajoso un fluido con valores convenientes de las temperaturas operacionales para el ciclo Rankine orgánico que un fluido más eficiente.

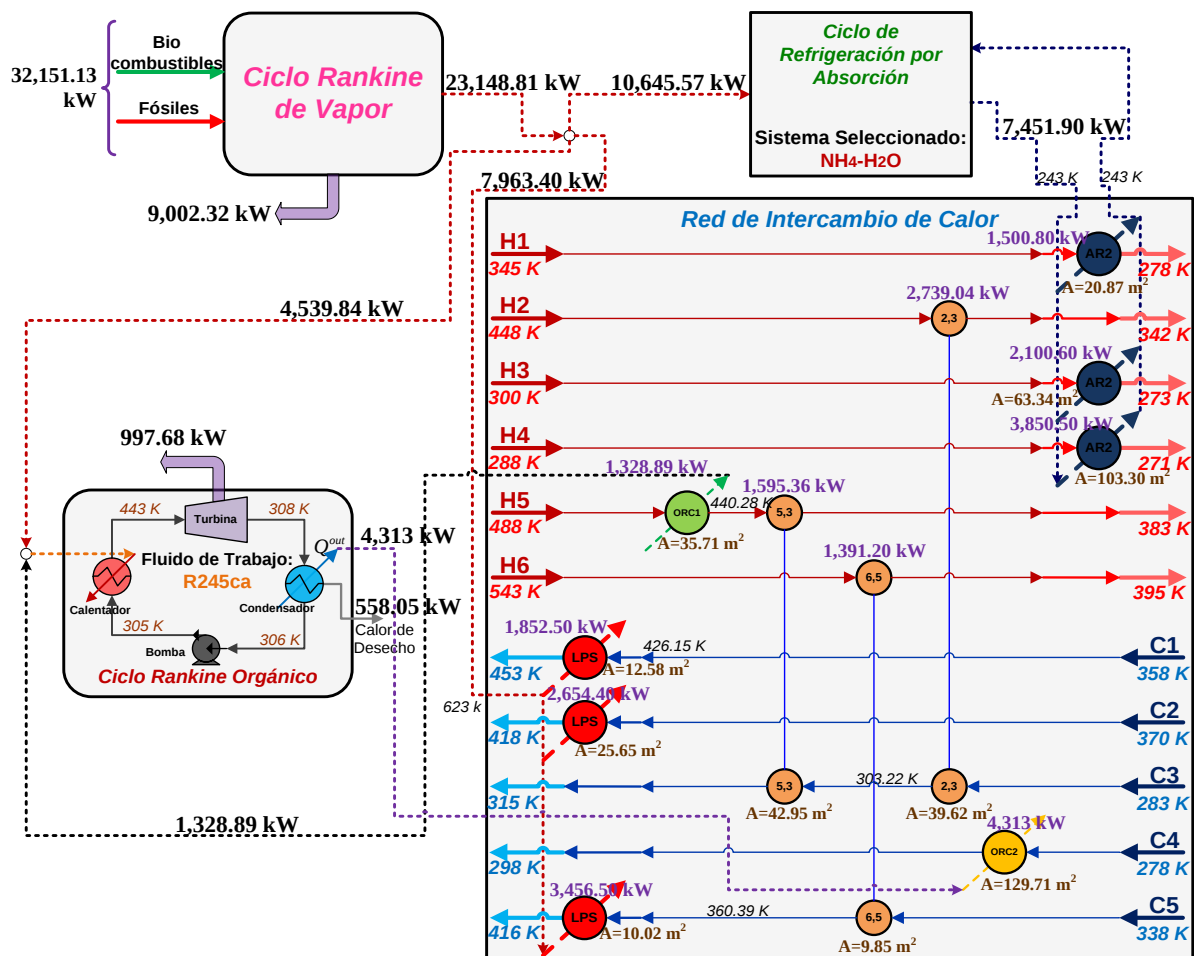


Figura 5.13 Configuración para la solución B del Ejemplo 2.

También la Figura 5.14 (esta figura ilustra la configuración óptima para el punto C) presenta las siguientes ventajas:

- El total de la energía disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor es reusada para la operación del ciclo de refrigeración, para el funcionamiento del ciclo Rankine orgánico, así como también para el calentamiento de las corrientes

frías de proceso en la red de intercambio de calor (recordando que se ha considerado un enfriador que usa agua de enfriamiento, la cual representa un funcionamiento característico de los ciclos Rankine de vapor).

- Para este caso resulta más benéfico considerar los niveles de las temperaturas operacionales para el ciclo Rankine de vapor (como es el caso de las temperaturas involucradas en el fluido R245ca) que un fluido más eficiente (como el fluido R113), a fin de que se permita el intercambio de calor tanto entre la corriente caliente H5 y el calentador del ciclo Rankine orgánico como entre el condensador de este ciclo y la corriente fría C4 (nótese que para este todo el calor disponible en el condensador del ciclo Rankine orgánico es enviado a la corriente C4).
- Finalmente, este tipo de diseños simultáneamente maximiza el reúso del calor y minimiza los requerimientos de servicios externos; esto representa un menor consumo de fuentes de energía primaria.

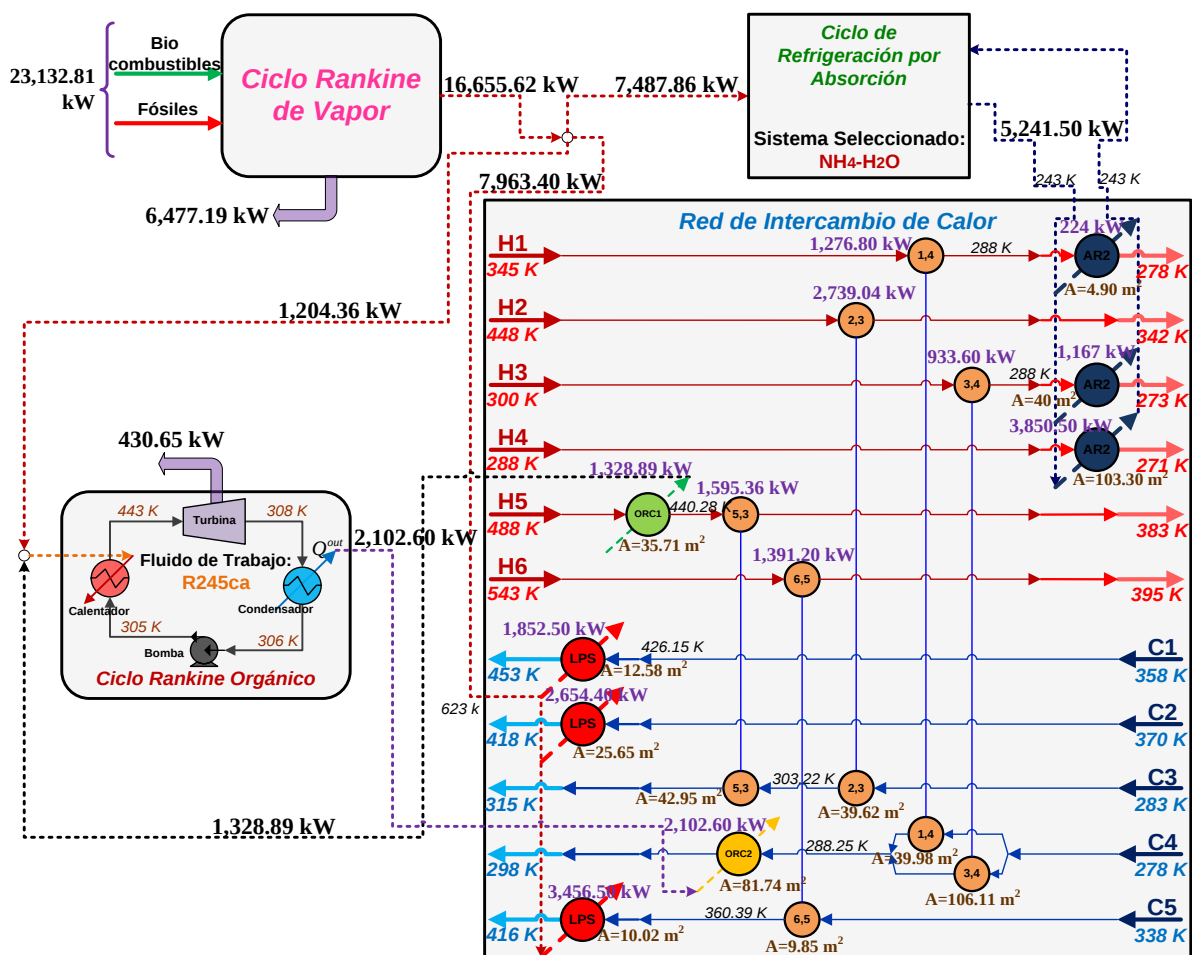


Figura 5.14 Configuración para la solución C del Ejemplo 2.

Por último, la Figura 5.15 muestra la distribución óptima de cada tipo de energía primaria requerida mensualmente para la solución C de este ejemplo y la Figura 5.16 ilustra una comparación en el caso de que el crédito fiscal unitario incremente a \$20/ton CO₂ eq. (lo cual es útil ya que este valor puede tener importantes diferencias entre los gobiernos que otorguen incentivos para este fin) y aquí una vez más se presenta el desfase entre estos dos escenarios.

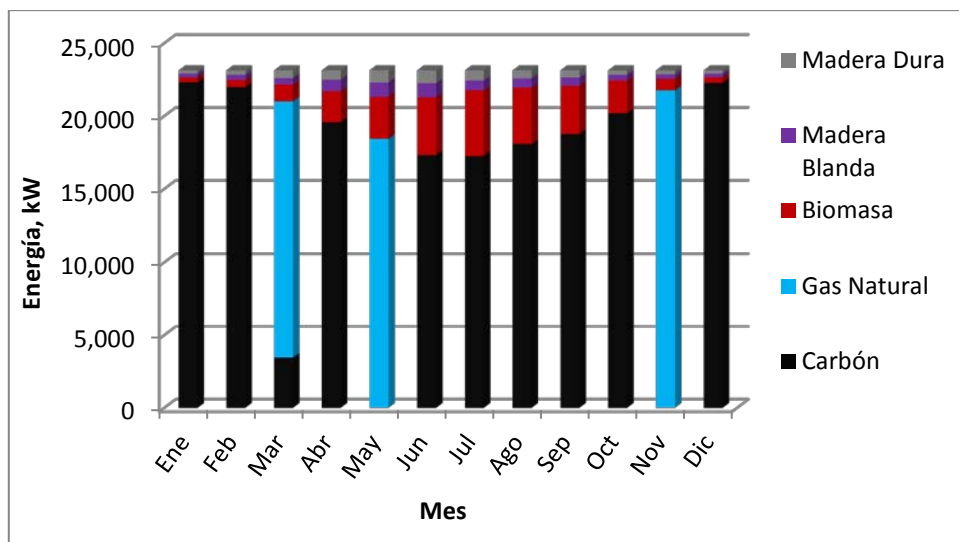


Figura 5.15 Fuentes de energía requeridos por mes en la solución C del Ejemplo 2.

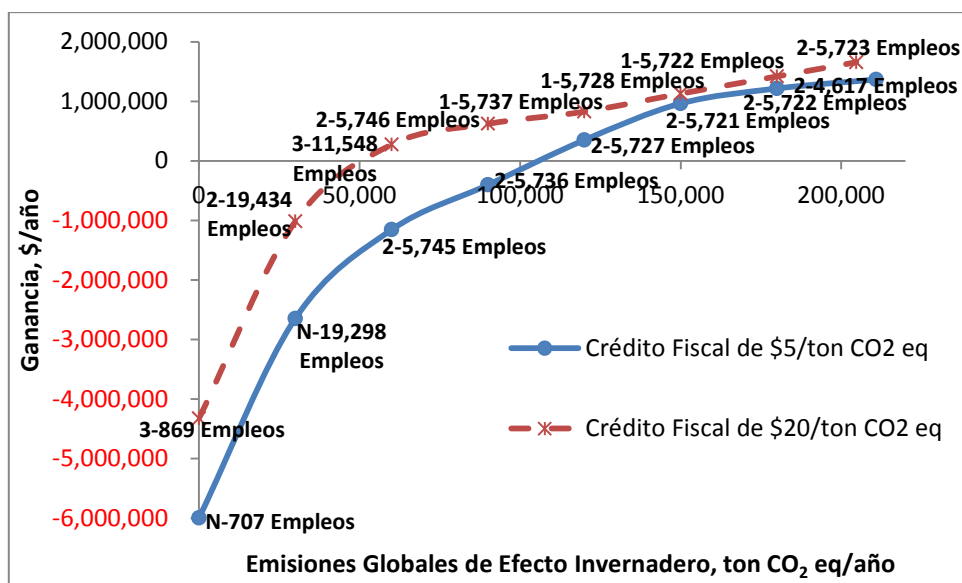


Figura 5.16 Análisis de sensibilidad para diferentes créditos fiscales unitarios del Ejemplo 2.

CONCLUSIONES

Este trabajo ha presentado tres metodologías de programación matemática para el diseño óptimo de sistemas energéticos considerando simultáneamente criterios económicos, ambientales y sociales. La primera consiste en un modelo para la integración energética de redes de intercambio de calor con sistemas de refrigeración por absorción considerando simultáneamente la minimización del costo total anual, la minimización de los gases de efecto invernadero y la cuantificación del número de empleos que se pueden crear por el uso de los diferentes tipos de energía. Esta aproximación determina el uso óptimo y distribución de las fuentes de energía externas (solar, combustibles fósiles y biocombustibles), las soluciones se muestran a través de curvas Pareto con el propósito de visualizar las ventajas y desventajas de cada una de las soluciones respecto de cada uno de los objetivos considerados. Se han resuelto dos casos de estudio que muestran dos escenarios: uno que corresponde a bajas emisiones pero con altos costos con un bajo número de empleos (usando energía solar principalmente) y otro correspondiente a bajos costos pero con altas emisiones y una creación moderada de empleos (usando principalmente combustibles fósiles). También se observó un escenario intermedio donde las soluciones corresponden a un alto número de empleos, mientras las emisiones y costos son bajos (consumiendo principalmente biocombustibles).

Posteriormente, se propone un modelo matemático que corresponde a una extensión de la metodología anterior (el cual usa información de la etapa previa) para la implementación y funcionamiento del colector solar, donde se incluye un sistema multi-tanque de almacenamiento de energía sensible que usa agua líquida como medio de almacenamiento para la conservación óptima de la energía solar, tomando en cuenta una variación horaria de la energía solar y diferentes modos de operación de los tanques. Determinando así el diseño óptimo y operación del sistema de almacenamiento (número de tanques y su tamaño) y su costo total anual. Particularmente los casos de estudio propuestos demuestran que se pueden producir diseños y operaciones calendarizadas que integran las diversas formas de energía.

Por último, se propuso una formulación matemática para el diseño integrado de ciclos de potencia, ciclos de refrigeración por absorción y redes de intercambio de calor, tomando en cuenta aspectos económicos, ambientales y sociales (los cuales corresponden a los criterios más importantes en procesos sustentables). La función objetivo económica consiste en la maximización de la ganancia total anual; la función objetivo social es direccionada para

minimizar las emisiones de gases de efecto invernadero, mientras que el objetivo social maximiza el número de empleos que pueden ser creados por el uso de diferentes tipos de energías. La metodología propuesta permite determinar el uso óptimo y distribución de fuentes de energía sustentables. La aproximación está basada en una nueva superestructura que permite una recuperación eficiente y novedosa de calor, así como la integración entre los subsistemas considerados y la selección óptima tanto del fluido de trabajo para operar el ciclo Rankine orgánico como del sistema para el funcionamiento del ciclo de refrigeración. Los resultados resaltan los beneficios de considerar la integración energética del calor disponible en el condensador del ciclo Rankine de vapor. En este sentido, la energía residual disponible en el ciclo Rankine puede ser reusada para el funcionamiento del ciclo de refrigeración por absorción (satisfaciendo los requerimientos de enfriamiento), además de operar el ciclo Rankine orgánico (generando electricidad) así como también puede ser empleado como servicio de calentamiento en la red de intercambio de calor (reduciendo los servicios externos). Típicamente, este calor se desperdicia sin que se emplee para aplicaciones relevantes como se propone en la presente metodología. Adicionalmente, otro punto fundamental considerado en este trabajo consiste en la selección óptima del fluido para operar el ciclo Rankine orgánico; de hecho, los resultados enfatizan la importancia de incluir la selección óptima del fluido de trabajo en este tipo de metodologías debido a que puede ser más ventajoso tener un conjunto de temperaturas operacionales en el ciclo Rankine orgánico que permitan el intercambio energético entre la red de intercambio de calor y el ciclo Rankine orgánico con el fin de maximizar el reúso del calor y reducir el consumo de fuentes de energía primaria que un fluido más eficiente.

Por otro lado, las curvas Pareto muestran la relación entre las metas económicas y sociales, por lo que la función puede ser un criterio decisivo en la toma de decisiones y determinar la mejor solución factible con el propósito de mejorar las condiciones sociales y económicas de las zonas rurales; aunque la decisión final será tomada por los inversionistas y representantes del gobierno local. Sin embargo la metodología propuesta representa una herramienta invaluable para estas personas al visualizar todos los escenarios posibles.

Finalmente, todos los modelos son mixto enteros no lineales, son generales y por tanto pueden ser aplicados en cualquier sistema de interés además de que se formularon de tal forma que no se generan problemas numéricos durante su solución.

Logros

A continuación se presentan los logros obtenidos durante el periodo en el doctorado.

En este tiempo se realizaron las siguientes estancias de investigación:

- **Estancia de Investigación** (Enero del 2014- Marzo del 2014).
Universidad Rovira I Virgili
Taragona, España
Asesor: Dr. Gonzalo Guillén Gosálbez y Dr. Lauerano Jiménez Esteller
- **Estancia de Investigación** (Agosto del 2013 - Octubre del 2013).
Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa
Ciudad de México
Asesor: Dr. Ricardo Morales Rodríguez
- **Estancia de Investigación** (Agosto del 2013 - Octubre del 2013).
Universidad Iberoamericana
Ciudad de México
Asesor: Dr. Antonio Flores Tlacuahuac
- **Estancia de Investigación** (Agosto del 2011 - Julio del 2012).
Texas A&M University
College Station, TX, USA
Asesor: Prof. Mahmoud El-Halwagi
- **Estancia de Investigación** (Julio del 2011).
Universidad Nacional de Colombia
Manizales, Colombia
Asesor: Dr. Carlos Ariel Cardona Alzate

Además, se publicaron los siguientes artículos científicos en revistas con gran prestigio internacional e indizadas en el *JCR* (las portadas de dichos artículos han sido anexadas en el Apéndice I), así como las siguientes conferencias:

a) Artículos Científicos Publicados en Revistas Indizadas.

1. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2014). Optimal design of process energy systems integrating sustainable considerations. *Energy, Article Accepted*. ISSN: 0360-5442.
2. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2014). Sustainable integration of trigeneration systems with heat exchanger networks. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 53 (7): 2732-2750. ISSN: 0888-5885.
3. López-Villareal F., **Lira-Barragán L.F.**, Rico-Ramírez V., Ponce-Ortega J.M., and El-Halwagi M.M. (2014). An MFA optimization approach for pollution trading considering the

sustainability of the surrounded watersheds. *Computers and Chemical Engineering*, 63: 140-151. ISSN: 0098-1354.

4. Hipólito-Valencia B.J., **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2014). Multiobjective design of interplant trigeneration systems. *AIChE Journal*, 60 (1): 213-236. ISSN: 0001-1541.
5. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2013). Optimum heat storage design for solar-driven absorption refrigerators integrated with heat exchanger networks. *AIChE Journal*, 60 (3): 909-930. ISSN: 0001-1541.
6. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2013). Synthesis of integrated absorption refrigeration systems involving economic and environmental objectives and quantifying social benefits. *Applied Thermal Engineering*, 52 (2): 402-419. ISSN: 1359-4311.
7. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Nápoles-Rivera F., Serna-González M. and El-Halwagi M.M. (2012). Incorporating property-based water networks and surrounding watersheds in site selection of industrial facilities. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52 (1): 91-107. ISSN: 0888-5885.

b) Capítulos de Libro.

1. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M., and El-Halwagi M.M. (2014). Sustainable integration of heat exchanger networks and utility systems. 24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering. Jiří Jaromír Klemeš, Petar Sabev Varbanov and Peng Yen Liew (Editors). pp. 1519-1524. ISBN: 978-0-444-63456-6 (Elsevier B.V.: Great Britain).
2. **Lira-Barragán L.F.**, Ponce-Ortega J.M., Serna-González M., and El-Halwagi M.M. (2012). Synthesis of sustainable property-based water networks. Proceedings of the 11th International Symposium on Process Systems Engineering. I.A. Karimi and R. Srinivasan (Editors). pp. 1422-1426. ISBN: 978-0-444-59506-5 (Elsevier B.V.: Great Britain).

c) Artículos en Proceedings con Arbitraje.

1. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega, Medardo Serna-González, and Mahmoud M. El-Halwagi (2013). Sustainable integration of heat exchanger networks and utility systems. Paper No. 203i. *AIChE Annual Meeting 2013*. 3-8 Noviembre, 2013. San Francisco, CA, USA.
2. Vicente Rico-Ramírez, Francisco López-Villareal, José María Ponce-Ortega, Mahmoud M. El-Halwagi and **Luis Fernando Lira-Barragán** (2013). An MILP model for watershed pollution trading which incorporates material flow analysis. Paper No. 200k. *AIChE Annual Meeting 2013*. 3-8 Noviembre, 2013. San Francisco, CA, USA. .
3. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega, Medardo Serna-González, and Mahmoud M. El-Halwagi (2013). Optimal design of process energy systems integrating sustainability considerations. Paper No. SDEWES2013-0077. *8th Conference on Sustainable*

Development of Energy, Water and Environment Systems (SDEWES). 22-27 Septiembre, 2013. Dubrovnik, Croatia.

4. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega, Medardo Serna-González and Mahmoud M. El-Halwagi (2012). Sustainable design of integrated absorption refrigeration systems. Paper No. 271f *AIChE Annual Meeting 2012*. October 28 – Noviembre 2, 2012. Pittsburgh, PA, USA. ISBN: 978-0-8169-1073-1.

d) Memorias de Congresos en Extenso.

1. **Luis Fernando Lira-Barragán**, Antonio Flores Tlacuahuac, Martín Rivera Toledo y José María Ponce-Ortega (2014). Un modelo dinámico para la localización de plantas industriales considerando la sustentabilidad de las cuencas. *XXXV Encuentro Nacional de la AMIDIQ*, Puerto de Vallarta, Jalisco, México, 6-9 de Mayo de 2014.
2. Brígido Jesús Hipólito Valencia y **Luis Fernando Lira-Barragán** (2014). Diseño multi-objetivo para sistemas de trigeneración entre plantas. *XXXV Encuentro Nacional de la AMIDIQ*, Puerto de Vallarta, Jalisco, México, 6-9 de Mayo de 2014.
3. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega y Medardo Serna-González (2013). Diseño óptimo integral de sistemas de refrigeración a través de fuentes sustentables de energía. *XXXIV Encuentro Nacional y II Congreso Internacional de la AMIDIQ*, Puerto de Mazatlán, Sinaloa, México, 7-10 de Mayo de 2013.
4. Francisco López-Villareal, **Luis Fernando Lira-Barragán**, Vicente Rico-Ramírez y Mahmoud M. El-Halwagi (2013). Modelo de optimización para intercambio de créditos contaminantes en cuencas hidrológicas que incorpora el análisis de flujo de materia. *XXXIV Encuentro Nacional y II Congreso Internacional de la AMIDIQ*, Puerto de Mazatlán, Sinaloa, México, 7-10 de Mayo de 2013.
5. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega y Medardo Serna-González (2013). Integración sustentable de redes de intercambio de calor y servicios externos. *8to Congreso Estatal de Ciencia y Tecnología e Innovación y 2do Encuentro de Jóvenes Investigadores del Estado de Michoacán*, Morelia, Mich., México, 7-8 de Noviembre de 2013.
6. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega y Medardo Serna-González (2012). Simultaneous synthesis of HEN and refrigeration systems involving economical, environmental and social objectives. *XXXIII Encuentro Nacional y II Congreso Internacional de la AMIDIQ*, San José del Cabo, BCS, México, 1-4 de Mayo de 2012.
7. **Luis Fernando Lira-Barragán**, José María Ponce-Ortega y Medardo Serna-González (2011). Synthesis of property based water networks considering the sustainability of system. *XXXII Encuentro Nacional y 1er. Congreso Internacional de la AMIDIQ*, Riviera Maya, Qro., 3-6 de Mayo de 2011.

Y se obtuvo la siguiente distinción en un congreso internacional de gran nivel:

- Premio al mejor trabajo “**best paper**” en el *8th Conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems*. Dubrovnik, Croacia, 27 de Septiembre de 2013.

BIBLIOGRAFÍA

1. **Allen, B., Sarvard-Goguen, M., y Gosselin, L., 2009.** “Optimization of heat exchanger networks with genetic algorithms for designing each heat exchanger including condensers”. *Applied Thermal Engineering*, 29-16, 3437-3444.
2. **Assilzadeh, F., Kalogirou, S.A., Ali, Y., y Sopian, K., 2005.** “Simulation and optimization of a LiBr solar absorption cooling system with evacuated tube collectors”. *Renewable Energy*, 30-8, 1143-1159.
3. **Bamufleh, H.S., Ponce-Ortega, J.M., y El-Halwagi, M.M., 2013.** “Multi-objective optimization of process cogeneration systems with economic, environmental, and social tradeoffs”. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 15-1, 185-197.
4. **Bao, J., y Zhao, L., 2013.** “A review of working fluid and expander selections for organic Rankine cycle”. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 24, 325-342.
5. **Barbosa-Povoa, A., 2007.** “A critical review on the design and retrofit of batch plants”. *Computers and Chemical Engineering*, 31-7, 833-855.
6. **Barbosa-Povoa, A., y Macchietto, S., 1994** “Detailed design of multipurpose batch plants”. *Computers and Chemical Engineering*, 18-(11-12), 1013-1042.
7. **Brooke, A., Kendrick, D., y Meeruas, A., Raman, R., 2014** “GAMS-Language Guide”. Washington, D.C.: GAMS Development Corporation.
8. **Buchholz, T., Luzadis, V.A., y Volk, T.A., 2009** “Sustainability criteria for bioenergy systems: results from an expert survey”. *Journal of Cleaner Production*, 17-1, S86-S98.
9. **Burnham, A., Wang, M., y Wu Yi. 2014.** “Development and application of GREET 2.7 – the transportation cycle model”. ANL/ESD/06-5 and GREET 2.7. http://www.transportation.anl.gov/modeling_simulation/GREET/index.htm.
10. **Castro, P., Barbosa-Povoa, A., y Novais, A., 2005** “Simultaneous design and scheduling of multipurpose plants using resource task network based continuous-time formulations”. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 44-2, 343-357.
11. **Chavéz-Islas, L.M., Heard, C.L., y Grossmann, I.E., 2009** “Synthesis and optimizatón of an ammonia-water absorption refrigeration cycle considering different types of heat exchangers by application of mixed-integer nonlinear programming”. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48-6, 2972-2990.

12. **Chen, J.J.J., 1987** “Letter to the editor: Comments on improvement on a replacement for the logarithmic mean”. *Chemical Engineering Science*, 42-10 2488-2489.
13. **Chouinard-Dussault, P., Bradt, L., Ponce-Ortega, J.M., y El-Halwagi, M.M., 2011** “Incorporation of process integration into life cycle analysis for the production of biofuels”. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 13-5, 673-685
14. **Colmenares, T.R., y Seider, W.D., 1987** “Heat and power integration of chemical processes”. *AIChE Journal*, 33-6, 898-915.
15. **Cortinovis, G.F., Ribeiro, M.T., Paiva, J.L., Song, T.W., y Pinto, J.M., 2009** “Integrated analysis of cooling water systems: modeling and experimental validation”. *Applied Thermal Engineering*, 29-(14-15), 3124-3131.
16. **Coskun, C., Oktay, Z., y Dincer, I., 2011** “Estimation of monthly solar radiation distribution for solar energy system analysis”. *Energy*, 36-2, 1319–1323.
17. **Çetinkaya, E., Rosen, M.A., y Dinçer, I., 2012** “Life cycle assessment of a fluidized bed system for steam production”. *Energy Conversion and Management*, 63, 225–232.
18. **Diaz-Chavez, R.A., 2011** “Assessing biofuels: aiming for sustainable development or complying with the market”. *Energy Policy*, 39-10, 5763-5769.
19. **Dongxiang, W., Ling, X., Peng, H., Liu, L., y Tao, L., 2013** “Efficiency and optimal performance evaluation of organic Rankine cycle for low grade waste heat power generation”. *Energy*, 50, 343-52.
20. **Desai, N.B., y Bandyopadhyay, S., 2009** “Process integration of organic Rankine cycle”. *Energy*, 34-10, 1674-1686.
21. **Diwekar, U.M., 2003** “Introduction to applied optimization and modeling”. Kluwer Academic Publishers: Dordrecht, The Netherlands.
22. **El-Halwagi, M.M., 2011** “Sustainable design through process integration”. Butterworth-Heinemann.
23. **El-Halwagi, M.M., 1996** “Pollution prevention through process integration: Systematic design tools”. Academic Press: San Diego, CA.
24. **Erdirik-Dogan, M., y Grossmann, I.E., 2008** “Simultaneous planning and scheduling of single-stage multiproduct continuous plants with parallel lines”. *Computers and Chemical Engineering*, 32-11, 2664–2683.

-
25. **Fathi, R., Guemimi, C., y Ouaskit, S., 2004** “An irreversible thermodynamic model for solar absorption refrigerator”. *Renewable Energy*, 29-8, 1349-1365.
 26. **Fernández-García, A., Zarza, E., Valenzuela, L., y Pérez, M., 2010** “Parabolic-trough solar collectors and their applications”. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14-7, 1695–1721.
 27. **Florides, G.A., Kalogirou, S.A., Tassou, S.A., y Wrobel, L.C., 2002** “Modelling, simulation and warming impact assessment of a domestic-size absorption solar cooling system”. *Applied Thermal Engineering*, 22-12, 1313-1325.
 28. **Floudas, C.A., y Lin, X., 2004** “Continuous-Time Versus Discrete-Time Approaches for Scheduling of Chemical Processes: A Review”. *Computers and Chemical Engineering*, 28-11, 2109-2129.
 29. **Furman, K.C., y Sahinidis, N.V., 2002** “A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th century”. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 41-10, 2335–2370.
 30. **GREET Version 2.7, 2007** Copyright _ 2007 UChicago Argonne, LLC.
 31. **Goldberg, M., Sinclair, K., y Milligan, M., 2004** “Job and economic development impact (JEDI) model: a user-friendly tool to calculate economic impacts from wind projects”. 2004 Global Windpower Conference, NREL/CP-500-35953.
 32. **Gundersen, T., y Naess, L., 1988** “The synthesis of cost optimal heat exchanger network-an industrial review of the state-of-the art”. *Computers and Chemical Engineering*, 12-6, 503–530.
 33. **Gutiérrez-Limón, M.A., Flores-Tlacuahuac, A., y Grossmann, I.E., 2012** “A multiobjective optimization approach for simultaneous single line scheduling and control of CSTRs”. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 51-17, 5881-5890.
 34. **Hamed, M., Fella, A., y Brahim, A.B., 2012** “Optimization of a solar driven absorption refrigerator”. *Applied Energy*, 92-6, 714-724.
 35. **Herold, K., Radermacher, R., y Kleint, S.A., 1996** “Absorption chillers and heat pumps”. CRC Press, Boca Raton, Florida.
 36. **Holiastos, K., y Manousiouthakis, V., 2002** “Minimum hot/cold/electric utility cost for heat exchange networks”. *Computers and Chemical Engineering*, 26-1, 3-16.
 37. <http://eosweb.larc.nasa.gov/sse/RETScreen/>

-
38. **Jezowski, J., 1994** “Heat exchanger network grassroot and retrofit design- The review of the state-of the-Art. 1. Heat-exchanger network targeting and insight based methods of synthesis”. *Hung. J. Ind. Chem.*, 22-4, 279–294.
 39. **Kallrath, J., 2002** “Planning and Scheduling in the Process Industry”. *OR Spectrum*. 24-3, 219-250.
 40. Kim, J.K., Smith, R., 2010 “Cooling water system design”. *Chemical Engineering Science*. 56-12, 3641-3658.
 41. **Lai, N.A., Wendland, M., y Fischer, J., 2011** “Working fluids for high-temperature organic Rankine cycles”. *Energy*, 36,199-211.
 42. **Lecuona, A., Ventas, R., Venegas, M., Zacarías, A., y Salgado, R., 2009** “Optimum hot water temperature for absorption solar cooling”. *Solar Energy*, 83-10, 1806-1814.
 43. **Lehtonen, M., 2011** “Social sustainability of the Brazilian bioethanol: power relations in a centre-periphery perspective”. *Biomass and Bioenergy*, 35-6, 2425-2434.
 44. **Linnhoff, B., y Hindmarsh, E., 1983** “The pinch design method for heat exchanger networks”. *Chemical Engineering Science*, 38-5, 745-763.
 45. **Lewin, D.R., 1998** “A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization-II The synthesis of cost-optimal networks”. *Computers and Chemical Engineering*, 22-10, 1387-1405.
 46. **Lin, X., y Floudas, C., 2001** “Design, Synthesis and Scheduling of Multipurpose Batch Plants via an Effective Continuous-Time Formulation”. *Computers and Chemical Engineering*, 25-(4-6), 665-674.
 47. **Lira-Barragán, L.F., Ponce-Ortega, J.M., Serna-Gonzalez, M., y El-Halwagi, M.M., 2013** “Synthesis of integrated absorption refrigeration systems involving economic and environmental objectives and quantifying social benefits”. *Applied Thermal Engineering*, 52-2, 402-419.
 48. **Lopez-Maldonado, L.A., Ponce-Ortega, J.M., y Segovia-Hernandez, J.G., 2011** “Multiobjective synthesis of heat exchanger networks minimizing the total annual cost and the environmental impact”. *Applied Thermal Engineering*, 31-(6-7), 1099–1113.
 49. **Mago, P.J., Chamra, L.M., y Somayaji, C., 2007** “Performance analysis of different working fluids for use in organic Rankine cycles”. *Journal of Power and energy*, 221-3, 255-263.

-
50. **Maréchal, F., y Kalitventzeff, B., 1997** “Identification of the optimal pressure levels in steam networks using integrated combined heat and power method”. *Chemical Engineering Science*, 52-17, 2977-2989,
 51. **Mendez, C.A., Cerda, J., Grossmann, I.E., Harjunkoski, I., y Fahl, M., 2006** “State-of-the-Art Review of Optimization Methods for Short-Term Scheduling of Batch Processes”. *Computers and Chemical Engineering*, 30-(6–7), 913-946.
 52. **Miller, R.E., y Blair, P.D., 2009** “Input-Output Analysis: Foundations and Extensions”. Cambridge University Press: Cambridge.
 53. **Minnesota IMPLAN Group.** Available at <http://www.implan.com/>.
 54. **Morar, M., y Agachi, P.S., 2010** “Review: Important contributions in development and improvement of the heat integration techniques”. *Computers and Chemical Engineering*, 34-8, 1171-1179.
 55. **Mouret, S., Grossmann, I.E., y Pestiaux, P., 2011** “A new lagrangian decomposition approach applied to the integration of refinery planning and crude-oil scheduling”. *Computers and Chemical Engineering*, 35-12, 2750-2766.
 56. **Mouret, S., Grossmann, I.E., y Pestiaux, P., 2009** “A Novel Priority-Slot Based Continuous-Time Formulation for Crude-Oil Scheduling Problems”. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48-18, 8515-8528.
 57. **Pan, L., Wang, H., y Shi, W., 2012** “Performance analysis in near-critical conditions of organic Rankine cycle”. *Energy*, 37, 281-286.
 58. **Papoulias, S.A., y Grossmann, I.E., 1983** “A structural optimization approach in process synthesis utility systems – III. Total processing systems”. *Computers and Chemical Engineering*, 7-6, 723-734.
 59. **Phalan, B., 2009** “The social and environmental impacts of biofuels in Asia: an overview”. *Applied Energy*, 86-1, S21-S29.
 60. **Picón-Núñez, M., Polley, G.T., Canizalez-Dávalos, L., y Medina-Flores, J.M., 2011** “Short cut performance method for the design of flexible cooling systems”. *Energy*, 36-8, 4646-4653.
 61. **Ponce-Ortega, J.M., Tora, E.A., González-Campos, J.B., y El-Halwagi, M.M., 2011** “Integration of renewable energy with industrial absorption refrigeration systems:

- systematic design and operation with technical, economic and environmental objectives”. Industrial and Engineering Chemistry Research, 50-16, 9667-9684.
62. **Ponce-Ortega, J.M., Serna-Gonzalez, M., y Jimenez-Gutierrez, A. 2010** “Synthesis of heat exchanger networks with optimal placement of multiple utilities”. Industrial Engineering Chemistry Research, 49-6, 2849–2856.
63. **Ponce-Ortega, J.M., Serna-Gonzalez, M., y Jimenez-Gutierrez, A., 2009** “A disjunctive programming model for simultaneous synthesis and detailed design of cooling networks”. Industrial and Engineering Chemistry Research, 48-6, 2991-3003.
64. **Ponce-Ortega, J.M., Serna-Gonzalez, M., y Jimenez-Gutierrez, A., 2008** “Synthesis of multipass heat exchanger networks using genetic algorithms”. Computers and Chemical Engineering, 32-10, 2320-2332.
65. **Ponce-Ortega, J.M., Serna-Gonzalez, M., y Jimenez-Gutierrez, A., 2007** “MINLP synthesis of optimal cooling networks”. Chemical Engineering Science”. 62-21, 5728-5735.
66. **Raman, R., y Grossmann, I.E., 1994** “Modeling and computational techniques for logic based integer programming”. Computers and Chemical Engineering, 18-7, 563-578.
67. **Ravagnani, M.A.S.S., Silva, A.P., Arroyo, P.A., y Constantino, A.A. 2005** “Heat exchanger network synthesis and optimization using genetic algorithm”. Applied Thermal Engineering, 25-7, 1003-1017.
68. **Rubio-Castro, E., Serna-González, M., Ponce-Ortega, J.M., y El-Halwagi, M.M., 2013** “Synthesis of cooling water systems with multiple cooling towers”. Applied Thermal Engineering, 50-1, 957–974.
69. **Rubio-Castro, E., Serna-González, M., Ponce-Ortega, J.M., y El-Halwagi, M.M., 2010** “Optimal design of effluent-cooling systems using a mathematical programming model”. Applied Thermal Engineering, 30-(14-15), 2116-2126.
70. **Schuster, A., Karellas, S., y Aumann, R., 2010** “Efficiency optimization potential in supercritical Organic Rankine Cycles”. Energy, 35, 1033-1039.
71. **Sharda, B., y Vazquez, A., 2009** “Evaluating capacity and expansion opportunities at tank farm: A decision support system using discrete event simulation”. Proceedings of the 2009 Winter Simulation Conference; Institute of Electrical and Electronic Engineers: New York, 2218–2224.

-
72. **Shenoy, U.V., 1995** “Heat Exchanger Network Synthesis: Process Optimization by Energy and Resource Analysis”, Gulf Publishing Company, Houston, TX.
 73. **Smith, R., 2005** “Chemical Process Design and Integration”. John Wiley & Sons Ltd.
 74. **Solanki, C.S., y Sangani, C.S., 2008** “Estimation of monthly averaged direct normal solar radiation using elevation angle for any location”. Solar Energy Materials and Solar Cells, 92-1, 38–44.
 75. **Srivastava, S.K., Singh, O.P., y Pandey, G.N., 1995** “Correlations for the estimation of hourly global solar radiation”. Applied Energy, 52-1, 55-64.
 76. **Swaney, R.E., 1989** “Thermal integration of processes with heat engines and heat pumps”. AIChE Journal, 35-6, 1003-1016.
 77. **Terrazas-Moreno, S., Grossmann, I.E., y Wassick, J.M., 2012** “A mixed-integer linear programming model for optimization the scheduling and assignment of tank farm operation”. Industrial and Engineering Chemistry Research, 51-18, 6441-6454.
 78. **Tora, E.A., y El-Halwagi, M.M., 2010** “Integration of solar energy into absorption refrigerators and industrial process”. Chemical Engineering Technologies, 33-9 1495-1505.
 79. **Townsend, D.W., y Linnhoff, B., 1983** “Heat and power networks in process design. Part 1: Criteria for placement of heat engines and heat pumps in process networks”. AIChE Journal 29-5, 742-748.
 80. **Tveit, T.M., Savola, T., Gebremedhin, A., y Fogelholm, C.J., 2009** “Multi-period MINLP model for optimzing operation and structural changes to CHP plants in district heating networks with long-term thermal storage”. Energy Conversion and Management, 50-3, 639-647.
 81. **Vélez, F., Segovia, J.J., Martín, M.C., Antolín, G., Chejne, F., Quijano, A., 2012** “A technical, economical and market review of organic Rankine cycles for the conversion of low-grade heat for power generation”. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 16-6, 4175-4189.
 82. **Wang, E.H., Zhang, H.G., Fan, B.Y., Ouyang, M.G., Zhao, Y., y Mu, Q.H., 2011** “Study of working fluid selection of organic Rankine cycle for engine waste heat recovery”. Energy, 36, 3406-3418.

83. **Yee, T.F., y Grossmann, I.E. 1990** “Simultaneous optimization models for heat integration-II. Heat exchanger network synthesis”. *Computers and Chemical Engineering*, 14-10, 1165-1184.
84. **You, F., Tao, L., Graziano, D.j., y Snyder, S.W., 2012** “Optimal design of sustainable cellulosic biofuels supply chains: multiobjective optimization coupled with life cycle assessment and input-output analysis”. *AIChE Journal*, 58-4, 1157–1180.
85. **Yu, H., Fang, H., Yao, P., y Yi, Y., 2000** “A combined genetic algorithm/simulated annealing algorithm for large scale system energy integration”. *Computers and Chemical Engineering*, 24-8, 2023-2035.
86. **Ziegler, F., y Riesch, P., 1993** “Absorption cycles, a review with regard to energetic efficiency”. *Heat Recovery Systems and CHP*, 13-2, 147-159.

APÉNDICES

A.I Portada de los Artículos Publicados Durante el Doctorado



Article

pubs.acs.org/IECR

Incorporating Property-Based Water Networks and Surrounding Watersheds in Site Selection of Industrial Facilities

Luis Fernando Lira-Barragán,[†] José María Ponce-Ortega,[†] Fabricio Nápoles-Rivera,[†] Medardo Serna-González,[‡] and Mahmoud M. El-Halwagi^{*,‡,§}

[†]Chemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Michoacán, 58060, México

[‡]Chemical Engineering Department, Texas A&M University, College Station, Texas 77843, United States

[§]Adjunct Faculty at the Chemical and Materials Engineering Department, King Abdulaziz University, Jeddah, Saudi Arabia

ABSTRACT: This paper presents a new mathematical programming approach for including water usage and discharge in the selection of installation sites for industrial facilities. Water integration within the industrial facility as well as interaction of the discharged wastewater with the environment and the surrounding watershed are considered simultaneously through a material flow analysis model. The model tracks the properties that affect the process sinks and the environment (e.g., pH, toxicity, density, color, chemical oxygen demand, etc.) as well as compositions of targeted components. The model considers all the inlets and outlets that affect the watershed as well as the interactions between the pollutants and the environment. The objective function is aimed at minimizing the total annualized cost, which includes the installation cost of the new facility, the transportation of raw materials, products, and utilities, the land cost, the wastewater treatment costs (including the piping cost), and the fresh sources cost. The proposed methodology is applied to two case studies in Egypt and Mexico.

1. INTRODUCTION

The chemical and process industries are among the largest consumers of water resources and dischargers of wastewater. Recently, several techniques have been proposed to economically reduce the clean water consumption in the process industry considering the possibility to recycle, reuse, and regenerate the wastewater produced in the industrial facilities (see Figure 1). These approaches are based on different objectives (e.g., minimizing the fresh water consumption, minimizing the wastewater discharge, minimizing the regeneration costs, etc.) and using diverse techniques (e.g., graphical, algorithmic, and mathematical programming-based approaches). The heuristic approaches allow the identification of targets ahead of the design (see for example Wang and Smith,¹ Dhole et al.,² El-Halwagi and Spriggs,³ Polley and Polley,⁴ Hallale,⁵ Manan et al.,⁶ El-Halwagi et al.,⁷ Feng et al.,⁸ Foo⁹) or to solve this problem algebraically (Sorin and Bedard,¹⁰ Gomes et al.,¹¹ Foo et al.¹²). Additionally, different mass integration techniques based on mathematical programming models have been proposed to obtain the optimal solution for the water integration problem inside industrial facilities (see, for example, Takama et al.,¹³ El-Halwagi et al.,¹⁴ Savelski and Bagajewicz,^{15–17} Alva-Arguez et al.,^{18,19} Benko et al.,²⁰ Teles et al.,²¹ Gabriel and El-Halwagi,²² Kuo and Smith,²³ Doyle and Smith,²⁴ Galan and Grossmann,²⁵ Hernandez-Suarez et al.,²⁶ Gunatanman et al.,²⁷ Karupiah and Grossmann,²⁸ Putra and Aminudin,²⁹ Ponce-Ortega et al.,³⁰ Nápoles-Rivera et al.,³¹ and Faria and Bagajewicz^{32–40}). More recently, for addressing problems with several pollutants that are based on stream properties other than contaminant concentration, Ng et al.,⁴¹ Ponce-Ortega et al.,^{42–44} Nápoles-Rivera et al.,⁴⁵ Khireddine et al.,⁴⁶ and Deng and Feng⁴⁷ have developed techniques for water integration inside the industrial facilities

using the framework of property integration proposed by El-Halwagi and co-workers.^{48,49}

It is worth noting that the aforementioned approaches have only considered the process activities taking place inside the industrial facilities, without taking into account the activities occurring outside the plant for the wastewater streams discharged to the environment. On the other hand, despite the increasing number of works that consider environmental aspects in the synthesis of mass exchange networks (see for example Ku-Pineda and Tan,⁵⁰ Tan et al.,⁵¹ Lim and Park,^{52–54} Ponce-Ortega et al.⁴⁴), these formulations do not take into account the interrelationships between the wastewater streams discharged to the environment and the surrounding watershed. Therefore, the physical, chemical, and biochemical interactions between the industrial discharges and other discharges and uses such as agricultural, industrial, residential, precipitation, filtration, and others have not been considered.

Since the watersheds constitute an important ecological element through which the discharged industrial, residential and agricultural effluents are transported to their final disposal while undergoing physical, chemical, and biological changes, the watersheds and their surroundings are interrelated as shown in Figure 2. The discharges received by a watershed change the chemical composition and the properties of the receiving water bodies. The discharged species undergo chemical, biochemical, and physical transformations that are caused by the flora and fauna of the watersheds (see Brunner et al.,⁵⁵ Baccini and

Special Issue: L. T. Fan Festschrift

Received: February 12, 2012

Revised: April 23, 2012

Accepted: May 1, 2012

Published: May 1, 2012



Contents lists available at SciVerse ScienceDirect

Applied Thermal Engineering

journal homepage: www.elsevier.com/locate/apthermeng

Synthesis of integrated absorption refrigeration systems involving economic and environmental objectives and quantifying social benefits

Luis Fernando Lira-Barragán^a, José María Ponce-Ortega^{a,*}, Medardo Sema-González^a, Mahmoud M. El-Halwagi^{b,c}

^aChemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Edificio V1 Ciudad Universitaria, Morelia, Mich. 58060, Mexico

^bChemical Engineering Department, Texas A&M University, College Station, TX 77843, USA

^cAdjunct Faculty at the Chemical and Materials Engineering Department, King Abdulaziz University, Jeddah, Saudi Arabia

HIGHLIGHTS

- An approach for the thermal integration of refrigeration processes is proposed.
- Different forms of sustainable energies are considered in the optimization process.
- Economic and environmental objectives are considered quantifying the number of jobs.
- The availability for the different forms of energy is taken into account.
- Results show significant advantages obtained with the proposed approach.

ARTICLE INFO

Article history:

Received 14 August 2012

Accepted 24 November 2012

Available online 16 December 2012

Keywords:

Heat integration

Refrigeration systems

Sustainable energy

Solar energy

Biofuels

Greenhouse gas emissions

Multi-objective optimization

ABSTRACT

This paper presents a new methodology for energy integration of systems that require absorption refrigeration. It allows heat exchange among process hot and cold streams and the integration of excess process heat as well as external utilities provided by solar energy, fossil fuels and biofuels. An optimization formulation is developed to address the multiple objectives of simultaneously minimizing the total annualized cost and the greenhouse gas emissions while the social impact is measured by the number of jobs generated by the project in the entire life cycle. The economic function accounts for the tax credit obtained by the reduction of greenhouse gas emissions when cleaner technologies are used. The proposed model also considers the optimal selection of different types of solar collectors and the optimal time-based usage of solar energy, fossil fuel, and biofuel. Two example problems are presented to show the applicability of the proposed methodology.

© 2012 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Refrigeration is commonly used in many industrial processes that require cooling below room temperature. Conventional refrigeration cycles typically consume large amounts of energy and consequently lead to the generation of enormous quantities of greenhouse gas emissions. Refrigeration duties may be reduced through heat integration and the use of absorption refrigeration which uses excess process heat to drive the cycle. Process

integration through heat exchanger networks (HENs) has been extensively studied (see the reviews by Gundersen and Naess [1], Jezowski [2,3], Furman and Sahinidis [4] and Morar and Agachi [5]). These approaches involve methods that are heuristic [6–8], mathematical programming [9–11] and stochastic [12–22]. Recently some approaches have considered the synthesis of cooling water networks to cold process streams down at above room temperature [23–29]. Absorption refrigeration (AR) system is driven by heat input and is an alternative to compression refrigeration. Some studies have optimized absorption refrigeration systems without considering the integration with the process streams [30–44]. In addition, absorption refrigeration is a suitable option for processes where the target temperatures of streams are

* Corresponding author. Tel./fax: +52 443 3273584.

E-mail addresses: jponce@umich.mx, jose_maria_ponce@yahoo.com (J.M. Ponce-Ortega).

Optimum Heat Storage Design for Solar-Driven Absorption Refrigerators Integrated with Heat Exchanger Networks

Luis Fernando Lira-Barragán, José María Ponce-Ortega, and Medardo Serna-González
Chemical Engineering Dept., Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Mich., 58060, México

Mahmoud M. El-Halwagi
Chemical Engineering Dept., Texas A&M University, College Station, TX, 77843
Adjunct Faculty at the Chemical and Materials Engineering Dept., King Abdulaziz University, Jeddah, 21589,
Saudi Arabia

DOI 10.1002/aic.14308

Published online December 31, 2013 in Wiley Online Library (wileyonlinelibrary.com)

A methodology is presented for optimizing hybrid renewable energy-fossil fuel systems with short-term heat storage. The considered system is an absorption-refrigeration (AR) cycle integrated with a heat exchanger network (HEN) requiring cooling below ambient temperature. The AR cycle can be driven by multiple energy sources including excess energy from hot process streams, renewable energy sources (solar and biofuels), and fossil fuels. A two-step approach based on mixed integer nonlinear programming methods is used for the optimization. First, the problem of optimal energy integration in the hybrid energy system without heat storage is solved on a monthly basis by minimizing simultaneously the total annual cost and the overall greenhouse gas emissions. In the second step, the multi-tank thermal energy storage (TES) design problem is solved. The design involves the identification of the optimal number of storage tanks, their sizes, configuration and operation policies. The TES optimization is carried out on an hourly basis while incorporating the design targets determined by the first step. © 2013 American Institute of Chemical Engineers AIChE J, 60: 909–930, 2014

Keywords: heat integration, renewable energy, solar energy storage, multitank liquid water TES, heat exchanger network, absorption refrigerator, sustainable systems

Introduction

Nowadays one of the most important problems around the world is the proper use of energy because of the current depletion of nonrenewable fuels as well as the environmental issues generated when fossil fuels are used. Consequently, there is a need to replace fossil fuels with cleaner forms of energy (i.e., biofuels, solar energy, wind energy, etc.) but, at the same time, it is required to obtain economic benefits. This situation has promoted that a growing number of governments around the world have encouraged the use of clean energies through tax credits. In this sense, the chemical and petrochemical industry is now interested in using cleaner forms of energy because this is one of the most important energy consumers, which typically is obtained from fossil fuels with the aforementioned problems that require to be properly addressed.

Waste heat from hot process streams in industrial plants is removed by using different types of cooling systems. Above ambient temperature, the recirculating cooling water system is the most common method to remove the process waste heat. Several methodologies have been reported in the litera-

ture for obtaining the optimal design of these heat rejection systems (i.e., Kim and Smith¹ designed a cooling system considering all the components and the interactions between cooling water networks and the tower performance; Picón-Núñez et al.² introduced a methodology for designing coolers including piping costs, exchanger costs and pumping costs; Costinovic et al.³ presented an approach for the systematic performance analysis of a cooling water system; Ponce-Ortega et al.⁴ proposed an optimization for the simultaneous synthesis and detailed design of recirculating cooling water systems; Ponce-Ortega et al.⁵ incorporated a disjunctive programming formulation for the optimal design of cooling water systems; Ponce-Ortega et al.⁶ reported a MINLP model for synthesizing cooling networks; and Rubio-Castro et al.⁷ addressed a systematic approach for the synthesis of recirculating cooling water systems involving detailed design of cooling towers, and Rubio-Castro et al.⁸ applied this approach for reducing the temperatures of hot aqueous effluent streams). On the other hand, vapor-compression refrigeration systems are commonly used to remove heat from process streams at subambient temperatures. However, these refrigeration systems involve high operating costs and very expensive compressors. Absorption refrigeration (AR) cycles are an attractive alternative to mechanical refrigeration technologies to provide the necessary cooling over moderate low temperature levels at

Correspondence concerning this article should be addressed to J. M. Ponce-Ortega at jponceo@umich.mx.

© 2013 American Institute of Chemical Engineers

Multiobjective Design of Interplant Trigeneration Systems

Brigido Jesús Hipólito-Valencia, Luis Fernando Lira-Barragán, José María Ponce-Ortega, and Medardo Serna-González

Chemical Engineering Dept., Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Michoacán 58060 México

Mahmoud M. El-Halwagi

Chemical Engineering Dept., Texas A&M University, College Station, TX 77843

Chemical and Materials Engineering Dept., Faculty of Engineering, King Abdulaziz University, Jeddah 21589, Saudi Arabia

DOI 10.1002/aic.14292

Published online November 27, 2013 in Wiley Online Library (wileyonlinelibrary.com)

A systematic approach for heat integration into an eco-industrial park through an integrated trigeneration system is presented. The approach is based on a new superstructure formulated as a multiobjective mixed-integer nonlinear programming model, where intraplant and interplant heat exchange for the process streams is allowed, in addition to the energy integration into the utility system that is constituted by a steam Rankine cycle (to produce electric power and hot utility), an organic Rankine cycle (to recover waste heat and produce electric power), and an absorption refrigeration cycle (to recover waste heat and provide refrigeration). To run the utility system, several external heat sources (solar, fossil fuels, and biofuels) are considered, which impact the economic, environmental, and social objectives considered in the model. A systematic approach to tradeoff the objectives considered is presented. Two examples are presented, where the advantages of the integrated eco-industrial park are shown. © 2013 American Institute of Chemical Engineers AIChE J, 60: 213–236, 2014

Keywords: energy integration, waste heat recovery, interplant integration, eco-industrial park, power plant, absorption refrigeration, trigeneration

Introduction

Currently, the enormous energy demand in the process industries has promoted the development of integrated utility systems. The chemical and process industries consume huge amounts of hot utilities (as medium/low pressure steam), cooling water, and refrigeration (absorption refrigeration for moderate temperature and mechanical refrigeration for low temperature). In this context, the integrated trigeneration system has emerged as a suited solution to integrate the process streams to the utility system (see Figure 1a); where electric power, steam, and refrigeration is produced simultaneously.

For a given process industry, there are several potential solutions to integrate the utility system; in this regard, recently several approaches for the optimal design of utility systems integrated to process streams have been proposed. Particularly, several approaches have been reported for the optimal integration of process streams to cooling water systems (e.g., Mixed Integer Non Linear Programming (MINLP) synthesis of cooling networks,¹ detailed design of cooling networks,² optimization models for recirculating cooling water systems,³ effluent cooling systems,⁴ involving multiple cooling towers,^{5,6} subambient conditions,⁷ for retro-

fitting,⁸ involving pressure drops considerations,⁹ and for targeting¹⁰). Furthermore, some approaches for the optimal integration of process streams to refrigeration systems through absorption refrigeration cycles¹¹ (ARCs) have been recently reported (integrating solar energy¹² or renewable energy¹³ and involving economic and environmental objectives¹⁴). Additionally, several approaches for the optimal integration of process streams with a steam Rankine cycle (SRC) have been reported (identifying optimal pressure levels,¹⁵ generating sustainable electric energy,¹⁶ involving multiobjective optimization,¹⁷ for targeting,¹⁸ and considering the environmental impact¹⁹); this integration usually involves the electric power production and the energy recovery from the condenser of the SRC to heat cold process streams (cogeneration). Moreover, several approaches to integrate industries with a central SRC that involve solar energy,²⁰ the utility system,²¹ H₂ production,²² reductions of fuel, power, and CO₂,²³ targeting for cogeneration potential,^{24,25} planning utility systems,²⁶ total site utility system,²⁷ exergy for targeting refrigeration,²⁸ fired heaters,²⁹ specific minimum temperature difference,³⁰ and the industrial implementation³¹ have been proposed, which has been called total site integration.³² In addition, Bagajewicz and Rodera^{33–35} and Rodera and Bagajewicz^{36,37} presented mathematical programming approaches for energy integration across plants, and Stijepovic et al.³⁸ proposed a targeting approach for waste heat recovery across plants in industrial zones. Perry et al.³⁹

Correspondence concerning this article should be addressed to J. M. Ponce-Ortega at jponceo@umich.mx.

© 2013 American Institute of Chemical Engineers



Contents lists available at ScienceDirect

Computers and Chemical Engineering

journal homepage: www.elsevier.com/locate/compchemeng

An MFA optimization approach for pollution trading considering the sustainability of the surrounded watersheds

Francisco López-Villarreal^{a,b,*}, Luis Fernando Lira-Barragán^c, Vicente Rico-Ramírez^a, José María Ponce-Ortega^c, Mahmoud M. El-Halwagi^d^a Instituto Tecnológico de Celaya, Departamento de Ingeniería Química, Avenida Tecnológico y García Cubas S/N, Celaya, Guanajuato 38010, Mexico^b Instituto Tecnológico de Pachuca, Departamento de Ingeniería Química y Bioquímica, Carretera México-Pachuca Km. 87.5, Pachuca de Soto, Hidalgo 42080, Mexico^c Chemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Edificio V1, Ciudad Universitaria, Morelia, Michoacán 58060, Mexico^d Chemical Engineering Department, Texas A&M University, College Station, TX 77843, USA

ARTICLE INFO

Article history:

Received 27 May 2013

Received in revised form 3 January 2014

Accepted 8 January 2014

Available online 20 January 2014

Keywords:

Pollution trading

Material flow analysis

Optimization

Watershed

Sustainable design

ABSTRACT

This paper proposes a mathematical programming model for the pollution trading among different pollution sources which considers the sustainability of the surrounding watershed. The formulation involves the minimization of the costs associated to the implementation of the required technology to satisfy the environmental constraints in order to achieve optimal water quality conditions. The model uses a material flow analysis technique to represent changes on the behavior of the watershed due to the polluted discharges. The material flow analysis considers all discharges and extractions (i.e., industrial and residential discharges, pluvial precipitation, evaporation, etc.) as well as the chemical and biochemical reactions taking place in the watershed. In the context of pollution trading, the implementation of the proposed formulation determines if an industrial source must buy credits to compensate the violation of environmental constraints, or if it requires the installation of treatment technologies to sell credits to another source. The formulation was applied to a case study involving the drainage system of the Bahr El-Baqar region in Egypt; the results show the advantages of the proposed approach in terms of cost and sustainability.

© 2014 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Current economic development policies must consider the sustainability of the systems under analysis. Sustainability includes environmental issues and social welfare. Important efforts have been made recently to improve the environmental quality and various environmental management policies have been implemented. The command and control policies and those programs that use economic incentives for environmental compliance, such as pollution trading, are among these strategies. The pollution trading concept is attributed to Crocker (1966), Dales (1968) and Montgomery (1972). Former applications of this market strategy have been the trading of SO_x and NO_x emissions for acid rain control (Ferral, 1991) with positive effects (Burtraw, 1996; Burtraw, Evans,

Krupnick, Palmer, & Toth, 2005; Burtraw, Krupnick, Mansur, Austin, & Farrel, 1998; Burtraw & Mansur, 1999). The benefits obtained from the implementation of this strategy are: (i) significant cost reductions related to pollutant treatment, (ii) flexibility to dischargers in meeting pollutant load reductions, (iii) creation of incentives for control beyond current limits, (iv) promotion of technological innovation and (v) investment to obtain credits and extra profits. Additional environmental benefits (such as improved wildlife and co-control of other pollutants) have also been reported (Rousseau, 2001; USEPA, 2004). This strategy has also been used in water quality control with successful results (Lal et al., 2009; Rousseau, 2001; Selman et al., 2009; Smajgl, Heckbert, Ward, & Stratton, 2009; USEPA, 2008; Woodward, 2002).

Literature reports several models to describe the trading mechanisms between pollution sources. Some of the models consider pollutant nonpoint sources (Ghosh, Ribaud, & Shortle, 2011; Luo, Maqsood, Huang, Yin, & Han, 2005; Wang, Zhang, Huang, & Li, 2004; Zhang & Wang, 2002), market equilibrium and permits (Bosetti, Carraro, & Massetti, 2009; Hung & Shaw, 2005; Innes, 2002). Also, recent works analyze the effect of more complex issues in the trading policies, such as pollutant dynamics and pollutant interactions

* Corresponding author at: Instituto Tecnológico de Celaya, Departamento de Ingeniería Química, Avenida Tecnológico y García Cubas S/N, Celaya, Guanajuato 38010, México. Tel.: +52 771 71 1 30 73; fax: +52 771 71 1 33 99.

E-mail addresses: fq.pacolopez@gmail.com, fq.pacolopez@hotmail.com (F. López-Villarreal).

Sustainable Integration of Trigeneration Systems with Heat Exchanger Networks

Luis Fernando Lira-Barragán,[†] José María Ponce-Ortega,^{*,†} Medardo Serna-González,[†] and Mahmoud M. El-Halwagi^{‡,§}

[†]Chemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Michoacán de Ocampo, 58060, México

[‡]Chemical Engineering Department, Texas A&M University, College Station, Texas 77843, United States

[§]Adjunct Faculty at the Chemical and Materials Engineering Department, King Abdulaziz University, Jeddah, 21589, Saudi Arabia

ABSTRACT: A novel superstructure-based approach for synthesizing sustainable trigeneration systems (i.e., heating, cooling, and power generation cycles) integrated with heat exchanger networks is presented in this paper. The trigeneration system accounts for steam and organic Rankine cycles and an absorption refrigeration cycle. The steam Rankine cycle can be driven by multiple primary energy sources (i.e., solar, biofuels, and fossil fuels) for sustainable generation of power and process heating. The waste energy from the steam Rankine cycle and/or the excess of process heat can be used to drive both the organic Rankine cycle and the absorption refrigeration cycle to produce power and process cooling below the ambient temperature, respectively. The synthesis problem is formulated as a multiobjective mixed-integer nonlinear programming problem for the simultaneous consideration of the economic, environmental, and social dimensions of sustainability. Two example problems are presented to show the applicability of the proposed methodology.

1. INTRODUCTION

Nowadays there are several energy problems around the world such as the depletion of nonrenewable fuels, as well as the global warming and the climate change caused by the greenhouse gas emissions (GHGE) released to the environment from the combustion of fossil fuels (i.e., oil, coal, and natural gas). Currently the cheapest way to obtain energy is from fossil fuels, and several governments have promoted the use of cleaner forms of energy (i.e., solar, wind, biofuels, waste process heat, etc.) through tax credits.

Utility systems (i.e., combined cooling, heating, and power) are widely used in industrial processes to meet the heating, cooling, and electricity demands (see Figure 1), where usually fossil fuels are burned. To reduce the consumption of external utilities, heat exchanger networks (HENs) have been implemented to maximize the recovery of process heat by exchanging it between hot process streams (HPS) that have to be cooled and cold process streams (CPS) that have to be heated.^{1–4} The methodologies for synthesizing HENs have been widely classified as sequential approaches based on pinch analysis,^{5,6} stochastic methods,^{7–9} and mathematical programming based techniques.^{10–13} It should be noted that the above-mentioned methodologies have been concentrated on the synthesis of stand-alone HENs and have not taken into account the interactions between the HEN and the utility system. To address the problem of heat and power integration with the industrial processes, a number of methods have been reported in the literature. Some of them are based on thermodynamic principles and heuristic rules,^{14,15} and others use optimization techniques.^{16–18} In addition, total site analysis, which is an extension of pinch analysis, has played an important role in solving the problem of heat and power integration in a set of processes served by a central utility system.^{19–23} Furthermore, nonlinear targeting

models to get the maximum economic savings integrating heat pumps in total sites were presented by Bagajewicz and Barbaro.²⁴ For processes that operate above ambient temperature, normally recirculating cooling water systems are used to provide the required cooling utility. Recently, some works have considered the cooling tower design together with the synthesis of the associated HEN or cooling water network to properly take into account their interactions.^{25–28} Also, for processes that require below ambient cooling, Ponce-Ortega et al.²⁹ and Lira-Barragán et al.³⁰ published mathematical programming based approaches to address the problem of multiobjective optimization of absorption refrigeration (AR) cycles that are integrated with HENs.

Traditionally, the economic, environmental, and social dimensions of sustainability^{31,32} have not been simultaneously considered to evaluate the performance of industrial processes. In recent years, different multiobjective optimization approaches that only include economic and environmental aspects have been proposed to solve different engineering problems.^{33–38} Then, some works have balanced simultaneously the economic, environmental, and social objectives.^{39–41}

It should be noticed that significant socio-economic and environmental benefits can be achieved through the optimal synthesis of trigeneration systems (i.e., cogeneration systems combining heat, cooling, and power production) that are integrated with HENs and use renewable energy resources as primary heat sources to reduce fossil fuel consumption and GHGE. Therefore, the objective of this paper is to present a

Received: July 5, 2013

Revised: December 31, 2013

Accepted: January 16, 2014

Published: January 16, 2014



ACS Publications

© 2014 American Chemical Society

2732

dx.doi.org/10.1021/ie4012321 | Ind. Eng. Chem. Res. 2014, 53, 2732–2750



Contents lists available at ScienceDirect

Energy

journal homepage: www.elsevier.com/locate/energy



Optimal design of process energy systems integrating sustainable considerations

Luis Fernando Lira-Barragán^a, José María Ponce-Ortega^{a,*}, Medardo Serna-González^a, Mahmoud M. El-Halwagi^{b, c}

^a Chemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Mich. 58060, Mexico

^b Chemical Engineering Department, Texas A&M University, College Station TX 77843, USA

^c Adjunct Faculty at The Chemical and Materials Engineering Department, King Abdulaziz University, Jeddah, Saudi Arabia

ARTICLE INFO

Article history:

Received 18 November 2013

Received in revised form

29 April 2014

Accepted 30 April 2014

Available online xxx

Keywords:

Sustainability

Trigeneration

Steam Rankine cycle

Organic Rankine cycle

Absorption refrigeration

Multi-objective optimization

ABSTRACT

In this paper is presented a novel approach for designing sustainable trigeneration systems (i.e., heating, cooling and power generation cycles) integrated with heat exchanger networks and accounting simultaneously for economic, environmental and social issues. The trigeneration system is comprised of steam and organic Rankine cycles and an absorption refrigeration cycle. Multiple sustainable energy sources such as solar energy, biofuels and fossil fuels are considered to drive the steam Rankine cycle. The model is aimed to select the optimal working fluid to operate the organic Rankine cycle and to determine the optimal system to operate the absorption refrigeration cycle. The residual energy available in the steam Rankine cycle and/or the process excess heat can be employed to run both the organic Rankine cycle and the absorption refrigeration cycle to produce electricity and refrigeration below the ambient temperature, respectively. Two example problems are presented to show the applicability of the proposed methodology.

© 2014 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Nowadays energy is one of the most important resources and at the same time one of the most relevant concerns around the world owing to fast depletion of non-renewable fuels, the global warming and the climate change. For these reasons, several governments have promoted the use of cleaner energies through tax credits and there have been invested significant economic resources to searching for alternative energies to mitigate the environmental issues [1]. In this sense, power plants and industries consume enormous amounts of fossil fuels to satisfy the electricity and utilities demands. Since few decades ago, several researches prioritized this topic and focused their investigations on the maximization of recovery process heat through the minimization of external utilities using HENs (heat exchanger networks), where there are some streams requiring cooling and others needing heating (see the paper review by Morar and Agachi [2]). Nonetheless, previous approaches have been concentrated in

synthesizing HENs without considering the energy interactions among HEN and the associated utility system.

Moreover, nowadays there are significant environmental, economic and social concerns about the utility systems; this mainly associated to the depletion of natural resources, socio-economic development and global climate change due to GHGE (greenhouse gas emissions), especially CO₂ emissions associated with the use of fossil fuels. Furthermore, when the economic and environmental criteria are prioritized together with social aspects, sustainable processes are generated. Recently, industrial processes have been addressed to consider the three aspects of sustainability for a holistic development. In this context, significant socio-economic and environmental benefits can be achieved through the optimal synthesis of trigeneration systems (i.e., cogeneration systems for combined heat, cooling and power production) that are integrated with HEN and use renewable energy resources as primary heat sources to reduce fossil fuel consumption and GHGE. Therefore, the objective of this paper is to present a mathematical formulation for the simultaneous synthesis of sustainable trigeneration systems and HEN, where the optimal working fluid to operate the ORC is determined as well as the optimal system to run the AR (absorption refrigeration) cycle, considering the energy interaction among the different subsystems accounted. In this

* Corresponding author. Tel.: +52 443 3223500x1277; fax: +52 443 3273584.

E-mail addresses: jponce@umich.mx, jose_maria_ponce@yahoo.com (J.M. Ponce-Ortega).

<http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2014.04.111>

0360-5442/© 2014 Elsevier Ltd. All rights reserved.

Please cite this article in press as: Lira-Barragán LF, et al., Optimal design of process energy systems integrating sustainable considerations, Energy (2014), <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2014.04.111>