

**DISEÑO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN  
E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA APLICABLE A UDCS DE  
REFINERÍA – CASO DE ESTUDIO: REFINERIA DE  
BARRANCABERMEJA.**

**ING. QUÍMICO ARIEL FLÓREZ GONZÁLEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
2009**

DISEÑO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN  
E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA APLICABLE A UDCS DE  
REFINERÍA – CASO DE ESTUDIO: REFINERIA DE  
BARRANCABERMEJA.

**ING. QUÍMICO** ARIEL FLÓREZ GONZÁLEZ

Trabajo de Grado para obtener el Título de Magíster en  
Ingeniería: Énfasis en Ingeniería Química

**Director: M. Sc.** Crisóstomo Barajas Ferreira

**Codirector: M. Sc.** Ariel Uribe Rodriguez

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
2009

## TABLA DE CONTENIDO

1	CAPITULO I: GENERALIDADES .....	1
1.1	PREFACIO .....	1
1.2	INTRODUCCIÓN .....	2
1.3	ANTECEDENTES DE DISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	4
1.4	SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR (HEN).....	7
1.4.1	Metodología secuencial .....	8
1.4.2	Metodología simultánea – superestructuras. ....	13
1.4.3	Modelo de superestructura para redes de intercambio de calor[9] .....	13
1.5	MODELOS DE PROGRAMACIÓN MATEMÁTICA. ....	19
1.5.1	Programación lineal (LP).....	19
1.5.2	Programación no-lineal (NLP).....	19
1.5.3	Programación lineal mixta entera (MILP).....	20
1.5.4	Programación no-lineal mixta entera (MINLP) .....	22
1.6	REDISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR .....	22
1.7	ALCANCES.....	24
2	CAPITULO II: HENS CON MÚLTIPLES SERVICIOS .....	25
2.1	INTRODUCCIÓN .....	25
2.2	REDES CON MÚLTIPLES SERVICIOS INDUSTRIALES.....	25
2.3	MODELO DE SUPERESTRUCTURA (YEE Y GROSSMAN 1990) .....	27
2.4	FORMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO .....	27
2.4.1	Balances de Energía Globales.....	28

2.4.2	Balances de energía por etapa .....	28
2.4.3	Restricciones lógicas .....	29
2.4.4	Restricciones de uniformidad de temperatura.....	29
2.4.5	Condiciones limite de temperaturas .....	30
2.4.6	Diferencia de temperaturas en los intercambiadores .....	30
2.4.7	Función objetivo.....	32
2.5	CASOS DE ESTUDIO.....	32
2.5.1	Caso 1.....	33
2.5.2	Caso 2.....	34
2.5.3	Caso 3.....	36
3	CAPÍTULO III: DISEÑO DE HENS CON CORRIENTES QUE CAMBIAN DE FASE (Isotérmicas) .....	40
3.1	PSEUDOSERVICIOS.....	40
3.2	MODIFICACIONES DEL MODELO PARA CORRIENTES QUE CAMBIAN DE FASE.....	40
3.2.1	Balance de energía para los pseudoservicios calientes.....	40
3.2.2	Balance de energía para los pseudoservicios fríos.....	41
3.2.3	Restricciones lógicas adicionales .....	41
3.2.4	Diferencia de temperaturas.....	41
3.2.5	Función objetivo.....	43
3.3	Casos De Estudio.....	44
3.3.1	Caso 1.....	44
3.3.2	Caso 2.....	45
4	CAPÍTULO IV: REDISEÑO DE HENS .....	48
4.1	MODIFICACIONES DEL MODELO PARA REDISEÑO DE HENS .....	48

4.1.1	Restricciones lógicas .....	48
4.1.2	Área extra necesaria para la transferencia de energía .....	48
4.1.3	Función objetivo.....	49
4.2	CASO DE ESTUDIO: UDC DE REFINERÍA BARRANCABERMEJA.....	50
5	CAPÍTULO V: CONCLUSIONES .....	57
6	RECOMENDACIONES .....	59
7	REFERENCIAS.....	60

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagramas de T vs H Para dos crudos en una configuración típica de destilación atmosférica (7). a) Crudo liviano (36 API), b) Crudo pesado (20 API) [5]. .....	4
Figura 2. Configuración clásica de una red de intercambio de calor con los servicios en los extremos.....	6
Figura 3. Diagrama típico para las curvas compuestas Temperatura Vs Entalpia de corrientes de un proceso .....	9
Figura 4. Diagrama de intervalos de temperatura para un proceso .....	10
Figura 5. Esquema general para el modelo de transporte para el desarrollo de una HEN .....	11
Figura 6. Esquema de un nivel de temperatura dentro del modelo de transporte .....	12
Figura 7. Superestructura para dos corrientes calientes (H1-H2) y dos corrientes frías (C1-C2) .....	13
Figura 8 Modificación estructural de una red de intercambio propuesta en éste trabajo.....	28
Figura 9. HEN resultante para el caso 1 .....	34
Figura 10. HEN resultante para el caso 2.....	36
Figura 11. HEN para el caso 3 .....	38
Figura 12. Intercambiador servicio - pseudoservicio. ....	42
Figura 13. Descripción del procedimiento para el cálculo del DTML.....	42
Figura 14. Red óptima para el ejemplo 1. ....	45
Figura 15. Proceso de Anhídrido ftálico .....	46
Figura 16. HEN resultante para el proceso de anhídrido ftálico .....	47
Figura 17 Esquema de una UDC de refinería .....	52
Figura 18. Tren de precalentamiento de la UDC .....	52

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Datos de corrientes de proceso para el caso 1[22, 24] .....	33
Tabla 2. Resultados para el caso 1 .....	33
Tabla 3. Datos de corrientes de proceso para el caso 2[22, 24] .....	35
Tabla 4. Comparación de resultados para el caso 2 .....	35
Tabla 5. Datos de Corrientes de proceso para el caso de estudio 3. [29, 30] .....	37
Tabla 6. Resultados para el caso 3 .....	39
Tabla 7. Datos de corrientes de proceso para el ejemplo 1 .....	44
Tabla 8. Datos de corrientes de proceso para ejemplo 2 .....	46
Tabla 9. Datos obtenidos para el tren de precalentamiento de crudo .....	50
Tabla 10. Recolocación de intercambiadores [Valores en US\$].....	51
Tabla 11. Área de Intercambiadores existentes en la red .....	53
Tabla 12. Escenarios de Costos de Servicios industriales en la refinería de Barrancabermeja. ....	54
Tabla 13 Escenarios de Costos de Servicios industriales en la refinería de Barrancabermeja (Cont.). ....	55

## RESUMEN

**Título:** DISEÑO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA APLICABLE A UDCS DE REFINERÍA – CASO DE ESTUDIO: REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA\*.

**Autor:** Ariel Flórez González<sup>†</sup>

**Palabras clave:** *Redes de intercambio de calor; HEN; múltiples servicios; optimización simultánea; programación matemática.*

En éste trabajo se discuten tres temas importantes en el estado del arte de generación de redes óptimas de intercambio de calor, que son: El diseño de redes con múltiples servicios, diseño de redes que permitan la manipulación de corrientes que cambian de fase y el rediseño de redes de intercambio de calor en Unidades de Destilación de Crudo.

A través de éste libro se desarrollan una serie de modelos matemáticos para el diseño y rediseño de redes de intercambio de calor, basado en una superestructura y optimización simultánea que permiten la manipulación de problemas que incluyen múltiples servicios y corrientes que cambian de fase. La concepción de estos modelos se basó en la idea de que el uso de diversos servicios industriales con diferente costo pueden ser empleados en el intervalo de temperaturas de las corrientes de proceso, sin embargo, un servicio industrial económico puede generar un alto costo de capital debido a una pobre diferencia de temperatura.

Los modelos fueron probados con problemas de literatura de diversa complejidad y tamaño, encontrando en todos ellos su eficiencia en la aplicación. Al ser comparados con diversas metodologías demuestran que a pesar de su sencillez reportan soluciones competitivas y en los casos expuestos mejores.

En la aplicación de rediseño hecha sobre una unidad de destilación de crudo de la refinería de Barrancabermeja, se desarrollan diferentes escenarios futuros de costos de servicios. En todos ellos los resultados fueron previsibles, se comprobó que la configuración del tren de precalentamiento para una unidad de destilación de crudo actual es insuficiente para la demanda que tendrá la misma cuando se alimente de crudos pesados.

---

\* Proyecto de grado de Maestría en ingeniería

<sup>†</sup> Facultad de ingenierías fisicoquímicas, Escuela de ingeniería química, Dir. Crisóstomo Barajas Ferreira, Codir. Ariel Uribe Rodríguez.

## **ABSTRACT**

**Title:** DESIGN OF A METHODOLOGY FOR HEAT INTEGRATION AND EVALUATION OF REFINERY CDUS – CASE OF STUDY: BARRANCABERMEJA REFINERY<sup>‡</sup>

**Author:** Ariel Flórez González<sup>§</sup>

**Keywords:** *Heat Exchanger Networks; HEN; multiple utilities; simultaneous optimization; Mathematical Programming.*

In this study, three important issues in the state of the art for design of optimal heat exchanger networks were discussed: Design of HENs with multiple utilities, design of HENs for the use of streams with phase change and redesign of HENs for Crude Distillation Units.

Through this book some mathematical models are developed to design and redesign HENs based on the elaboration of a superstructure and the application of simultaneous optimization to face tasks with multiple utilities and streams with phase change. These models are based on the idea that utilities with different cost can be used in the interval of temperatures for process streams. However, a cheap utility can cause a high capital cost due to a very low difference of temperatures.

These models were tested by using some literature cases of study with different complexity and size. For all cases, the models proposed in this work demonstrated high efficiency. Competitive and better solutions than those reported in the literature were obtained with these models, when they were compared with other methodologies to solve the same problems.

In the redesign application made for the crude distillation unit of the Barrancabermeja refinery, some future scenarios of utilities costs were evaluated. For all cases, results obtained were foreseeable. Moreover, these results probed that the configuration of the preheating train of existing distillation crude unit is insufficient for a future demand when heavy crudes will be fed.

---

<sup>‡</sup> M.Sc. Engineering Thesis

<sup>§</sup> Physical Chemistry Engineering Faculty, Chemical Engineering Department, Advisor. Crisóstomo Barajas Ferreira, Coadvisor. Ariel Uribe Rodríguez.

# 1 CAPITULO I: GENERALIDADES

## 1.1 PREFACIO

En el Capítulo I se pretende hacer una breve revisión de los conceptos sobre integración energética y redes de intercambio de calor, los cuales serán recurrentes a lo largo de este libro. En este mismo capítulo se planteara el problema de investigación a atacar y las diversas metodologías más usadas hasta el momento para su resolución; así como las nociones matemáticas de optimización necesarias para el mejor entendimiento de esta tesis.

El Capítulo II aborda el desarrollo de un modelo matemático basado en una superestructura para el diseño de redes de intercambio de calor con múltiples servicios industriales. El modelo se prueba con buenos resultados con tres ejemplos de literatura, los cuales han sido resueltos con diferentes metodologías

El modelo matemático desarrollado en el Capítulo III está basado en los resultados obtenidos del capítulo anterior, con la inclusión de un concepto llamado corrientes de *pseudoservicios*, con éste último, el modelo para múltiples servicios se hace extensivo a los sistemas que envuelven corrientes de proceso isotérmicas (caso de rehervidores y condensadores). De nuevo, el modelo es testeado con problemas de literatura encontrando ventajas sobre las metodologías tradicionales.

Por último, los modelos se hacen extensivos al rediseño de redes de intercambio de calor, y se desarrolla el caso de estudio del Capítulo IV, el cual representa un tren de precalentamiento de una unidad de destilación de la refinería de Barrancabermeja, operando con un crudo pesado, bajo una proyección típica de los años 2015-2020.

## 1.2 INTRODUCCIÓN

Para el desarrollo de éste trabajo se pretende abordar la discusión de tres temas importantes en el estado del arte de generación de redes óptimas de intercambio de calor: Diseño de redes de intercambio de calor con múltiples servicios, diseño de redes que permitan la manipulación de corrientes que cambian de fase y, el desarrollo y aplicación de un modelo matemático a un caso de estudio vigente en el contexto de la industria del petróleo que combine la solución de los dos problemas anteriores, como es el rediseño de redes de intercambio de calor en Unidades de Destilación de Crudo.

Para ECOPETROL es estratégica la redefinición de los procesos de operación de refinería dentro de su política de futura explotación de crudos nacionales, el cambio en las características fisicoquímicas de los crudos a futuro representa un cambio drástico e impactante dentro del esquema actual de refinación. El cambio de dietas de crudo a refinería tendrá un fuerte impacto en las unidades de destilación de crudo (UDC) pues son éstas las que lo reciben y manipulan en la entrada del proceso de refinación.

Los crudos pesados tienen altas viscosidades, altos contenidos de sal, metales, azufre, ácidos nafténicos y en general son más difíciles de destilar que los crudos livianos. Algunos crudos pesados son más inestables térmicamente debido a la tendencia de precipitación de asfaltenos. Estas marcadas diferencias producen que una unidad que opera habitualmente con crudos livianos disminuya su rendimiento al alimentarse con crudos pesados[1].

La configuración de la red de intercambio de calor en UDCs varía de manera notoria con la fisicoquímica de los crudos[2-4], por ello es difícil prever dicha configuración para un caso particular, más si se habla de un sistema de separación atmosférica como el de las refinerías colombianas. La refinería de Barrancabermeja, que se tomará como caso de estudio para el trabajo, se cuenta en la actualidad con seis unidades atmosféricas y cinco de vacío, sobre las cuales

muy probablemente se deba reconfigurar no solo su capacidad sino también la interconexión entre cada una de ellas tanto másica como térmicamente.

De otra parte, desde los primeros modelos que permitían la generación óptima de redes de intercambio de calor con múltiples servicios, se han usado metodologías en las cuales los intercambiadores asociados a los servicios se colocan en los extremos de la red. Sin embargo, cuando se dispone de varios servicios de calentamiento (Vapor de alta, baja o media presión) y, varios servicios de enfriamiento (agua de enfriamiento y refrigerantes) dentro del esquema de servicios asociados a la red, pueden existir diversas posibilidades para la transferencia de energía entre los servicios y las corrientes de proceso[2, 3], lo cual hace más complejo el problema y por tanto su solución no se puede obtener a priori.

Así mismo, las corrientes que se comportan de manera isotérmica o que cambian de fase son comunes en sistemas de separación y refrigeración. La mayoría de las metodologías propuestas para resolver el diseño de redes de intercambio de calor no consideran corrientes que cambian de fase. Para atacar este problema generalmente se supone una diferencia de temperatura entre la entrada y la salida de 1 K y luego se aplican las metodologías clásicas y en algunos casos con algunas modificaciones.

Por todo lo expuesto anteriormente, se hace necesario el rediseño de las redes de intercambio de calor para UDCs de las refinerías que tienen como alimento habitual crudos livianos, ya que de manera inevitable se deberán operar con crudos pesados a futuro. Tomando como base el escenario de la refinería de Barrancabermeja en los años 2015-2020 en este trabajo se propone plantear y evaluar un modelo matemático que permita la integración energética para afrontar las consecuencias del cambio de dietas de crudos, con el fin de minimizar su impacto y así obtener rendimientos económicos satisfactorios.

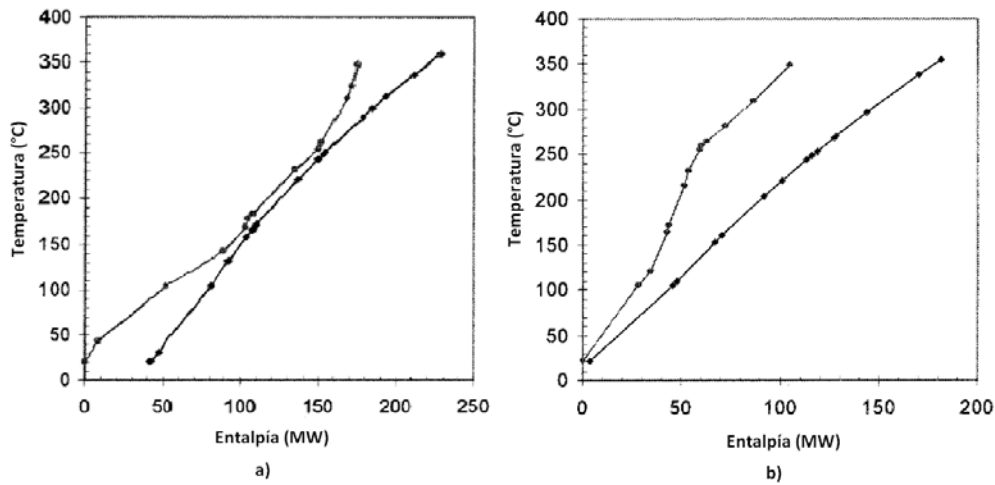
Dado que el problema de la generación de redes de intercambio por cualquiera de las metodologías existentes (metodología pinch, modelos de transporte y transbordo, superestructuras) está basado en la premisa de la ubicación de los servicios en los extremos de la misma. Con la presente investigación se pretende ahondar en el conocimiento del diseño de redes de intercambio de calor pero con la posibilidad de existencia de equipos que intercambien energía entre corrientes de proceso y servicios “dentro” de la red.

Por tanto, en este trabajo se busca proponer un modelo matemático que permita tratar las corrientes que cambian de fase como si fuesen un “pseudoservicio”, esto simplifica la manipulación de dichos problemas manteniendo su rigurosidad al resolverlos. El concepto de pseudoservicio implica que la corriente que cambia de fase sea vista en sí misma como una carga energética que debe entrar/salir de la red, al igual que la carga energética de un servicio industrial, con la diferencia de que dicha carga la fija el objetivo energético del proceso y además no tiene costo asociado a su energía como sí lo tiene comúnmente un servicio industrial.

### 1.3 ANTECEDENTES DE DISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

Diversos Investigadores [1, 4-6] han demostrado que la influencia de la calidad de los crudos afecta directamente la configuración óptima de la red de intercambio de calor asociada a las unidades de destilación atmosférica y de vacío, ya que una red de intercambiadores de calor que es óptima para un tipo de crudo liviano puede no ser necesariamente óptima o siquiera viable para un crudo pesado, por ejemplo para un caso base un crudo liviano genera una red de 18 intercambiadores mientras que para un crudo pesado se necesitan 15[4].

Figura 1. Diagramas de T vs H Para dos crudos en una configuración típica de destilación atmosférica (7). a) Crudo liviano (36 API), b) Crudo pesado (20 API) [5].



La Figura 1 muestra los diagramas temperatura entalpia para un crudo liviano y uno pesado, en ella se puede apreciar de manera notoria la forma como sus propiedades fisicoquímicas alteran las curvas compuestas lo cual afectara posteriormente el planteamiento de las redes de intercambio en las UDCs (*Una Unidad de Destilación de Crudo (UDC) se compone básicamente de un tren de precalentamiento de crudo antes del desalador, el desalador, un tren de precalentamiento después del desalador, una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío*).

Soto y Bagajewicz (2001) aplicaron un metodología para diseñar la red de precalentamiento de crudo de una UDC típica, usando un modelo de transporte propuesto por Gundersen y Grossmann(1990)[6], en el cual se maximiza la cantidad de energía transferida en cada intervalo de temperatura. En los trabajos de Bagajewicz se logran acoplar el diseño de las columnas de destilación de crudos junto con el diseño de los trenes de precalentamiento en una metodología secuencial, la cual permitía obtener los objetivos energéticos del tren de precalentamiento manteniendo un rendimiento aceptable de la separación de productos del crudo. Sin embargo, la metodología secuencial usada por Bagajewicz no garantiza un optimo global en el diseño de la red de intercambio, además, dentro de la metodología solo se considero un tipo de servicio de

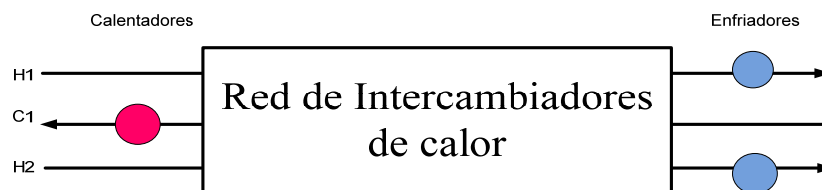
calentamiento y uno de enfriamiento, desaprovechando la oportunidad que se tiene en la industria de usar diversos servicios industriales, el cual es uno de los puntos centrales de éste trabajo.

Con respecto al diseño de redes de intercambio de calor, las diversas metodologías propuestas asumen el uso de un solo tipo de servicio de calentamiento y enfriamiento, los cuales se posicionan siempre en los extremos de la red, en éste trabajo de investigación se quiere retar este paradigma al proponer una metodología de optimización simultanea que considere varios tipos de servicios industriales y su ubicación al “interior” de la misma, con ello se pretende aprovechar oportunidades no tenidas en cuenta en las metodologías tradicionales y modificar una concepción de la estructura que debe tener una red de intercambio de calor.

A continuación, se describen las metodologías más comúnmente usadas para el diseño de redes de intercambio de calor, con las cuales se pretende dar una mejor comprensión del interés de éste trabajo.

La Figura 2 muestra una red típica de intercambio de calor, en la cual los equipos que intercambian energía con los servicios se encuentran en los extremos de la misma.

**Figura 2. Configuración clásica de una red de intercambio de calor con los servicios en los extremos.**



Las corrientes calientes (H1 y H2) intercambian energía con los servicios de enfriamiento únicamente cuando están a punto de obtener su temperatura final; lo mismo ocurre con la corriente fría (C1), para la cual (de ser necesario) solo se usa un servicio de calentamiento para llegar a su temperatura más alta. En el

momento en que se dispone de varios servicios de calentamiento (Vapor de alta, baja o media presión) y, varios servicios de enfriamiento (agua de enfriamiento y refrigerantes) dentro del esquema de servicios en los extremos de la red, pueden existir diversas posibilidades para la transferencia entre los servicios y las corrientes de proceso [2, 7], esto hace lógicamente que el problema se haga más complejo y su solución no se pueda obtener a priori.

Para atacar este problema generalmente se suponía una diferencia de temperatura entre la entrada y la salida de 1 K, para luego aplicar las metodologías típicas. Ponce y colaboradores generaron un modelo para tratar de manera rigurosa corrientes con cambio de fase que se comportan de manera isotérmica[8], dichos autores modificaron el modelo propuesto por Yee y Grossmann[9], con el cual aplicando restricciones disyuntivas lograron reflejar el comportamiento energético del cambio de fase de una corriente agregando el termino del calor latente de vaporización[10]. Aunque el modelo permite manipular corrientes que cambian de fase, está basado en la misma superestructura dada por Yee y Grossmann (1990), con sus mismas suposiciones y restricciones; además, al agregar las restricciones disyuntivas, el modelo aumenta su número de variables binarias, lo que lo hace mucho más complejo y de difícil resolución.

#### 1.4 SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR (HEN)<sup>5</sup>.

El problema de la generación de la HEN óptima radica en la complejidad que tienen algunos procesos por el número de corrientes que deben ser calentadas y/o enfriadas. El diseño óptimo de una HEN busca la mejor alternativa por las cuales las corrientes calientes dan energía a las corrientes frías obteniendo un mínimo costo de servicios de calentamiento, enfriamiento y de inversión[11].

Para el diseño de redes de intercambio de calor existen en general dos metodologías ampliamente usadas, la primera es la llamada *Secuencial*, que

---

<sup>5</sup> Por sus siglas en ingles *Heat Exchanger Network (HEN)*

resuelve el problema a través de una serie de pasos establecidos, pero que no siempre garantizan la obtención de un óptimo global; la segunda es la metodología *Simultánea*, que busca la solución óptima teniendo en cuenta diversos costos de operación e inversión al mismo tiempo, su complejidad es mucho mayor y por la alta combinación de soluciones factibles es muy difícil asegurar el encontrar un óptimo global. Para la comprensión de los conceptos principales de este proyecto a continuación se esbozaran brevemente las dos metodologías.

#### 1.4.1 METODOLOGÍA SECUENCIAL

Para la obtención de las HEN óptima de un proceso se ha seguido tradicionalmente una metodología secuencial en tres pasos [11, 12]:

- Minimizar costo de servicios de calentamiento y enfriamiento.
- Minimizar el número de intercambiadores.
- Minimizar costos de inversión.

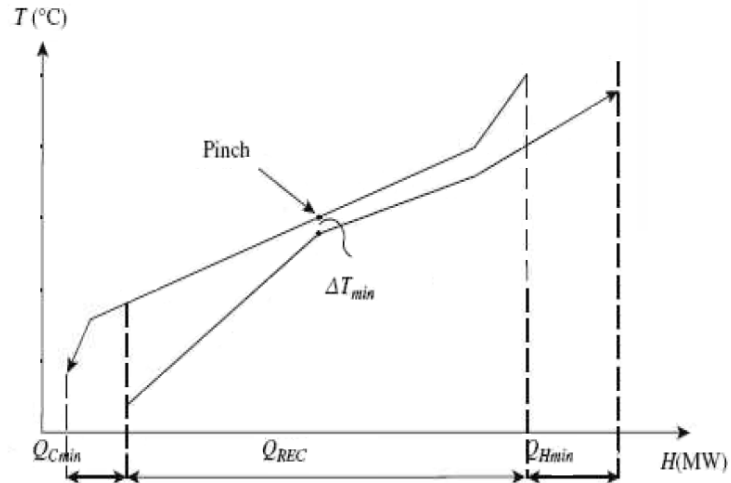
Para la realización de esta metodología se pueden usar varios métodos, generalmente uno gráfico (Metodología PINCH) y otro aplicando programación matemática (Método de Intervalos de temperatura - modelo de transbordo). A continuación se esbozan ambos métodos.

##### 1.4.1.1 Metodología Pinch

La metodología Pinch está basado en diagramas globales de temperatura Vs entalpía. En la Figura 3 se ilustran las curvas que representen el cambio de energía que deben sufrir las corrientes frías y calientes en un proceso, la curva formada por las corrientes calientes se dibuja por encima de la de las frías y para determinar los mínimos requerimientos externos de energía se acercan las curvas compuestas hasta que en el punto más cercano de las graficas se cumpla un determinado valor de diferencia de temperatura llamado  $DT_{min}$ , este punto se conoce como punto *pinch*, y las temperaturas en ese punto reciben el nombre de

*temperaturas pinch*. Del diagrama pinch se obtienen las energías de los servicios de enfriamiento y calentamiento como la energía que no se traslapa entre las corrientes calientes y frías ( $Q_{Cmin}$  y  $Q_{Hmin}$ ).

Figura 3. Diagrama típico para las curvas compuestas Temperatura Vs Entalpia de corrientes de un proceso



El método postula que para que una red de intercambiadores use los mínimos requerimientos de energía de servicios industriales, las corrientes de proceso no deben intercambiar energía a través del punto pinch, es decir, una corriente caliente a una temperatura superior a la temperatura pinch *no* debe calentar una corriente fría que tenga una temperatura inferior a la temperatura pinch.

#### 1.4.1.2 Método de intervalos de temperatura - modelo de transbordo

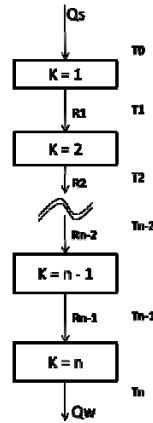
Diversos investigadores [12, 13] han desarrollado métodos sistemáticos en los cuales los mínimos requerimientos de la red (Energía del vapor, Energía del agua de enfriamiento) se obtienen en la resolución de un modelo de transporte. En dicho modelo las corrientes calientes y los servicios de calentamiento son vistos como fuentes de energía que se distribuyen en intervalos de temperatura, los cuales luego se convierten en fuentes de energía hacia los sumideros o corrientes frías del sistema.

En este método se subdivide el problema de acuerdo a rangos de temperatura, (aunque cada rango puede ser de tamaño arbitrario, no debe ser menor que el

DTmin). Para cada rango se realizan los balances de energía globales, el objetivo es minimizar el costo de servicios lo que se logra resolviendo un modelo de transporte (*programación lineal*)[11, 12].

En la Figura 4 se muestra el diagrama de intervalos para un proceso típico,  $Q_s$  y  $Q_w$  son las energías transferidas entre las corrientes del proceso y los servicios de calentamiento y enfriamiento respectivamente. Para determinar  $Q_s$  y  $Q_w$  se minimizan los costos energéticos asociados, sujetos a restricciones de balance de energía[11, 12].

Figura 4. Diagrama de intervalos de temperatura para un proceso



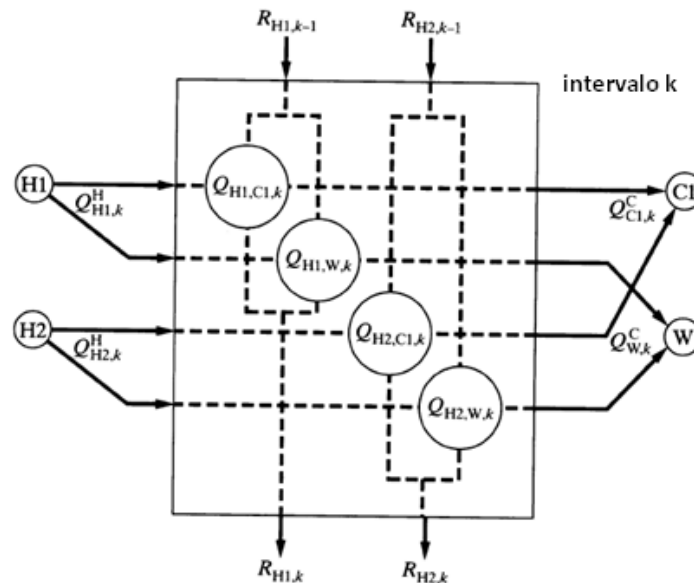
$$\begin{aligned}
 & \text{Minimizar} \quad Z = w_s Q_s + w_w Q_w \\
 & R_k - R_{k-1} = (T_{k-1} - T_k) * (FCp_i - FCp_j) \quad i \in k \quad j \in k \quad k = 2, \dots, n-1 \\
 & Q_s - R_k = (T_0 - T_k) * (FCp_i - FCp_j) \quad i \in k \quad j \in k \quad k = 1 \\
 & R_{k-1} - Q_w = (T_{k-1} - T_k) * (FCp_i - FCp_j) \quad i \in k \quad j \in k \quad k = n \\
 & R_{ik} \geq 0 \quad Q_w \geq 0 \quad Q_s \geq 0 \quad w_w \geq 0 \quad w_s \geq 0 \\
 & R_{i0} = R_{iK} = 0
 \end{aligned} \tag{1}$$

La ecuación (1) muestra el modelo matemático; en el cual las variables  $R_k$  son energías “residuales” que están disponibles en un intervalo de temperatura y que pueden ser aprovechado en otro de menor temperatura, en cada intervalo se plantea un balance de energía con las corrientes de proceso que tienen

temperaturas en ese intervalo. Las restricciones de no-negatividad se requieren para que el método numérico de optimización no viole la segunda ley de la termodinámica.

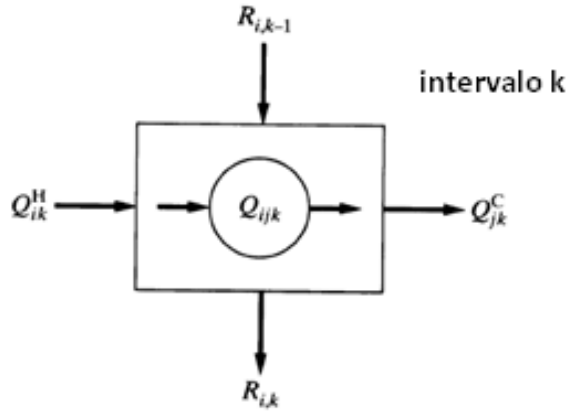
Una vez obtenidos los mínimos servicios de la red, se replantea el diagrama de intervalos de temperatura, esta vez teniendo en cuenta las posibles transferencias de energía existentes en cada intervalo; se replantean las restricciones de balance de energía y en este punto se minimizan las posibles transferencias entre corrientes.

Figura 5. Esquema general para el modelo de transporte para el desarrollo de una HEN



En la Figura 5 se ilustra una red en la cual dos corrientes (H1, H2) calientes potencialmente intercambian energía con dos corrientes frías (C1, W), en el intervalo  $k$ . Como se vé, la energía de las corrientes calientes en el intervalo  $k$ ,  $Q_{H1,k}^H$  y  $Q_{H2,k}^H$ , combinadas con las energías residuales de las corrientes calientes en el intervalo  $k-1$ ,  $R_{H1,k-1}$  y  $R_{H2,k-1}$ , son transferidas a las corrientes frías C1 o W, o rechazadas al siguiente intervalo como energías residuales del intervalo  $k$  como  $R_{H1,k}$  y  $R_{H2,k}$ .

Figura 6. Esquema de un nivel de temperatura dentro del modelo de transporte



Usando la estructura mostrada en la Figura 5 y la nomenclatura de la Figura 6 se puede plantear un problema MILP como sigue:

$$\begin{aligned}
 & \text{Minimizar} \quad Z = \sum_i \sum_j w_{ij} y_{ij} \\
 & R_{ik} - R_{i,k-1} + \sum_{j \in C_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^H \quad i \in H_k \quad k = 1, \dots, K \\
 & \sum_{i \in H_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^C \quad j \in C_k \quad k = 1, \dots, K \\
 & \sum_k Q_{ijk} - y_{ij} U_{ij} \leq 0 \quad i \in H \quad j \in C \\
 & R_{ik} \geq 0 \quad Q_{ijk} \geq 0 \quad y_{ij} \in 0, 1 \\
 & R_{i0} = R_{iK} = 0
 \end{aligned} \tag{2}$$

Donde  $Q_{ijk}$  es la energía como calor intercambiado entre la corriente caliente  $i$  y la corriente fría  $j$  en el intervalo  $k$ ,  $Q_{ik}^H$  es la energía como calor disponible de la corriente caliente  $i$  en el intervalo  $k$ ,  $R_{i,k-1}$  es la energía residual disponible de la corriente caliente  $i$  que es transferida del intervalo adyacente más caliente  $k-1$ ,  $R_{i,k}$  es la energía residual de la corriente  $i$  que es transferida al intervalo adyacente más frío  $k+1$ , y  $Q_{ik}^C$  es la energía que debe ser transferida a la corriente fría  $j$  en el intervalo  $k$ .  $y_{ij}$  es una variable binaria que es uno cuando existe transferencia entre la corriente  $i$  y la corriente  $j$ , o cero en caso contrario. El objetivo es minimizar el

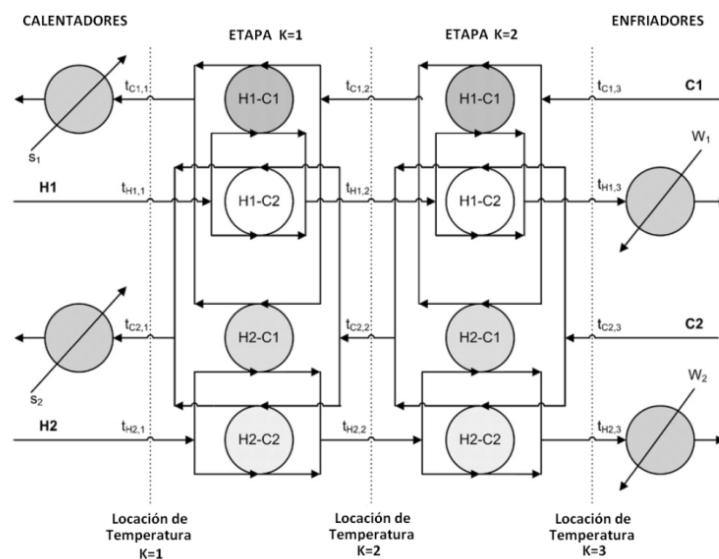
número de coincidencias (número de intercambiadores),  $U_{ij}$  es un valor límite para la variable  $Q_{ijk}$ .

#### 1.4.2 METODOLOGÍA SIMULTÁNEA – SUPERESTRUCTURAS.

Consiste en una estrategia para solucionar problemas de síntesis de proceso usando programación matemática. Dicho método requiere postular una estructura que incluye todos los equipos que puedan ser potencialmente seleccionados en el diagrama de flujo final, así como su posible interconexión[11, 12, 14]. Las ecuaciones de los equipos, su conectividad, y las restricciones para las condiciones de operación son incluidas en un problema de optimización donde se minimiza una función de costos o se maximiza una ganancia. Este enfoque requiere que el uso de variables discontinuas que representan las elecciones de los equipos, dichas variables de *decisión* son variables binarias que son cero (0) en el caso en que no se deba tener conexión un equipo o uno (1) si se debe hacer conexión; en general el modelo formado es un problema de programación lineal o no lineal entero mixto (MILP o MINLP).

#### 1.4.3 MODELO DE SUPERESTRUCTURA PARA REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR[9]

Figura 7. Superestructura para dos corrientes calientes (H1-H2) y dos corrientes frías (C1-C2)



El modelo propuesto por Yee y Grossmann(1990) plantea que la obtención de la red de intercambiadores se haga minimizando el costo total anual de la red a través de la elección de una superestructura como la mostrada en la Figura 7, en tal estructura dos corrientes calientes y dos corrientes frías intercambian energía en dos “*etapas*”; en cada etapa independiente las corrientes frías y calientes se dividen para dar la posibilidad de intercambiar energía entre sí; cabe anotar que en dicho modelo la transferencia de energía solo puede darse en los extremos de la estructura y no forman parte de ninguna etapa como tal.

A continuación se da una descripción completa del modelo ya que dada su importancia, será la base para el desarrollo del modelo a plantear en este trabajo.

#### 1.4.3.1 Parámetros del modelo

Los parámetros y variables base para el modelo se enuncian a continuación.

$TIN =$	Temperatura de entrada de las corrientes
$FC =$	Capacidad calorífica por flujo
$TOUT =$	Temperatura de salida de las corrientes
$U =$	Coefficiente global de transferencia de calor
$CCU =$	Costo unitario para el servicio de enfriamiento
$CHU =$	Costo unitario para el servicio de calentamiento
$CF =$	Costo fijo para los intercambiadores
$C =$	Coefficiente de costo de intercambiadores en función del área de transferencia de energía
$\beta =$	Exponente para el costo del área
$NOK =$	Número total de etapas
$\Omega =$	Límite superior para la energía intercambiada
$\Delta T_{max}$	Límite superior para la diferencia de temperatura entre corrientes

### 1.4.3.2 Variables del modelo

$dt_{ijk}$	Aproximación de temperatura para la transferencia entre la corriente caliente $i$ y la corriente fría $j$ en la posición $k$
$dctu_i$	Aproximación de temperatura para la transferencia entre la corriente caliente $i$ y el servicio de enfriamiento
$dthu_j$	Aproximación de temperatura para la transferencia entre la corriente fría $j$ y el servicio de calentamiento
$q_{ijk}$	Energía intercambiada entre la corriente caliente $i$ y la corriente fría $j$ en la etapa $k$
$qcu_i$	Energía intercambiada entre la corriente caliente $i$ y el servicio de enfriamiento
$t_{i,k}$	Temperatura de la corriente caliente al final de la etapa $k$
$t_{j,k}$	Temperatura de la corriente fría $j$ al final de la etapa $k$
$Z_{i,j,k}$	Variable binaria que representa la existencia de transferencia de energía entre la corriente caliente $i$ y la corriente fría $j$ en la etapa $k$
$Zcu_i$	Variable binaria que representa la existencia de transferencia de energía entre la corriente caliente $i$ y el servicio de enfriamiento
$Zhu_j$	Variable binaria que representa la existencia de transferencia de energía entre la corriente fría $j$ y el servicio de calentamiento

### 1.4.3.3 Balances Globales por Corrientes

El balance global de energía asegura que las corrientes de proceso obtengan los requerimientos energéticos necesarios de la red. La restricción especifica que la energía total transferida a cada corriente sea igual a la suma de energía intercambiada con las otras corrientes de proceso más la intercambiada con el servicio industrial.

$$\begin{aligned} (T_{in_i} - T_{out_i})FC_i &= \sum_{k \in ST} \sum_{j \in CP} q_{i,j,k} + qcu_i, & i \in HP \\ (T_{out_j} - T_{in_j})FC_j &= \sum_{k \in ST} \sum_{i \in HP} q_{i,j,k} + qhu_j, & j \in CP \end{aligned} \quad (3)$$

### 1.4.3.4 Balances por etapa

Un balance de energía por etapa es necesario para determinar las temperaturas de la superestructura. En el caso de la Figura 7 se requieren tres temperaturas. Las temperaturas son más altas en la locación  $k=1$  y más bajas en la locación  $k=3$ . Debido a la suposición de mezcla isotérmica no se requieren balances de energía en los mezcladores.

$$\begin{aligned}
(t_{i,k} - t_{i,k+1})FC_i &= \sum_{j \in CP} q_{i,j,k}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \\
(t_{j,k} - t_{j,k+1})FC_j &= \sum_{i \in HP} q_{i,j,k}, \quad j \in CP, \quad k \in ST
\end{aligned} \tag{4}$$

#### 1.4.3.5 Asignación de temperaturas de entrada a la superestructura

Las temperaturas iniciales de las corrientes son asignadas a la superestructura, en la Figura 7, para las corrientes calientes la entrada corresponde a la locación  $k=1$ , mientras que, para las corrientes frías las temperaturas iniciales corresponden a la locación  $k=3$ .

$$\begin{aligned}
t_{i,1} &= TIN_i, \quad i \in HP \\
t_{j,NOK+1} &= TIN_j, \quad j \in CP
\end{aligned} \tag{5}$$

#### 1.4.3.6 Restricciones de uniformidad de temperatura (Corrientes de Proceso)

Las siguientes restricciones son necesarias para asegurar una disminución monótona de temperatura desde la locación  $k=1$ , hasta la locación  $k= nok+1$ . Adicionalmente, se deben agregar restricciones para dar los límites de las temperaturas de las corrientes a la salida de la superestructura.

$$\begin{aligned}
t_{i,k} &\geq t_{i,k+1}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \\
t_{j,k} &\geq t_{j,k+1}, \quad j \in CP, \quad k \in ST \\
TOUT_i &\leq t_{i,NOK+1}, \quad i \in HP \\
TOUT_j &\geq t_{j,1}, \quad j \in CP
\end{aligned} \tag{6}$$

#### 1.4.3.7 Cargas energéticas de los servicios industriales

Los requerimientos energéticos de los servicios de enfriamiento son determinados para cada corriente de proceso en términos de las temperaturas de salida de la última etapa y la temperatura objetivo de la corriente. Las restricciones se escriben como sigue:

$$\begin{aligned}
(t_{i,NOK+1} - TOUT_i) FC_i &= qcu_i, \quad i \in HP \\
(TOUT_j - t_{j,1}) FC_j &= qhu_j, \quad j \in CP
\end{aligned} \tag{7}$$

#### 1.4.3.8 Restricciones lógicas

Se necesitan restricciones lógicas y variables binarias para determinar la existencia de transferencia de energía entre las corrientes en cada etapa y con los servicios. Las variables  $Z$  toman valores de uno si en la red óptima se encuentran las transferencias a las que están asociadas.

$$\begin{aligned}
q_{i,j,k} - \Omega z_{i,j,k} &\leq 0, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \\
qcu_i - \Omega zcu_i &\leq 0, \quad i \in HP \\
qhu_j - \Omega zhu_j &\leq 0, \quad j \in CP
\end{aligned} \tag{8}$$

#### 1.4.3.9 Diferencia de temperaturas en los intercambiadores

Para calcular la diferencia de temperatura en los lados del intercambiador se usan variables binarias para activar o desactivar las siguientes restricciones, si  $z$  es igual a 1 el intercambiador existe y por tanto la diferencia de temperatura se calcula con las temperaturas de las etapas; si  $z$  es cero, la restricción se hace redundante.

Las restricciones pueden ser expresadas como inecuaciones debido a que la minimización del área de transferencia fuerza a que las diferencias de temperatura sean los más altos posibles.

$$\begin{aligned}
dt_{i,j,k} &\leq t_{i,k} - t_{j,k} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,j,k}), \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \\
dt_{i,j,k+1} &\leq t_{i,k+1} - t_{j,k+1} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,j,k}), \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \\
dtcu_i &\leq t_{i,NOK+1} - TOUTcu + \Delta T_{\max} (1 - Zcu_i), \quad i \in HP \\
dthu_j &\leq TOUT_{HU} - t_{j,1} + \Delta T_{\max} (1 - Zhu_j), \quad j \in CP
\end{aligned} \tag{9}$$

#### 1.4.3.10 Diferencia mínima de temperatura y media logarítmica

Para evitar inconsistencias y limitar la aproximación de temperatura en los intercambiadores se introduce la siguiente restricción:

$$dt_{ijk} \geq \Delta T_{\min} \quad (10)$$

Y, para calcular la media logarítmica en cada intercambiador se usa la aproximación dada por Chen (1987)[15].

$$LMTD = \left( dt1 * dt2 * \frac{(dt1 + dt2)}{2} \right)^{1/3} \quad (11)$$

Donde dt1 y dt2 son la diferencia de temperatura en los dos lados del intercambiador.

Está se usa para evitar las dificultades numéricas cuando las aproximaciones de temperatura a la entrada y salida del intercambiador son muy similares.

#### 1.4.3.11 Función objetivo

La función objetivo es definida como sigue:

$$\begin{aligned} \min TAC = & \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} CF_{ij} Z_{i,j,k} + \sum_{i \in HP} CF_{i,cu} Z_{cu_i} + \sum_{j \in CP} CF_{j,HU} Z_{hu_j} \right] \\ & + \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} C_{ij} \left[ \frac{q_{i,j,k}}{LMTD_{i,j,k} U_{i,j}} \right]^{B_{i,j}} + \sum_{i \in HP} C_{i,cu} \left[ \frac{q_{cu_i}}{LMTD_{i,cu} U_{i,cu}} \right]^{B_{i,cu}} \\ & + \sum_{j \in CP} C_{j,HU} \left[ \frac{q_{hu_j}}{LMTD_{hu,j} U_{HU,j}} \right]^{B_{j,HU}} + \sum_{i \in HP} CCU q_{cu_i} + \sum_{j \in CP} CHU q_{hu_j} \end{aligned} \quad (12)$$

Donde:

$$\frac{1}{U_{ij}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_j}; \quad \frac{1}{U_{i,cu}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{cu}}; \quad \frac{1}{U_{HU,j}} = \frac{1}{h_{HU}} + \frac{1}{h_j} \quad (13)$$

El modelo es un MINLP, la función de costo minimiza al mismo tiempo el costo energético de los servicios, y el costo de capital de los equipos de intercambio. La principal característica del modelo es la naturaleza no-convexa de la función

objetivo, el cual podría conllevar a que la función objetivo exhibiera varios óptimos locales.

## 1.5 MODELOS DE PROGRAMACIÓN MATEMÁTICA.

Las metodologías tanto secuenciales como simultáneas generan modelos matemáticos de optimización, que por su importancia, merecen ser analizados con más detenimiento.

### 1.5.1 PROGRAMACIÓN LINEAL ( $LP^6$ )

Dentro de la definición de problemas de programación lineal están aquellos modelos de optimización en los cuales se debe minimizar o maximizar una función objetivo sujeta a unas restricciones del sistema. Pueden ser representados de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{Minimizar} \quad & z = f(x_k) \\ \text{sujeta a:} \\ & g_i(x_k) \leq 0; i = 1, 2, 3 \dots n \\ & h_j(x_k) = 0; j = 1, 2, 3 \dots m \\ & x_k \geq 0; k = 1, 2, 3 \dots p \end{aligned} \tag{14}$$

En este tipo de problemas de optimización tanto la función objetivo como las restricciones de desigualdad e igualdad son funciones lineales de las variables continuas  $X_k$ . Los problemas de programación lineal son en general de fácil resolución y con un óptimo global.

### 1.5.2 PROGRAMACIÓN NO-LINEAL ( $NLP^7$ )

Los problemas de programación no lineal se diferencian de los lineales en que la función objetivo o las restricciones del sistema pueden ser funciones no lineales de las variables continuas  $X_k$ .

---

<sup>6</sup> Por sus siglas en inglés *Linear Programming*

<sup>7</sup> Por sus siglas en inglés *Non linear Programming*

A diferencia de los problemas de programación lineal, no es sencillo resolver estos problemas, además dependiendo de si la región de optimización es convexa o no, la función objetivo puede exhibir uno o varios óptimos locales. En general los algoritmos desarrollados para resolver problemas NLP no garantizan la convergencia a una única solución óptima[12].

### 1.5.3 PROGRAMACIÓN LINEAL MIXTA ENTERA (MILP<sup>8</sup>)

En este tipo de problemas se adicionan variables discretas (generalmente binarias), que sirven para resolver situaciones de toma de decisiones. Como su nombre lo indica, tanto la función objetivo como las restricciones del sistema deben ser lineales.

$$\begin{aligned}
 & \text{Minimizar} \quad z = f(x_k) + g(y_t) \\
 & \text{sujeta a:} \\
 & h_i(x_k) + l_i(y_t) \leq 0; i = 1, 2, 3 \dots n \\
 & o_j(x_k) + r_j(y_t) = 0; j = 1, 2, 3 \dots m \\
 & x_k \geq 0; k = 1, 2, 3 \dots p \\
 & y_t = \{0, 1\}; t = 1, 2, 3 \dots q
 \end{aligned} \tag{15}$$

Los MILP son muy usados para modelar toma de decisiones mediante el uso de variables binarias, ejemplos como los siguientes son típicos[12](13):

a. Elecciones múltiples

Seleccionar solo un ítem:

$$\sum_{j=1}^t y_j = 1 \tag{16}$$

Seleccionar no más de un ítem:

$$\sum_{j=1}^t y_j \leq 1 \tag{17}$$

---

<sup>8</sup> Por sus siglas en ingles "Mixer Integer Linear Programming"

Seleccionar al menos un ítem:

$$\sum_{j=1}^t y_j \geq 1 \quad (18)$$

b. Restricciones de implicación:

Si el ítem  $k$  es seleccionado, el ítem  $j$  también debe ser seleccionado, pero no a la inversa:  $y_k - y_j \leq 0$

Si una variable binaria  $y$  es cero, una variable continua asociada  $x$  también debe ser cero:

$$x - Uy \leq 0, \quad x \geq 0 \quad (19)$$

Donde  $U$  es un límite superior para  $x$ .

c. Restricciones disyuntivas (decisiones si-no)

La restricción  $g_1(x) - Uy \leq 0, \quad g_2(x) - U(1 - y) \leq 0$

Donde  $U$  es un límite superior para convenientemente alto.

La complejidad de resolución de estos problemas radica en la discretización de las variables enteras, muchos de los algoritmos se basan en toma de decisiones acerca del punto inicial. Generalmente los algoritmos hacen una relajación de las variables binarias transformándolas en continuas entre cero y uno, luego resuelven el problema LP, si en el resultado las variables binarias convergen a valores enteros entonces se reporta la solución como óptima, sino, se toman los valores obtenidos como límites de las variables binarias y se relajan de nuevo para otra iteración.

#### 1.5.4 PROGRAMACIÓN NO-LINEAL MIXTA ENTERA (MINLP<sup>9</sup>)

A diferencia de la MILP, en la formulación de estos problemas, la función objetivo o las restricciones del sistema pueden ser funciones no lineales de las variables continuas y binarias.

Estos problemas son los más complejos ya que combinan los inconvenientes de los modelos no-lineales con los problemas de los modelos mixtos enteros. Este trabajo se basará en el planteamiento de un modelo matemático MINLP para redes de intercambio de calor, modificando la superestructura propuesta por Yee y Grossmann [9], lo cual conllevará al planteamiento de un modelo matemático MINLP el cual podrá manejar múltiples servicios dentro de la red; y, con pocas variaciones, se podrá ajustar para la manipulación de corrientes que sufran cambios de fase.

### 1.6 REDISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

En el rediseño de redes de intercambio de calor se parte de una red existente que posee posibilidades de mejoras en su rendimiento, esto se debe generalmente cambios de operación respecto al diseño original o simplemente a un primer diseño no integrado. El rediseño incluye la ampliación del área de intercambio, reemplazo, o cambio de los intercambiadores existentes, así como su reposicionamiento dentro de la red.

En 1990 Ciric y Floudas [16] modifican un modelo de transporte para el rediseño de redes de intercambio, en el agregan variables binarias que les permiten modelar reubicación, reconexión y aumento del área de los intercambiadores de calor, el modelo matemático obtenido es un MINLP. El modelo evalúa simultáneamente el área de los intercambiadores existentes su potencial reubicación, el área adicional requerida por los intercambiadores que están en la

---

<sup>9</sup> Por sus siglas en inglés “*Mixer Integer non-Linear Programming*”

red, y el costo estimado de reconexión, mientras optimiza la configuración de la red y la transferencia de energía.

De otra parte, Asante y Zhu [17] presentaron una metodología secuencial en dos etapas, en la primera se evalúa una red de intercambio existente y con base en una análisis *pinch* se obtiene una posible reconfiguración; en la segunda etapa, se aplica un modelo de programación matemática (NLP) sobre la estructura propuesta para optimizar las áreas de intercambio y las transferencias de energía entre las corrientes. Los autores valoran esta metodología por que le permite al usuario tener plena conciencia de cada una de las etapas de diseño e interactuar con él.

Con el objetivo de incluir restricciones operacionales, Silva y Zem [18] desarrollaron un modelo matemático de transporte en el que la función objetivo únicamente depende del área total a agregar a la red de intercambio existente. Los autores incluyen en su modelo restricciones para tener en cuenta que la caída de presión a través de los intercambiadores no supere un máximo establecido por cada corriente.

Usando una metodología de optimización simultánea Björk y Nordman [19] modificaron el modelo de Yee y Grossmann [9] para el rediseño de redes de intercambio, aplicando restricciones disyuntivas logran incluir restricciones para el aumento del área de los antiguos intercambiadores. La modificación del modelo es resuelta aplicando algoritmos genéticos y programación matemática en GAMS.

Las metodologías antes descritas se basan en los modelos de diseño desde cero, por eso con éste trabajo la aplicación del modelo matemático a desarrollar puede generar soluciones satisfactorias no identificables con procedimientos tradicionales.

Éste trabajo se afronta el rediseño de trenes de precalentamiento de crudo en UDCs, aplicando un modelo matemático, que aproveche la posibilidad de usar

múltiples servicios para suplir las demandas energéticas de la red, con este modelo se quiere cambiar una premisa de la configuración general de una red de intercambio de calor<sup>10</sup>; además de que, la extensión de esta idea puede ser usada satisfactoriamente para redes donde existen corrientes que cambian de fase.

## 1.7 ALCANCES

Con este trabajo se propone plantear un modelo matemático para el diseño de redes de intercambio de calor, usando una metodología simultánea que pueda manejar múltiples servicios de manera no convencional; dicho modelo se ajustará para la manipulación de corrientes que cambien de fase.

El modelo se validará con datos reportados en literatura, para redes con múltiples servicios, redes con corrientes que cambian de fase, y que hayan sido reportados para las metodologías secuencial y simultánea.

Todos los modelos serán programado en GAMS[20] y se seleccionara el solver que mejor desempeño presente al resolver el modelo MINLP. En esta tesis no se pretende desarrollar un nuevo método de optimización, ni implementar el uso de artificios matemáticos para desconvexificar la función objetivo, principal problema del modelo; en lugar de ello, se programará GAMS para que realice una selección de puntos iniciales que garantice una solución optima del modelo.

Como ultimo alcance, se propondrá el rediseño de una red de intercambio de calor para los trenes de precalentamiento de las UDCs de la refinería de Barrancabermeja con escenario 2015-2020, aplicando el modelo desarrollado en esta investigación.

---

<sup>10</sup> Los intercambiadores de los servicios industriales están en los extremos de la red

## 2 CAPITULO II: HENS CON MÚLTIPLES SERVICIOS

### 2.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presenta el desarrollo de un modelo matemático capaz de manipular sistemáticamente múltiples servicios industriales en redes de intercambio de calor. A partir de una modificación de la superestructura propuesta por Yee y Grossmann se logra flexibilizar la misma para permitir el uso de intercambiadores “dentro” de la red. El modelo matemático planteado es un MINLP y fue resuelto usando el solver DICOPT[21] contenido en el software GAMS.

El modelo matemático es aplicado a tres casos reconocidos en literatura, con ellos se compara la metodología propuesta con los resultados de otras, tales como algoritmos genéticos, metodología pinch y métodos de transporte, reportando en todos los casos una disminución del costo total anualizado de la red, lo cual evidencia la ventaja del uso de múltiples servicios en el interior de la red de intercambio.

### 2.2 REDES CON MÚLTIPLES SERVICIOS INDUSTRIALES

La primera aplicación a redes con múltiples servicios se hizo a través de la tecnología PINCH, la cual se basa principalmente en dos pasos importantes, en el primero se encuentran los targets u objetivos energéticos de la red, y el segundo se realiza el diseño como tal de la misma. Los Targets son hallados cuando se obtienen los mínimos requerimientos de servicios industriales para una red con una  $\Delta T_{min}$  dada; dichos targets corresponden a la máxima cantidad de energía recuperada en la red.

Shenoy et al. [22] usaron el principio del servicio más económico (CUP<sup>11</sup>) como objetivo para seleccionar el servicio óptimo en una HEN. El CUP implica el favorecimiento del uso del servicio más barato a la vez que maximiza el uso de la

---

<sup>11</sup> Por sus siglas en ingles: *Cheapest Utility Principle*

energía de las corrientes de proceso. Se fija el  $\Delta T_{min}$  y se varía el uso de los servicios para determinar cuál o cuáles producen los menores costos de operación y de capital. El CUP se diferencia al método de la gran curva compuesta (GCC<sup>12</sup>)[23] en que toma en consideración los costos de capital de los servicios en el proceso para hallar los Targets de la red. Sin embargo, Al igual que en el caso de la metodología PINCH con un solo par de servicios, el método no hace un balance simultáneo de los costos de operación y de capital en el proceso de diseño de la red con múltiples servicios. Además, la metodología PINCH no permite manipular fácilmente preferencias para la transmisión de energía entre un par de corrientes determinadas. Adicionalmente cuando se realiza un diseño de redes de intercambio teniendo en cuenta el costo de capital y no solo el energético, el concepto de punto PINCH no siempre obtiene los mejores resultados, ya que en ciertas ocasiones la transferencia de energía a través del PINCH puede generar un menor costo total[12].

Isafiade y Fraser [24], desarrollaron una modificación del modelo de superestructura dado por Yee y Grossmann[9], ellos propusieron una estructura cuyos inicio de etapas estaban determinadas por las temperaturas iniciales de las corrientes calientes o frías, con dicho modelo pudieron manipular HENS con múltiples servicios. Los autores denominaron a su modelo con el nombre de IBM<sup>13</sup>. Sin embargo, su modificación se basa únicamente en la definición de las etapas de la estructura, y no realmente a un cambio físico de la misma donde se puedan incluir múltiples servicios al interior de la misma.

En general los modelos que permitían diseño óptimo de redes de intercambio de calor con múltiples servicios, usan metodologías en las cuales los intercambiadores asociados a los servicios se colocan en los extremos de la red [1-7], o se distribuyen en los extremos de las subredes limitadas por los puntos PINCH que se encuentren en determinado caso[25]. Sin embargo, cuando se

---

<sup>12</sup>Por sus siglas en ingles: *Grand Composite Curve*

<sup>13</sup>Por sus siglas en Ingles: *Interval-Based MINLP Superstructure*

dispone de varios servicios de calentamiento (Vapor de alta, baja o media presión) y, varios servicios de enfriamiento (agua de enfriamiento y refrigerantes) dentro del esquema de servicios asociados a la red, pueden existir diversas posibilidades para la transferencia de energía entre los servicios y las corrientes de proceso[2, 3], lo cual hace más complejo el problema y por tanto su solución no se puede obtener a priori.

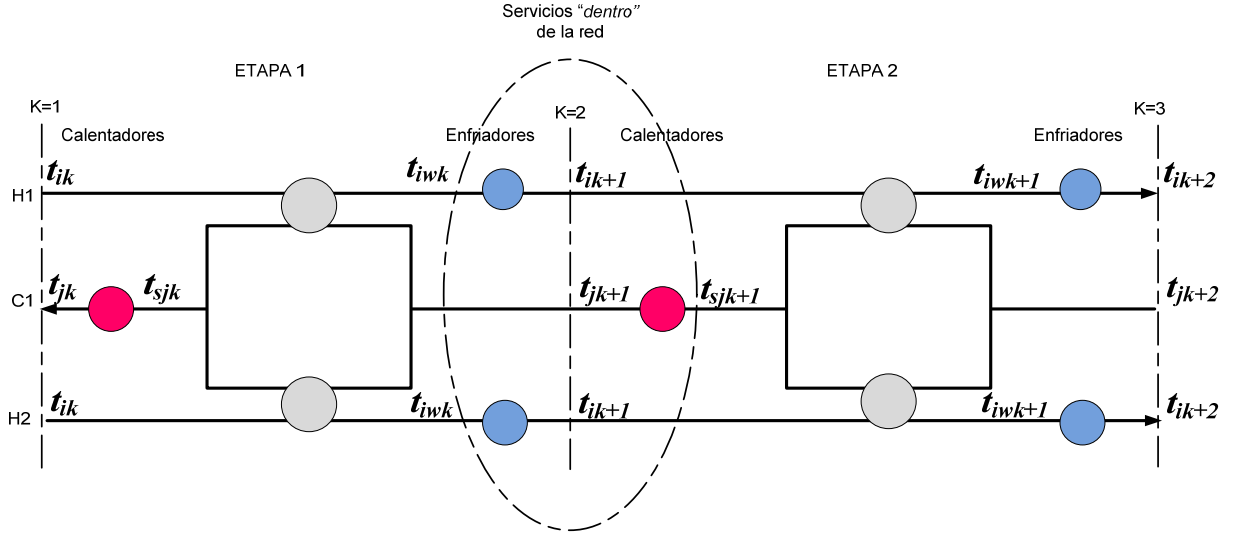
### 2.3 MODELO DE SUPERESTRUCTURA (YEE Y GROSSMAN 1990)

En éste trabajo realiza una modificación a la superestructura para permitir la transferencia de energía con los servicios industriales en el interior de la misma, con ello se pretende aprovechar el uso de varios servicios a diferentes temperaturas de procesos. Los cambios en la estructura modifican el modelo matemático de manera apreciable, aumentando su complejidad pero obteniendo soluciones que no son posibles a través de los modelos mencionados para redes con múltiples servicios.

### 2.4 FORMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

La Figura 8 muestra la modificación hecha en este trabajo sobre la estructura dada en la Figura 7, en ella en cada etapa de la estructura se permite la transferencia de energía entre las corrientes de procesos y los servicios industriales. Además la inclusión de los servicios dentro de la red genera modificaciones sobre el modelo matemático dado por Yee y Grossmann[26].

Figura 8 Modificación estructural de una red de intercambio propuesta en éste trabajo.



A continuación se desarrolla el modelo matemático basado en la superestructura modificada.

#### 2.4.1 BALANCES DE ENERGÍA GLOBALES

Las siguientes ecuaciones son los balances de energía para las corrientes de proceso. La energía que debe intercambiar una corriente se toma como la energía que entrega/recibe de las demás corrientes de proceso en cada etapa más la energía que transfiere con los servicios en cada etapa.

$$(T_{in_i} - T_{out_i})FC_i = \sum_{k \in ST} \sum_{j \in CP} q_{i,j,k} + \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} qcu_{i,w,k}, \quad i \in HP \quad (20)$$

$$(T_{out_j} - T_{in_j})FC_j = \sum_{k \in ST} \sum_{i \in HP} q_{i,j,k} + \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} qhu_{s,j,k}, \quad j \in CP \quad (21)$$

#### 2.4.2 BALANCES DE ENERGÍA POR ETAPA

Los balances de energía de cada corriente en cada etapa se deben expresar en función de la energía que se transfiere con las demás corrientes de proceso y la energía que se transfiere con los servicios.

➤ **Corrientes calientes**

$$(t_{i,k} - t_{i,w,k})FC_i = \sum_{j \in CP} q_{i,j,k}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \quad (22)$$

$$(t_{i,w,k} - t_{i,k+1})FC_i = \sum_{w \in CS} qcu_{i,w,k}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \quad (23)$$

➤ **Corrientes frías**

$$(t_{s,j,k} - t_{j,k+1})FC_j = \sum_{i \in HP} q_{i,j,k}, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (24)$$

$$(t_{j,k} - t_{s,j,k})FC_j = \sum_{s \in HS} qhu_{s,j,k}, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (25)$$

### 2.4.3 RESTRICCIONES LÓGICAS

Las siguientes restricciones garantizan que si las variables binarias  $\mathbf{Z}$  son cero la transferencia de energía  $\mathbf{q}$  sea cero, en caso contrario estas ecuaciones se hacen redundantes respecto a los balances de energía. En las ecuaciones  $\Omega$  es un parámetro límite máximo para la transferencia de energía.

$$q_{i,j,k} - \Omega z_{i,j,k} \leq 0, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (26)$$

$$qcu_{i,w,k} - \Omega z_{w,i,k} \leq 0, \quad i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST \quad (27)$$

$$qhu_{s,j,k} - \Omega z_{s,j,k} \leq 0, \quad s \in HS, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (28)$$

Las siguientes restricciones garantizan que las corrientes de proceso solo intercambian energía con un solo tipo de servicio industrial en cada etapa.

$$\sum_{w \in CS} z_{i,w,k} \leq 1, \quad i \in HP, \quad k \in ST \quad (29)$$

$$\sum_{s \in HS} z_{s,j,k} \leq 1, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (30)$$

### 2.4.4 RESTRICCIONES DE UNIFORMIDAD DE TEMPERATURA

Las siguientes restricciones restringen el modelo matemático para asegurar la caída monótonica de la temperatura a través de la estructura.

➤ **Corrientes de proceso**

$$t_{i,k} \geq tw_{i,k}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \quad (31)$$

$$tw_{i,k} \geq t_{i,k+1}, \quad i \in HP, \quad k \in ST \quad (32)$$

$$t_{j,k} \geq ts_{j,k}, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (33)$$

$$ts_{j,k} \geq t_{j,k+1}, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (34)$$

➤ **Servicios**

$$th_s \geq th_{s+1}, \quad s \in HS \quad (35)$$

$$tc_w \geq tc_{w+1}, \quad w \in CS \quad (36)$$

#### 2.4.5 CONDICIONES LIMITE DE TEMPERATURAS

Las siguientes restricciones son necesarias para que las corrientes lleguen a las temperaturas deseadas partiendo de las temperaturas disponibles.

$$t_{i,1} = TIN_i, \quad i \in HP \quad (37)$$

$$t_{j,NOK+1} = TIN_j, \quad j \in CP \quad (38)$$

$$t_{i,NOK+1} = TOUT_i, \quad i \in HP \quad (39)$$

$$t_{j,1} = TOUT_j, \quad j \in CP \quad (40)$$

#### 2.4.6 DIFERENCIA DE TEMPERATURAS EN LOS INTERCAMBIADORES

Con las siguientes ecuaciones se calcula la diferencia de temperaturas a la entrada y salida de todos los intercambiadores de calor. Estas ecuaciones se colocan como desigualdad debido a que en la función objetivo la diferencia de temperatura se encuentra en el denominador, por tanto cuando se escoja un intercambiador el *Solver* de optimización tratará de hacer la diferencia de temperaturas máxima. Si  $Z$  es igual a uno las variables  $dt$  se hacen menor/igual a la diferencia de temperatura en el intercambiador, en caso contrario la variable  $\Delta T_{\max}$  hace redundante esta restricción.  $\Delta T_{\max}$  Es el límite máximo de diferencia de temperatura entre las corrientes.

$$dtin_{i,j,k} \leq t_{i,k} - ts_{j,k} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,j,k}), \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (41)$$

$$dtout_{i,j,k} \leq tw_{i,k} - t_{j,k+1} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,j,k}), \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (42)$$

$$drcuin_{i,w,k} \leq t_{i,w,k} - Tcout_w + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,w,k}), \quad i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST \quad (43)$$

$$drcuout_{i,w,k} \leq t_{i,k+1} - Tcin_w + \Delta T_{\max} (1 - Z_{i,w,k}), \quad i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST \quad (44)$$

$$dthuin_{s,j,k} \leq Thin_s - t_{j,k} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{s,j,k}), \quad s \in HS, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (45)$$

$$dthuout_{s,j,k} \leq Thout_s - t_{s,j,k} + \Delta T_{\max} (1 - Z_{s,j,k}), \quad s \in HS, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (46)$$

Note que debido a las restricciones (29) y (30) solo un valor de  $Z_{s,j,k}$  y  $Z_{i,w,k}$  puede ser 1, y solo para el servicio que intercambie energía en la etapa k, por ello estas restricciones solo se activan para el servicio que intervenga en cada etapa.

Las siguientes restricciones garantizan que la diferencia en los intercambiadores no será inferior a un  $\Delta T_{\min}$  en cada intercambiador.

$$dtin_{i,j,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (47)$$

$$dtout_{i,j,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (48)$$

$$drcuin_{i,w,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST \quad (49)$$

$$drcuout_{i,w,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST \quad (50)$$

$$dthuin_{s,j,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad s \in HS, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (51)$$

$$dthuout_{s,j,k} \geq \Delta T_{\min}, \quad s \in CS, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (52)$$

La diferencia media logarítmica se calcula en base a la ecuación de Chen[15].

$$LMTD_{i,j,k} = \left( dtin_{i,j,k} * dtout_{i,j,k} * \frac{(dtin_{i,j,k} + dtout_{i,j,k})}{2} \right)^{1/3} \quad (53)$$

$$i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST$$

$$LMTD_{i,w,k} = \left( drcuin_{i,w,k} * drcuout_{i,w,k} * \frac{(drcuin_{i,w,k} + drcuout_{i,w,k})}{2} \right)^{1/3} \quad (54)$$

$$i \in HP, \quad w \in CS, \quad k \in ST$$

$$LMTD_{s,j,k} = \left( dthuin_{jk} * dthouout_{jk} * \frac{(dthuin_{jk} + dthouout_{jk})}{2} \right)^{1/3} \quad (55)$$

$i \in HP, w \in CS, k \in ST$

#### 2.4.7 FUNCIÓN OBJETIVO

La función objetivo se basa en la minimización de los costos de operación y de capital (56).

$$\begin{aligned} \min TAC = \\ INVCOST * \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} Z_{i,j,k} + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} Z_{i,w,k} \right. \\ \left. + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} Z_{j,s,k} \right] \\ + ACOEF \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{q_{i,j,k}}{LMTD_{i,j,k} U_{i,j}} \right]^{B_{i,j}} \\ + ACU \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qcu_{i,w,k}}{LMTD_{i,w,k} U_{i,w}} \right]^{B_{i,w}} \\ + AHU \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qhu_{s,j,k}}{LMTD_{s,j,k} U_{s,j}} \right]^{B_{s,j}} \\ + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} ACUC_w \sum_{k \in ST} qcu_{i,w,k} + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} AHUC_s \sum_{k \in ST} qhu_{s,j,k} \} \text{Costos de Servicios} \end{aligned} \quad (56)$$

} Costos de Capital

Los términos en rojo son las modificaciones hechas sobre la función objetivo original dada por Yee y Grossmann[9]. Para los costos de capital el cálculo se hace en base a la formula de economía de escala  $C_{intercambiador} = FC + C_A S^m$ , mientras que los costos de operación se calculan con el costo de los servicios industriales.

## 2.5 CASOS DE ESTUDIO

Los casos presentados a continuación fueron escogidos de la literatura con el fin de mostrar la versatilidad del modelo propuesto, ya que además de poseer múltiples servicios industriales, presentan elevado número de corrientes y diversas metodologías con las cuales han sido resueltos.

El modelo fue resuelto usando el software GAMS[20] con el solver DICOPT para el problema MINLP, CONOPT[27] para el sub problema NLP y XPRESS[28] para el LP.

### 2.5.1 CASO 1

Este primer ejemplo cuenta con dos corrientes calientes y una fría, resuelto por Shenoy [22] usando su metodología CUP y por Isafiade y Fraser [24] con su modelo IBM. La Tabla 1 muestra los datos para este caso.

Tabla 1. Datos de corrientes de proceso para el caso 1[22, 24]

Corriente	Ts (C)	Tt (C)	F (kW °C <sup>-1</sup> )	$\frac{h}{m^2 \text{ °C}^{-1}}$ (kW <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> °C <sup>-1</sup> )	Costos (£kW <sup>-1</sup> año <sup>-1</sup> )
H1	105	25	10	0,5	–
H2	185	35	5	0,5	–
C1	25	185	7.5	0,5	–
HPS	210	209	–	5	160
MPS	160	159	–	5	110
LPS	150	149	–	5	50
CW	5	6	–	2,6	10

**Parámetros de costos**

Factor Anualizado = 0,298/año  
 Costos de capital = 800\*[Área (m<sup>2</sup>)<sup>0,83</sup>] para todos los intercambiadores.

En la Tabla 2 ser resumen los resultados obtenidos en GAMS con el modelo desarrollado en este capítulo. El costo total anualizado obtenido por el modelo propuesto en este trabajo y por el modelo IBM es similar, aunque con un intercambiador menos a favor del modelo dado en este trabajo.

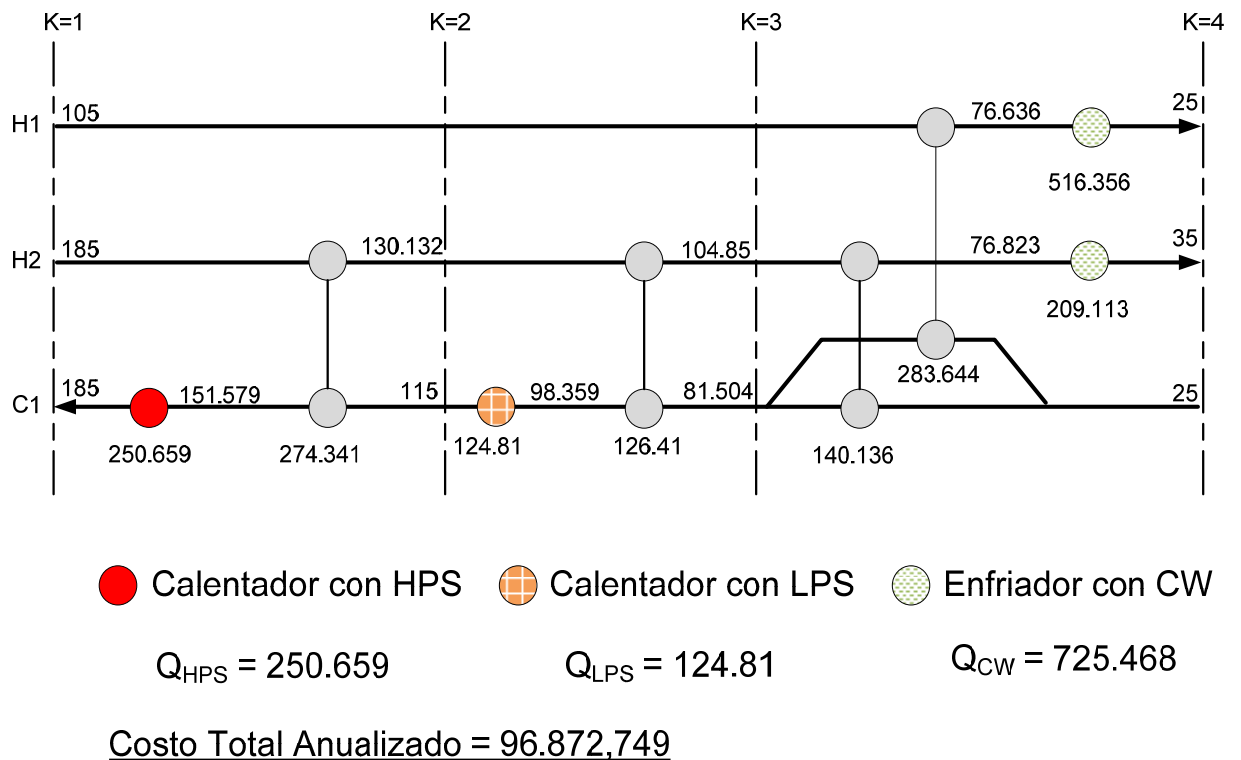
Respecto a la metodología secuencial también se obtiene un menor número de intercambiadores para la red, uno menos que en los trabajos de literatura citados.

Tabla 2. Resultados para el caso 1

	Shenoy et al. [22]	Isafiade y Fraser [24]	Éste Trabajo
Q <sub>HPS</sub> (kW)	203	244,61	250,659
Q <sub>MPS</sub> (kW)	53	1	0
Q <sub>LPS</sub> (kW)	119,5	143,72	124,81
Q <sub>CW</sub> (kW)	725.5	739,34	725,468
Número de unidades	9	9	8
Costo Total Anualizado	98 263	97 211	96 872,749
Costo en £/año			

La HEN resultante en este trabajo se muestra en la Figura 9. El modelo propuesto obtiene menores costos anualizados comparados con las otras dos metodologías comparadas, esto se debe a la manipulación sistemática de los servicios existentes, ya que el modelo se esfuerza en hacer la optimización simultánea de los costos de operación y de inversión sin restricciones implícitas, como mínima cantidad de servicios, o preferencia de algún servicio particular

Figura 9. HEN resultante para el caso 1



### 2.5.2 CASO 2

Este caso es tomado de Isafiade y Fraser [24], los cuales así mismo lo tomaron de Shenoy et al. [22]. La red cuenta con dos Corrientes calientes, tres frías, tres servicios de calentamiento y dos de enfriamiento. La

Tabla 3 muestra los datos para este ejemplo.

Tabla 3. Datos de corrientes de proceso para el caso 2[22, 24]

Corriente	Ts (C)	Tt (C)	F (kW °C <sup>-1</sup> )	$h$ (kW <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup> °C <sup>-1</sup> )	Costos (\$kW <sup>-1</sup> año <sup>-1</sup> )
H1	155	85	150	0,5	–
H2	230	40	85	0,5	–
C1	115	210	140	0,5	–
C2	50	180	55	0,5	–
C3	60	175	60	0,5	–
HPS	255	254	–	0,5	70
MPS	205	204	–	0,5	50
LPS	150	149	–	0,5	20
CW	30	40	–	0,5	10
AC	40	65	–	0,5	5

**Parámetros de costos**

Factor Anualizado = 0,322/año

Costos de capital = 13 000 + 1000\*[Área (m<sup>2</sup>)<sup>0,83</sup>] para todos los intercambiadores.

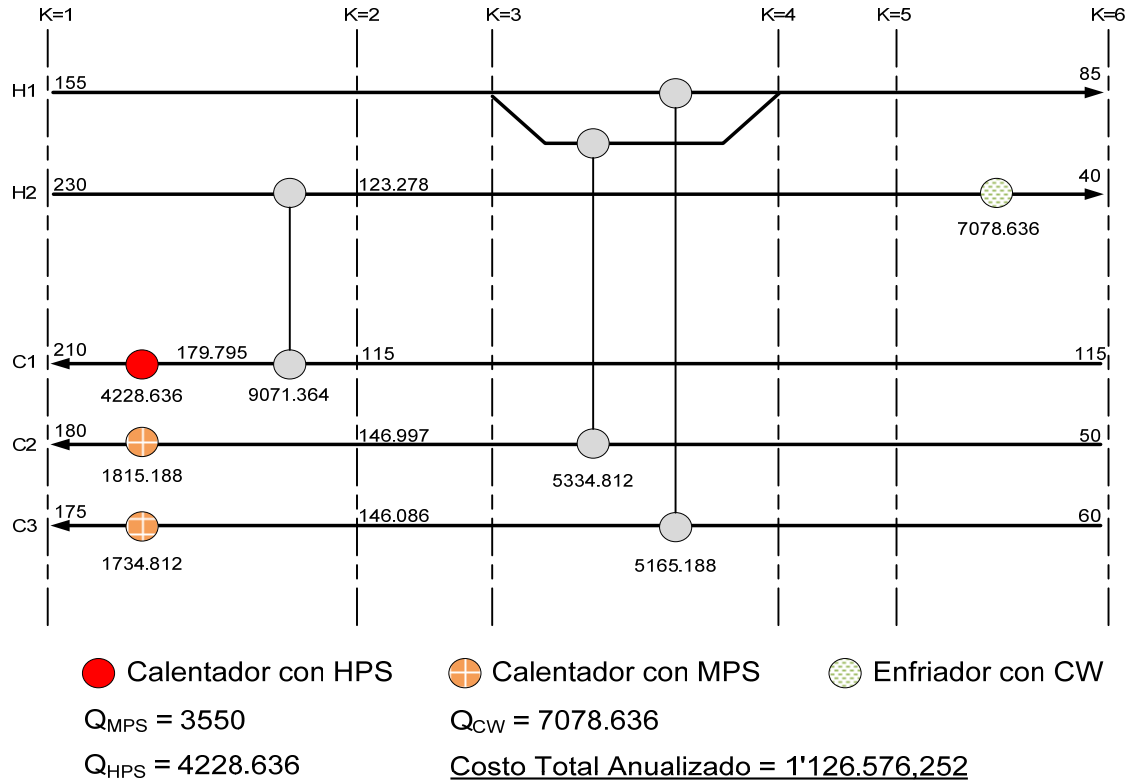
Los resultados para este trabajo se muestran en la Tabla 4. Los costos anualizados obtenidos por Isafiade y Fraser son similares a los de este trabajo, debido a que ambos modelos son basados en la minimización simultánea de los costos de operación y capital sobre una superestructura base similar. Sin embargo, el número de unidades de intercambio es de siete para este trabajo, tres intercambiadores menos que para el modelo IBM.

Tabla 4. Comparación de resultados para el caso 2

	Shenoy et al. [22]	Isafiade y Fraser [24]	Éste Trabajo
Q <sub>HPS</sub> (kW)	4885	4298,5	4228,636
Q <sub>MPS</sub> (kW)	3575	4033,4	3550
Q <sub>LPS</sub> (kW)	0	1	0
Q <sub>CW</sub> (kW)	3600	714,85	7078,636
Q <sub>AC</sub> (kW)	4160	19,38	0
Número de unidades	9	10	7
Costo Total Anualizado (*10 <sup>-3</sup> )	1158,5	1135,89	1126,58
Costo en \$/año			

Respecto a la metodología secuencial dada por Shenoy, también se halla una mejora en el coste total y en el número de intercambiadores que pasa de 9 a siete. La red obtenida en este trabajo se muestra en la Figura 10.

Figura 10. HEN resultante para el caso 2



### 2.5.3 CASO 3

El siguiente caso fue propuesto por Nielsen et al. (1997), posteriormente revisado por Lewin (1998), y por Ávila et al. (2008), La Tabla 5 muestra los datos iniciales para el diseño de la red de intercambiadores. Para este trabajo como segundo servicio de calentamiento se usa un vapor a 525 K con un costo del 60% respecto al vapor de alta.

Los resultados del modelo para el caso 3 se muestran en la Tabla 6. Los costos encontrados en este trabajo son menores a los encontrados por Ávila et al. Esto debido al uso de un servicio de menor valor para el intercambio de energía. Cabe notar que los modelos con los cuales Lewin y posteriormente Ávila et al. resolvieron este caso fueron algoritmos genéticos, los cuales probaban miles de posibles redes de intercambio hasta encontrar la que menores costos reportara.

Tabla 5. Datos de Corrientes de proceso para el caso de estudio 3. [29, 30]

Corrientes	T <sup>S</sup> [K]	T <sup>I</sup> [K]	CP [kW/K]	h [kW/m <sup>2</sup> K]
H1	514	405	25,84	0,3258
H2	409	297	213,7	0,3440
H3	583	480	30,17	0,1030
H4	474	438	239	0,3540
H5	506	290	42,38	1,3500
H6	554	308	128,9	0,7424
H7	454	433	91,22	0,6230
H8	561	518	185,3	0,4420
H9	613	465	19,3	0,0600
H10	424	308	15,19	0,3000
H11	738	302	100,2	0,5500
C1	288	608	171	0,3506
C2	300	555	124,3	0,7455
C3	380	759	98,04	0,4120
C4	302	445	41,8	1,3500
C5	501	519	185,7	1,0340
C6	443	457	485,9	1,0440
C7	447	451	1984	0,4420
C8	423	426	3004	0,9370
C9	365	393	172,8	0,6230
C10	377	378	601,8	1,3760
Vapor Alta P	775	773	-----	0,5
<b>Vapor Media P</b>	<b>525</b>	<b>525</b>	-----	<b>0,5</b>
Agua de enfriamiento	274	278	-----	0,5
<b>Parámetros de Costos</b>				
Ley de costo*	$C_{in} [DDK] = 713\ 943,86 + 514,71 \cdot (S(m^2))^{0,71}$			
Tiempo de vida útil	1 año			
Tasa de Interés	0 %			
<b>Costo de servicio de calentamiento</b>				
Vapor de Alta P	3060 [DDK Kw <sup>-1</sup> año <sup>-1</sup> ]			
<b>Vapor de Media P</b>	<b>1800 [DDK Kw<sup>-1</sup> año<sup>-1</sup>]</b>			
*Enfriadores y calentadores no – incluidos				
Los costos de enfriamiento son cero.				

Aunque el número de unidades de intercambiadores que reporta el modelo son 35, 5 más que los resultados de Lewin y 8 más que los de Ávila, como se ve en la Figura 11 existen intercambiadores que pueden ser combinados ya que intercambian energía entre las mismas corrientes en dos etapas consecutivas sin ninguna interferencia, combinando los intercambiadores consecutivos su número se reduce a 31, uno más que para Lewin y cuatro más que para Ávila. La razón del porque se presentan estos intercambiadores consecutivos está en que como la

función objetivo no los tiene en cuenta dentro de los costos de capital es irrelevante para el cálculo total, esta omisión del costo de los intercambiadores de servicios es parte de los datos del problema reportados por Lewin.

Figura 11. HEN para el caso 3

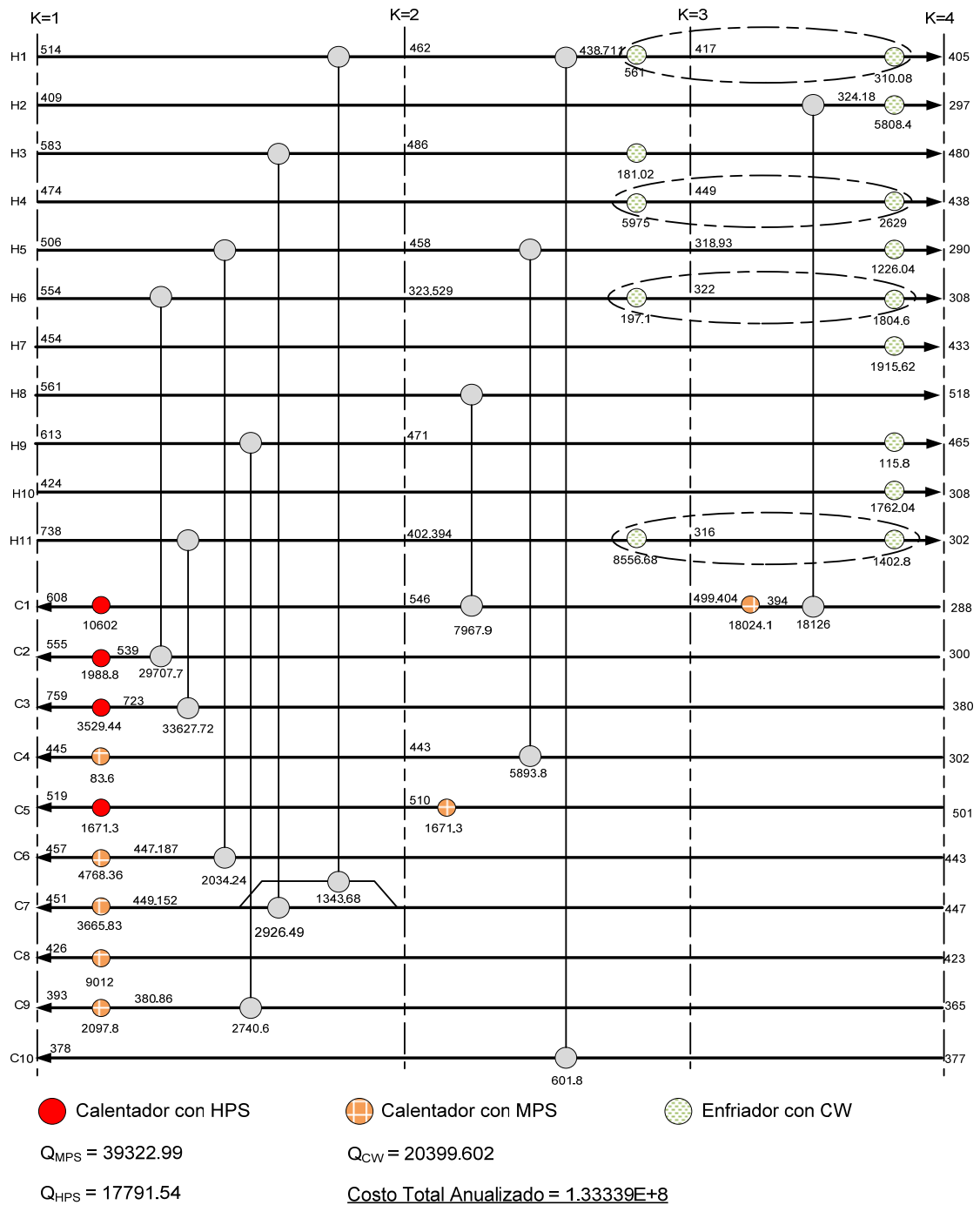


Tabla 6. Resultados para el caso 3

	Lewin[29]	Ávila et al.[30]	Éste Trabajo
$Q_{HPS}$ (kW)	45,4	42,5	17,791
$Q_{MPS}$ (kW)	0	0	39,322
Número de unidades	30	27	35
Costo Total Anualizado	$1,81 \cdot 10^6$	$1,37 \cdot 10^8$	$1,33 \cdot 10^8$
Costo en <b>DDK año<sup>-1</sup></b>			
La energía de servicio de enfriamiento no es reportada porque su costo es cero.			

En este ejemplo se demuestra que el modelo puede manejar problemas con un elevado número de corrientes de proceso, y las soluciones obtenidas son comparables con los resultados de metodologías estocásticas que se basan en la prueba de miles de HENs (algoritmos genéticos), que por su esencia deberían encontrar la mejor solución al barrer un espectro de posibilidades más grande que los métodos determinísticos usados para la resolución de los problemas de programación matemática.

### **3 CAPÍTULO III: DISEÑO DE HENS CON CORRIENTES QUE CAMBIAN DE FASE (ISOTÉRMICAS)**

Para el tratamiento de problemas que involucran corrientes isotérmicas, en este libro se define el concepto de pseudoservicios, y con base en éste se desarrolla la extensión del modelo presentado en el capítulo dos.

#### **3.1 PSEUDOSERVICIOS**

Cuando una corriente caliente cambia de fase (condensa), *debe* liberar una cantidad de energía a una temperatura que se puede considerar constante, de igual manera que lo haría un vapor de calentamiento; La diferencia está en que en el caso de éstas corrientes la energía que deben liberar o absorber son restricciones dadas por las necesidades del proceso. Por tanto, un *Pseudoservicio* es una corriente de proceso que se considera de comportamiento similar al que tendría un servicio industrial adicional en el sistema y que se mantiene a una temperatura constante.

#### **3.2 MODIFICACIONES DEL MODELO PARA CORRIENTES QUE CAMBIAN DE FASE**

Aunque la superestructura sobre la cual se basa el modelo a desarrollar es la misma, algunas restricciones matemáticas deben ser incluidas o ampliadas según el caso, a continuación se dan dichas modificaciones al modelo desarrollado en el capítulo anterior.

##### **3.2.1 BALANCE DE ENERGÍA PARA LOS PSEUDOSERVICIOS CALIENTES**

Como la corriente caliente que se condensa necesita una cantidad de energía dada  $Q_s H$ , esta debe ser igual a la energía que entrega a las corrientes de proceso frías y a los servicios de enfriamiento en cada etapa.

$$\sum_{j \in CP} \sum_{k \in st} Qhu_{s,j,k} + \sum_{w \in CS} Qhucu_{s,w} = QsH_s, \quad s \in pcs \quad (57)$$

En la ecuación (57) *pcs* es el subconjunto de *pseudoservicios* calientes y *QsH* es la energía que debe entregar el *pseudoservicio* caliente *s* en todo el proceso. *Qsw* es la energía transferida entre un servicio caliente y uno frío, lógicamente esta energía es cero si no está involucrado ningún *pseudoservicio*.

### 3.2.2 BALANCE DE ENERGÍA PARA LOS PSEUDOSERVICIOS FRÍOS

De manera similar, la corriente fría que se evapora necesita una cantidad de energía dada  $Q_w W_w$ , esta debe ser igual a la energía que le entregan a las corrientes de proceso calientes y los servicios de calentamiento en cada etapa.

$$\sum_{i \in HP} \sum_{k \in st} Qcu_{i,w,k} + \sum_{s \in HS} Qhucu_{s,w} = Q_w W_w, \quad w \in wcs \quad (58)$$

Aquí *wcs* es el subconjunto de *pseudoservicios* fríos en el proceso y  $Q_w W_w$  es la cantidad de energía que se debe agregar al *pseudoservicio* frío *w*.

### 3.2.3 RESTRICCIONES LÓGICAS ADICIONALES

Para contar el número de intercambiadores de calor entre los servicios y *pseudoservicios* se hace necesaria la inclusión de la variable binaria  $Zqhucu$ , la cual es 1 si existe transferencia entre el servicio y el *pseudoservicio* y cero en caso contrario, esto se asegura con la siguiente restricción.

$$Qhucu_{s,w} - Zqhucu_{s,w} (Qhucu_{s,w})_{MAX} \leq 0, \quad s \in HS, \quad w \in CS \quad (59)$$

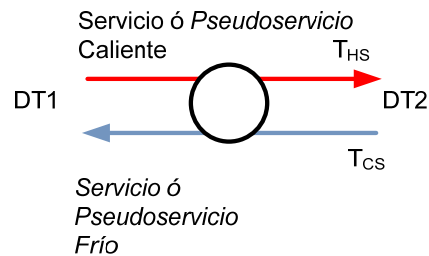
$Q_{swMAX}$  es la máxima transferencia de energía posible entre el servicio y el *pseudoservicio*.

### 3.2.4 DIFERENCIA DE TEMPERATURAS

Las restricciones de diferencia de temperaturas son básicamente las mismas en base a la superestructura planteada en el capítulo anterior, sin embargo, debe agregarse un cálculo mas para la determinación de la diferencia entre servicios y *pseudoservicios*.

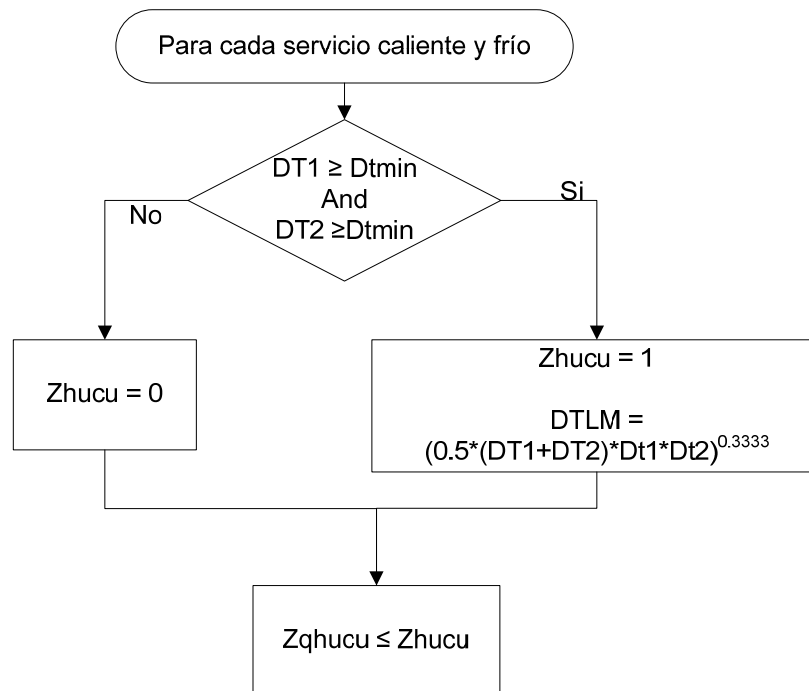
En la Figura 12 se muestra un intercambiador entre servicios – pseudoservicios, DT1 y DT2 son las temperaturas en ambos lados del equipo. Estos parámetros pueden ser calculados de los datos iniciales del problema, ya que en el intercambiador ocurre la temperatura del servicio y del pseudoservicio son conocidas.

Figura 12. Intercambiador servicio - pseudoservicio.



La Figura 13 muestra que si el  $\Delta T_{min}$  no puede ser cumplido en al menos uno de los lados del intercambiador la ultima restricción garantiza que el método de optimización no escogerá la combinación de servicio – *Pseudoservicio* dada.

Figura 13. Descripción del procedimiento para el cálculo del DTML



### 3.2.5 FUNCIÓN OBJETIVO

Para tener en cuenta la transferencia de energía entre los servicios y *pseudoservicios* se hace necesaria la ampliación de la función objetivo mostrada en la ecuación (56) (en rojo se marcan los términos adicionados o modificados en la ecuación (60)). Cabe notar que la forma en la que está escrita la ecuación (60), es suficiente para no tener que implementar restricciones acerca de la posible transferencia entre servicios de enfriamiento y calentamiento como tal; ya que al minimizar el costo de transferencia, las variables binarias  $Z_{qhucu}$  y las variables reales  $Q_{hucu}$  tienden a valores de cero a menos que estén restringidas por un balance de energía.

min  $TAC =$

$$\begin{aligned}
 & INVCOST * \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} Z_{i,j,k} + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} Z_{i,w,k} \right. \\
 & \quad \left. + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} Z_{j,s,k} + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} Z_{qhucu_{s,w}} \right] \\
 & + ACOEF \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{q_{i,j,k}}{LMTD_{i,j,k} U_{i,j}} \right]^{B_{i,j}} \\
 & + ACU \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qcu_{i,w,k}}{LMTD_{i,w,k} U_{i,w}} \right]^{B_{i,w}} \\
 & + AHU \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qhu_{s,j,k}}{LMTD_{s,j,k} U_{s,j}} \right]^{B_{s,j}} \\
 & + AHUCU \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} \left[ \frac{qhucu_{s,w}}{LMTD_{s,w} U_{s,w}} \right]^{B_{s,w}} \\
 & \left. \right\} \text{Costos de Capital} \\
 & + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} ACUC_w \sum_{k \in ST} qcu_{i,w,k} \\
 & + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} AHUC_s \sum_{k \in ST} qhu_{s,j,k} \\
 & + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} (ACUC_w + AHUC_s) qhucu_{s,w} \\
 & \left. \right\} \text{Costos de Servicios}
 \end{aligned} \tag{60}$$

### 3.3 CASOS DE ESTUDIO

Los ejemplos desarrollados a continuación el costo de capital de los intercambiadores se relaciona por la siguiente expresión:  $Costofijo = a + b * S^c$  (S en m<sup>2</sup>) y un factor de anualidad de 0.23 año<sup>-1</sup>. Los casos fueron resueltos usando el software GAMS® usando el solver DICOPT.

#### 3.3.1 CASO 1

Éste ejemplo fue desarrollado por Ponce-Ortega et al., [8]. En la Tabla 7 se muestran los datos para este caso, se trata de tres corrientes calientes y cuatro frías, de las cuales dos calientes y tres frías intercambian energía a temperatura constante.

Tabla 7. Datos de corrientes de proceso para el ejemplo 1

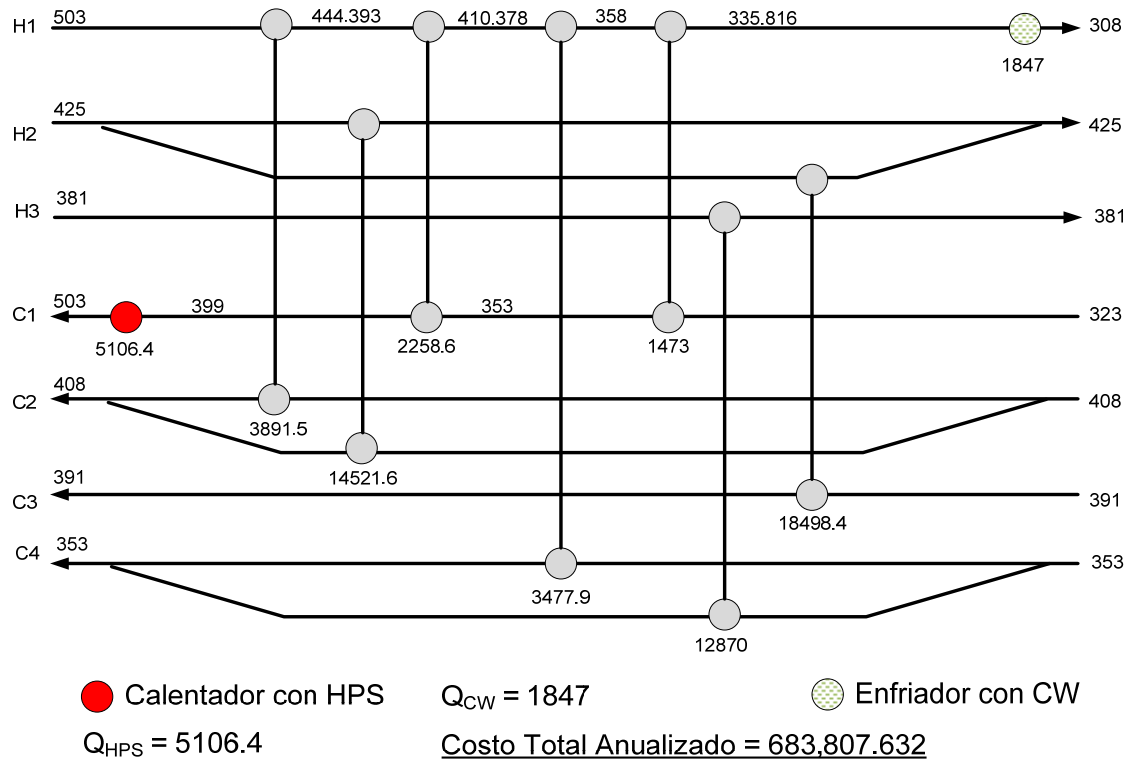
Corrientes	T <sub>IN</sub> (K)	T <sub>OUT</sub> (K)	$FC_p$ (kW/K) $F\lambda$ (kW)	T <sub>cambio de fase</sub> (K)	$h$ (kW/(m <sup>2</sup> K))
H1	503	308	66,4	–	0,81
H2	425	425	33 020	425	1,78
H3	381	381	12 870	381	1,62
HU	627	627	–	–	2,5
C1	323	503	49,1	–	0,72
C2	408	408	18 413,1	408	1,91
C3	391	391	18 498,4	391	1,76
C4	353	353	16 347,9	353	1,84
CU	303	315	–	–	1

Parámetros de costos	
Ley de Costo de Intercambiadores	$C = 1650 * S^{0.65}$ \$ con S en m <sup>2</sup>
Factor de anualización	0,23 año <sup>-1</sup>
Servicio de Calentamiento	100 \$/kW
Servicio de Enfriamiento	10 \$/kW
$\lambda$ = Energía de vaporización	

En este caso los resultados obtenidos son de 9 unidades de intercambio con un costo total de inversión de 154 697,6 \$/año, 18 470 y 510 640 \$/año de costo energético de enfriamiento y calentamiento respectivamente; esto da como resultado total un costo de 683 807.632 \$/año. La Figura 14 muestra la estructura resultante óptima para el caso de estudio 1.

Figura 14. Red óptima para el ejemplo 1.

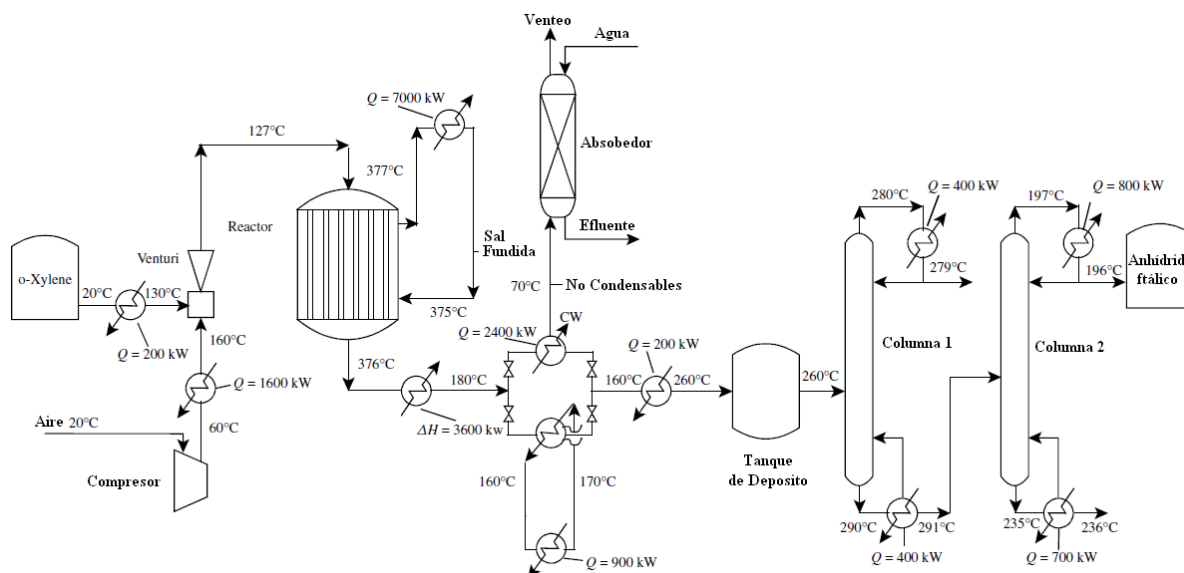


Los resultados reportados por Ponce et al. Son similares (ligeramente mejores) a los encontrados en este trabajo, sin embargo, el modelo desarrollado aquí es más sencillo ya que no se usan restricciones disyuntivas que multiplican el número de variables binarias en el modelo matemático.

### 3.3.2 CASO 2

El siguiente ejemplo es tomado de [25], se trata de una planta para la producción de Anhídrido ftálico. En el proceso *o*-xileno reacciona con oxígeno en un reactor catalítico en un rango de temperaturas de 380 – 400°C, generalmente como medio de enfriamiento se usa una sal fundida. En la Figura 15 se muestra el diagrama de flujo para el proceso.

Figura 15. Proceso de Anhídrido ftálico



Los de datos se muestra en la Tabla 8 se muestran los datos extraídos para el proceso. En este caso la corriente de sal fundida es tomada como un pseudoservicio caliente debido a que su cambio de temperatura es pequeño.

Tabla 8. Datos de corrientes de proceso para ejemplo 2

Corrientes	Tipo	T <sub>IN</sub> (°C)	T <sub>OUT</sub> (°C)	ΔH(kW)	h(kW/m <sup>2</sup> -°C)
Enfriamiento del Producto	H1	376	180	-3600	0,81
Sublimación del Producto	H2	180	70	-2400	0,81
Enfriamiento del Reactor	H3	377	375	-7000	1
Condensador Columna 1	H4	279	279	-400	1
Condensador Columna 2	H5	196	196	-800	1
Aire Alimento	C1	60	160	1600	1
Alimento o-xileno	C2	20	130	200	1
Producto fundido	C3	70	160	900	1
Alimento al tanque deposito	C4	160	260	200	1
Rehervidor Columna 1	C5	290	290	400	1
Rehervidor Columna 2	C6	235	235	700	1

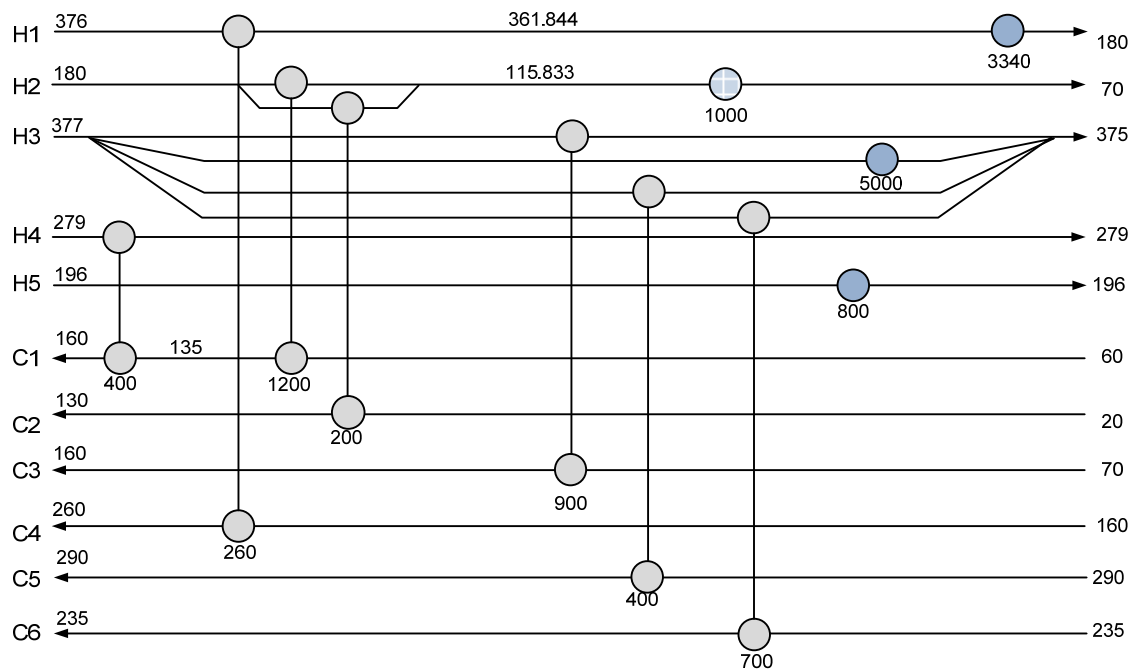
  

Parámetros de costos	
Ley de Costo de Intercambiadores	$C = 4000 + 500 * S$ \$ con S en m <sup>2</sup>
Factor de anualización	0,2638
Servicios de Calentamiento	
Vapor a 41 bar	100 \$/kW
Vapor a 10 bar	70 \$/kW
Servicios de Enfriamiento	
Agua Caliente 80 °C	5 \$/kW
Agua de Enfriamiento 25 – 30 °C	20 \$/kW

El resultado de la red se muestra en la Figura 16, para la red se usan 11 unidades de intercambio y se encuentra un costo total de 211 564 US\$. Es importante notar que en este problema no se requiere ningún servicio de calentamiento, e incluso, desde un principio se podía observar que la sal fundida tenía una temperatura más alta de la del vapor de alta presión.

Es importante resaltar que este tipo de problemas no es fácilmente tratable, ya que, por ejemplo software como HX-NET no pueden manipular problemas donde una corriente de proceso tenga mayor temperatura que un servicio de calentamiento, ya que los algoritmos que usa siempre necesitan una fuente de energía externa al proceso.

Figura 16. HEN resultante para el proceso de anhídrido ftálico



Costo Total Anualizado = 211 564.593

## 4 CAPÍTULO IV: REDISEÑO DE HENS

### 4.1 MODIFICACIONES DEL MODELO PARA REDISEÑO DE HENS

Para tener en cuenta la existencia de un número de intercambiadores de calor con áreas definidas se hace necesaria la inclusión de ciertas variables y ecuaciones adicionales sobre el modelo matemático planteado en capítulos anteriores.

#### 4.1.1 RESTRICCIONES LÓGICAS

La ecuación (61) asegura que solo un intercambiador existente será usado para la transferencia de energía *i-j* en la etapa *k*. En dicha ecuación la variable  $\theta_{i,j,k,n}$  es una variable binaria que es igual a uno si el intercambiador *n* es asignado, y cero en caso contrario.

$$\sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} \leq 1, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (61)$$

Para tener en cuenta la adición de un nuevo intercambiador a la red, se define la variable binaria  $m_{i,j,k}$ , la cual es igual a uno si se compra un intercambiador de calor nuevo para la transferencia de las corrientes *i-j* en la etapa *k*, o cero en caso contrario. La ecuación (62) asegura que, si no existe transferencia entre las corrientes *i-j* en la etapa *k* ( $Z_{i,j,k} = 0$ ), no se debe asignar un intercambiador existente ( $\sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} = 0$ ), ni comprar uno nuevo ( $m_{i,j,k} = 0$ ).

$$\sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} + m_{i,j,k} - z_{i,j,k} = 0, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (62)$$

#### 4.1.2 ÁREA EXTRA NECESARIA PARA LA TRANSFERENCIA DE ENERGÍA

En los problemas de rediseño, existe una disponibilidad de área de intercambio de calor dada por los equipos existentes, la ecuación (63) se agrega al modelo para calcular el área necesaria a adicionar a la red; el primer termino es el área necesaria para un intercambio de energía dado entre las corrientes *i-j* en la etapa *k*, el segundo termino es el área disponible cuando el intercambiador *n* es

empleado en la transferencia, y  $X_{i,j,k}$  es la cantidad de área a adicionar de ser necesaria.

$$\frac{q_{i,j,k}}{U_{i,j}LMTD_{i,j,k}} - \sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} Aex_n = X_{i,j,k}, \quad i \in HP, \quad j \in CP, \quad k \in ST \quad (63)$$

#### 4.1.3 FUNCIÓN OBJETIVO

La función objetivo debe ser ampliada para tener en cuenta el área adicional. En la ecuación (64) se resaltan en color rojo los términos adicionados a la función objetivo, además de las variables mencionadas anteriormente para indicar un nuevo intercambiador y una adición de área, se agrega un parámetro  $REL_{i,j,n}$  la cual indica el costo de reubicar el intercambiador existente  $n$  en la transferencia  $i-j$ .

min  $TAC =$

$$\begin{aligned} & INVCOST * \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} m_{i,j,k} + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} Z_{i,w,k} \right. \\ & \left. + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} Z_{j,s,k} + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} Z_{qhucu_{s,w}} \right] \\ & + \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} \sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} REL_{i,j,n} \\ & + ACOEF \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} [X_{i,j,k}]^{B_{i,j}} \\ & + ACU \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qcu_{i,w,k}}{LMTD_{i,w,k} U_{i,w}} \right]^{B_{i,w}} \\ & + AHU \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qhu_{s,j,k}}{LMTD_{s,j,k} U_{s,j}} \right]^{B_{s,j}} \\ & + AHUCU \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} \left[ \frac{qhucu_{s,w}}{LMTD_{s,w} U_{s,w}} \right]^{B_{s,w}} \end{aligned} \quad \left. \vphantom{\begin{aligned} & INVCOST * \left[ \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} m_{i,j,k} + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} Z_{i,w,k} \right. \\ & \left. + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} Z_{j,s,k} + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} Z_{qhucu_{s,w}} \right] \\ & + \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} \sum_{n \in En} \theta_{i,j,k,n} REL_{i,j,n} \\ & + ACOEF \sum_{i \in HP} \sum_{j \in CP} \sum_{k \in ST} [X_{i,j,k}]^{B_{i,j}} \\ & + ACU \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qcu_{i,w,k}}{LMTD_{i,w,k} U_{i,w}} \right]^{B_{i,w}} \\ & + AHU \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} \sum_{k \in ST} \left[ \frac{qhu_{s,j,k}}{LMTD_{s,j,k} U_{s,j}} \right]^{B_{s,j}} \\ & + AHUCU \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} \left[ \frac{qhucu_{s,w}}{LMTD_{s,w} U_{s,w}} \right]^{B_{s,w}} \right\} \text{Costos de Capital} \quad (64)$$

$$\begin{aligned} & + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} ACUC_w \sum_{k \in ST} qcu_{i,w,k} \\ & + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} AHUC_s \sum_{k \in ST} qhu_{s,j,k} \\ & + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} (ACUC_w + AHUC_s) qhucu_{s,w} \end{aligned} \quad \left. \vphantom{\begin{aligned} & + \sum_{i \in HP} \sum_{w \in CS} ACUC_w \sum_{k \in ST} qcu_{i,w,k} \\ & + \sum_{j \in CP} \sum_{s \in HS} AHUC_s \sum_{k \in ST} qhu_{s,j,k} \\ & + \sum_{s \in HS} \sum_{w \in CS} (ACUC_w + AHUC_s) qhucu_{s,w} \end{aligned}} \right\} \text{Costos de Servicios}$$

Note que, si un intercambiador ya era usado en la transferencia  $i-j$  su costo por recolocación es cero ( $REL_{i,j,n} = 0$ ), en caso contrario el costo de recolocación implica la construcción de cimientos, obras civiles y adecuación de su nueva posición[31]. Note que el parámetro de recolocación se debe multiplicar por la variable  $\theta_{i,j,k,n}$  para asegurar que dicho valor solo es sumado cuando se usa un intercambiador existente en la transferencia  $i-j$  en la etapa  $k$ .

#### 4.2 CASO DE ESTUDIO: UDC DE REFINERÍA BARRANCABERMEJA

Esta vez el escenario de rediseño es una unidad de la refinería de Barrancabermeja, alimentada con crudo pesado entre los años 2015-2020. El cambio a crudos pesados como dietas de estas unidades es un fuerte reto para la sección de precalentamiento, y se espera que se requiera mayor área para el intercambio de energía al existente en la actualidad. Para calentar el crudo hasta la primera torre de destilación se usan todas las corrientes producto de las dos torres, así como las corrientes de los circuitos **Pumparound** de la torre atmosférica; incluso, se hace necesario el uso de dos hornos para llegar a la temperatura deseada de entrada. Esto convierte el sistema en un fuerte demandante de energía de calentamiento. En la Tabla 9 se muestran los datos recogidos para la UDC mencionada.

Tabla 9. Datos obtenidos para el tren de precalentamiento de crudo

CORRIENTES		TI[°F]	TO[°F]	MCP [MM BTU/año-°F]	$h$ [MMBTU/año-°F]
Crudo (Antes de Desalador)	C1a	90	302	4632,4	1,577
Crudo (Despues de Desalador)	C1b	302	565	4632,4	1,557
Cima T-2101	H1	285	205	2337,9	1,577
ACPM T2101	H2	540	323	522,4	1,577
Refinado medio T2101	H3	459	356	1627	1,577
Refinado inferior T2101	H4	616	525	990,8	1,577
Asfalto T2103	H5	713	481	984,8	0,350
Refinado medio T2103	H6	463	106	371,9	1,577
Gasoleos T2100+ GPV T2103	H7	520	450	3434,3	0,998
GPV T2103	H8	548	500	3242,3	0,998
<b>Parámetros de costo</b>					
Ley de Costo*		Cb = 12504 + 1407(S)    US\$ con S en ft <sup>2</sup>			
Factor de anualización:	de	0,264			

La Figura 17 muestra el esquema de una Unidad de Destilación de crudo típica, compuesta por una torre de destilación atmosférica y una de vacío. La Figura 18 muestra el tren de precalentamiento de crudo existente en una de las unidades de la refinería de Barrancabermeja. Los nombres que aparecen en la figura son códigos para las corrientes y equipos existentes en el tren de precalentamiento de la UDC.

La Tabla 10 muestra los costos estimados para la recolocación de los intercambiadores dentro de la red, dichos valores fueron calculados con suposiciones heurísticas, como un porcentaje del 25% de la compra de un intercambiador de tamaño igual al existente[31].

Tabla 10. Recolocación de intercambiadores [Valores en US\$]

$REL_{H1,C1,n1} = 0$	$REL_{H7,C2,n8} = 0$	$REL_{i,j,n1} = 939744, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H2,C1,n2} = 0$	$REL_{H8,C2,n9} = 0$	$REL_{i,j,n2} = 169389, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H3,C1,n3} = 0$	$REL_{H6,C2,n10} = 0$	$REL_{i,j,n3} = 217438, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H3,C2,n4} = 0$	$REL_{H4,C2,n11} = 0$	$REL_{i,j,n4} = 282057, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H5,C2,n5} = 0$	$REL_{H4,C2,n12} = 0$	$REL_{i,j,n5} = 422090, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H4,C2,n6} = 0$	$REL_{H5,C2,n13} = 0$	$REL_{i,j,n6} = 161279, i \in HP, j \in CP$
$REL_{H6,C2,n7} = 0$	$REL_{H1,C1,n1} = 0$	$REL_{i,j,n7} = 282057, i \in HP, j \in CP$
$REL_{i,j,n8} = 210582, i \in HP, j \in CP$		$REL_{i,j,n9} = 532657, i \in HP, j \in CP$
$REL_{i,j,n10} = 532657, i \in HP, j \in CP$		$REL_{i,j,n11} = 212625, i \in HP, j \in CP$
$REL_{i,j,n12} = 296206, i \in HP, j \in CP$		$REL_{i,j,n13} = 296206, i \in HP, j \in CP$

Figura 17 Esquema de una UDC de refinería

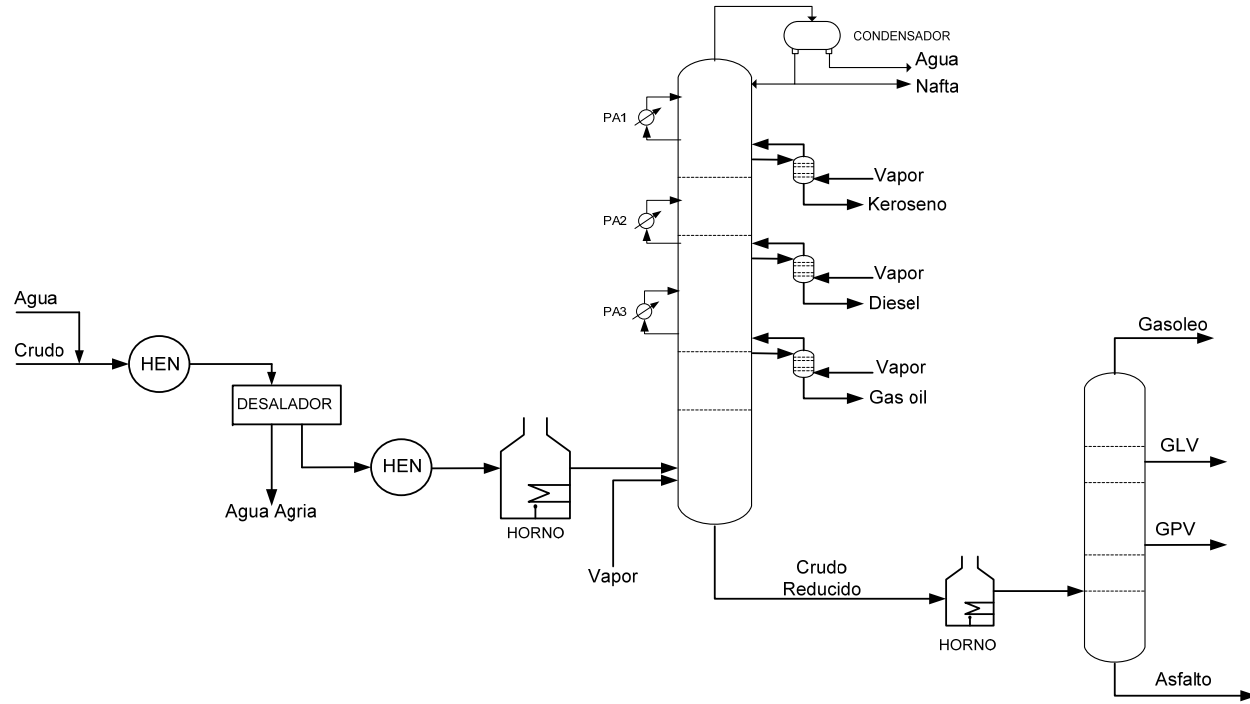
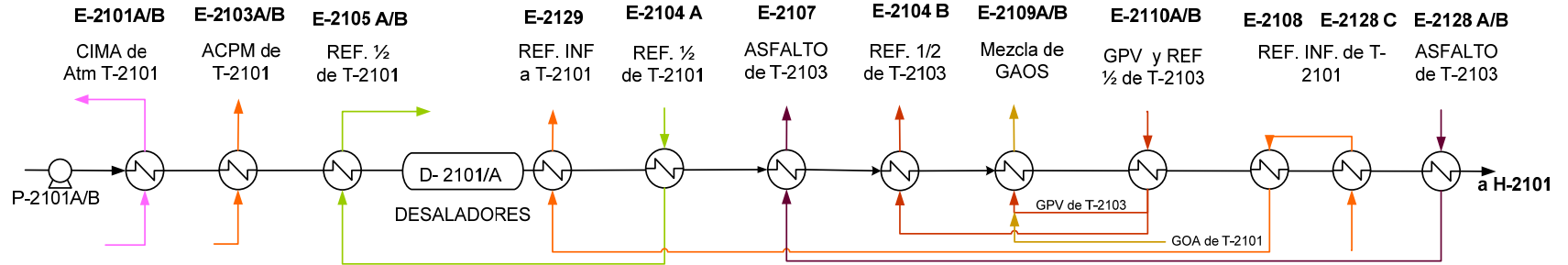


Figura 18. Tren de precalentamiento de la UDC



La Tabla 11 resume la disponibilidad de área existente para el rediseño de la red. Estos datos fueron tomados de una simulación hecha en PROII8.3, construida por investigadores del Instituto Colombiano del Petróleo (ICP).

Tabla 11. Área de Intercambiadores existentes en la red

	<b>Nombre</b>	<b>Area Efectiva (ft<sup>2</sup>)</b>		<b>Nombre</b>	<b>Area Efectiva (ft<sup>2</sup>)</b>
N1	E-2101AB	10110,9	N8	E-2109AB	2032,9
N2	E-2103AB	1815,2	N9	E-2110 <sup>a</sup>	5154,4
N3	E-2105AB	2332,6	N10	E-2110B	5154,4
N4	E-2104 <sup>a</sup>	2725,7	N11	E-2108	2052
N5	E-2107	4082	N12	E-2128AB	2862,1
N6	E-2129	1556,9	N13	E-2128C	2862,1
N7	E-2104B	2725,7			

En el problema de rediseño se tiene incertidumbre acerca del costo de los servicios industriales disponibles en la refinería de Barrancabermeja para el escenario deseado (años 2015-2020). Por ello, se realizó una variación de dichos costos en las unidades de destilación de crudo. La predicción de costos de servicios industriales son en el mejor de los casos complejas[11, 25, 31], sin embargo, se pueden plantear escenarios en los cuales los costos de un servicio varíen respecto de otro en relaciones definidas, estas variaciones pueden ser luego escalables más fácilmente ya que se notará que la tendencia se mantiene

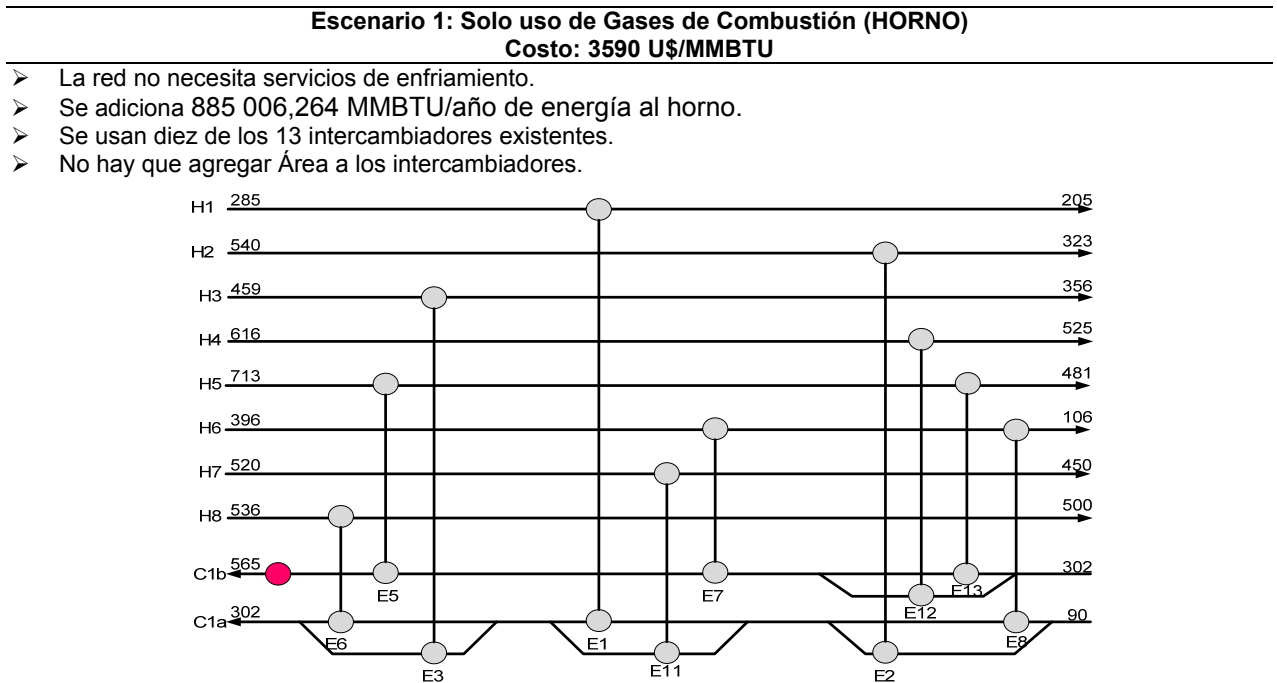
. En la Tabla 12 y Tabla 13 se muestran los escenarios planteados en este trabajo, y los resultados globales del modelo.

El escenario 1 está desarrollado en una situación hipotética en la cual solo existe disponibilidad de usar los gases de combustión que están en el horno existente en la unidad, este escenario se prueba para determinar la posibilidad de mantener la red de intercambio con mínimos cambios, esto debido a que el cambio energético que se desee asumir por el servicio en realidad se da en un equipo ya existente (Horno).

Los resultados del Escenario 1 muestran una red en la cual se usan los intercambiadores existentes en una nueva posición pero se disminuye el uso de

los mismos, además de que no se necesita adicionar área a ningún intercambiador.

Tabla 12. Escenarios de Costos de Servicios industriales en la refinería de Barrancabermeja.



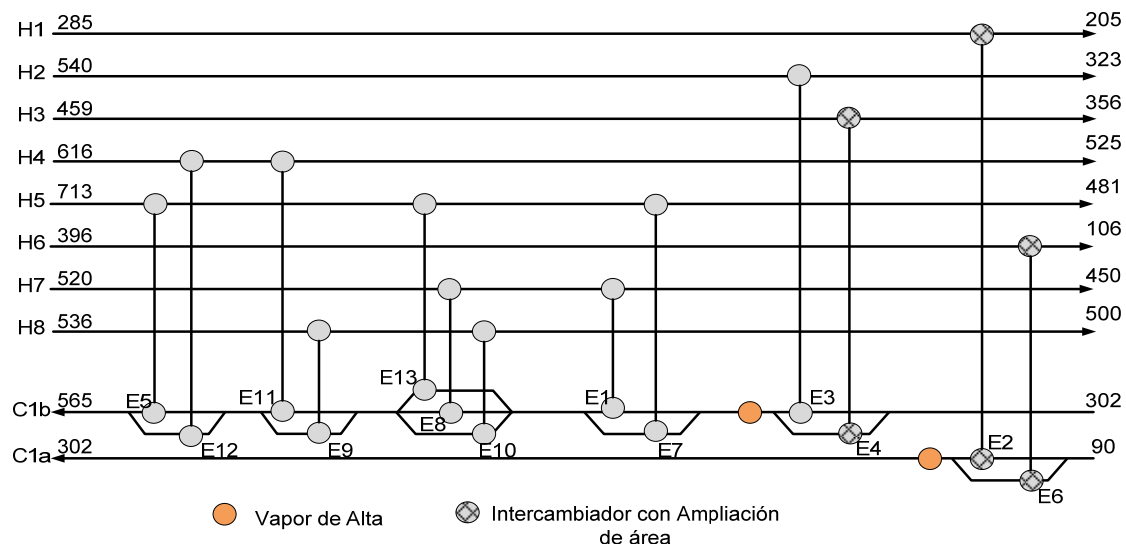
El escenario 2 se plantea con la disponibilidad de tres servicios de calentamiento (Vapor de alta presión, vapor de baja presión y gases de combustión), los costos de estos servicios son aproximadamente los que se manejan en la actualidad en la refinería de Barrancabermeja, en la cual el costo del vapor tanto de alta y de baja son mucho menores que el de los gases de combustión.

El resultado del escenario 2 es una red en la cual se debe aprovechar al máximo el área de los intercambiadores existentes e incluso agregar más. También se deben agregar intercambiadores con los vapores de calentamiento que no existen en la red actual. Otro punto es la gran cantidad de divisiones de corrientes (siete, seis después del desalador) que debe sufrir la corriente de crudo para lograr la temperatura deseada (tres veces más que para el escenario 1).

Tabla 13 Escenarios de Costos de Servicios industriales en la refinería de Barrancabermeja (Cont.).

**Escenario 2: Uso de Gases de Combustión (HORNO), Vapor de baja a 150 psia y Vapor de alta a 400 psia**  
**Costo Gas : 3590 U\$/MMBTU**  
**Costo Vapor de alta: 6.1 U\$/MMBTU**  
**Costo Vapor de baja: 7.87 U\$/MMBTU**

- La red no necesita servicios de enfriamiento.
- Se adiciona 885006.264 MMBTU/año de energía a dos nuevos intercambiadores calentados con vapor de alta.
- Se usan todos los intercambiadores existentes.
- Hay que agregar 612.3 ft<sup>2</sup> a los intercambiadores existentes.



**Escenario 3: Uso de Gases de Combustión (HORNO), Vapor de baja a 150 psia y Vapor de alta a 400 psia**  
**Costo Gas : 359 U\$/MMBTU**  
**Costo Vapor de alta: 6.1 U\$/MMBTU**

**Escenario 4: Uso de Gases de Combustión (HORNO), Vapor de baja a 150 psia y Vapor de alta a 400 psia**  
**Costo Gas : 6.1 U\$/MMBTU**  
**Costo Vapor de alta: 6.1 U\$/MMBTU**

- Igual solución escenario 2.
- Igual solución escenario 1.

El escenario 3 y escenario 4 fueron hechos para ver el efecto de la disminución de la diferencia entre los costos de los vapores y los gases de combustión. El vapor de baja fue descartado en estos casos porque siempre estaría en desventaja con el vapor de alta, que es más barato y de mayor temperatura, por ello el modelo siempre preferirá el uso de vapor de alta sobre vapor de baja que dará un costo de servicio y un área de transferencia menor comparado con el vapor de baja.

Los resultados de los diferentes escenarios muestran una gran diferencia en las configuraciones de las redes. La complejidad de la misma aumenta fuertemente con el uso de vapor de alta en lugar de gases de combustión, esto se debe a que el vapor no tiene la temperatura suficiente para hacer llegar la corriente de crudo

hasta la temperatura deseada a la entrada del Horno. Además, el vapor tiene una menor temperatura que los gases de combustión, lo cual genera que no solo no baste el área existente, sino que también se deban agregar nuevos intercambiadores para lograr suplir las necesidades de la red.

En todos los casos se encuentra que, para un crudo pesado es imposible conseguir la temperatura deseada a la entrada del horno con la disponibilidad de área actual; e incluso, la configuración actual en la cual no se usa ningún servicio de calentamiento también es insuficiente para las temperaturas deseadas.

La mejor opción para el rediseño podría ser el aumento de la capacidad del Horno, de esta manera no solo se ahorraría el uso de intercambiadores de calor calentados con vapor que habría que introducir a la red sino que también, se reduce la complejidad de la misma, lo que redundaría en una más fácil operatividad y controlabilidad.

Debido a la incertidumbre en los precios de servicios no se puede asegurar una red óptima final para el rediseño, máxime cuando se nota que dichos valores son afectados por factores externos difíciles de determinar.

## **5 CAPÍTULO V: CONCLUSIONES**

En este trabajo se propuso una serie de modelos matemáticos para el diseño y rediseño de redes de intercambio de calor, basado en una superestructura que permiten la manipulación de problemas que tienen múltiples servicios y corrientes que cambian de fase. La concepción de estos modelos se basa en la idea de que el uso de diversos servicios industriales con diferente costo pueden ser usados en el intervalo de temperaturas de las corrientes de proceso, sin embargo, un servicio industrial económico puede generar un alto costo de capital debido a una pobre diferencia de temperatura. Por ello en su planteamiento los modelos no discriminan o favorecen ningún servicio en particular por económico que este sea respecto a otro, ya que en la función objetivo se determina cual genera menor costo combinado de operación y de capital.

A través de éste libro los modelos fueron probados con problemas de literatura de diversa complejidad y tamaño, encontrando en todos ellos su eficiencia en la aplicación. Al ser comparados con diversas metodologías demuestran que a pesar de su sencillez reportan soluciones competitivas y en los casos expuestos mejores; esto sin duda se debe a la manipulación sistemática de los servicios e intercambiadores existentes, ya que los modelos se esfuerzan en hacer la optimización simultánea de los costos de operación y de inversión sin restricciones implícitas, como mínima cantidad de servicios, o preferencia de algún servicio particular.

En la aplicación de rediseño desarrollada en este libro se hallan dificultades debido a la incertidumbre de los datos de entrada al modelo, ya que son basados en condiciones futuras de corrientes, temperaturas y costos; sin embargo, para contrarrestar este efecto se probaron varios escenarios de costos de servicios, y se usaron varias relaciones entre los costos de los mismos. En todos los escenarios los resultados fueron previsibles según la teoría sobre los crudos pesados, se comprobó que la configuración del tren de precalentamiento para una

unidad de destilación de crudo actual es insuficiente para la demanda que tendrá la misma cuando se alimente de crudos pesados.

Aunque el modelo matemático MINLP es complejo, el software GAMS con los solver DICOPT, CONOPT y XPRESS resuelve de manera satisfactoria y con muy poco tiempo de cálculo los casos mostrados en este trabajo.

## 6 RECOMENDACIONES

Los modelos demuestran gran versatilidad en el tipo de problemas que pueden manipular; sin embargo, puede ser mejorado incluyendo ecuaciones que permitan hacer las mezclas de las corrientes de forma no isotérmica. Esto agregaría más no-linealidades al modelo y haría más difícil su convergencia, aunque los resultados podrían ser compensatorios.

La inclusión de ecuaciones que tuvieran en cuenta el factor de corrección  **$F_t$**  en los intercambiadores de calor también sería un aspecto a considerar para mejorar los modelos aquí propuestos; Sin embargo, la inclusión de dichas ecuaciones, además de su naturaleza no-lineal (fracciones con raíces en el denominador), conllevarían el uso de mas variables binarias para discriminar el tipo de intercambiador entre las muchas posibles configuraciones existentes. Esto comprometería la convergencia del método numérico y el tiempo de cálculo empleado.

La adición de energía a través de vapor de alta y baja presión a la UDC tratada en este libro, genera una red de alta complejidad y visible difícil controlabilidad; pero, aunque el uso únicamente de gases de combustión puede generar una red más sencilla, hay que tener en cuenta la capacidad máxima del horno y determinar si es mejor hacer un revamping del mismo para lograr el objetivo energético de la red.

## 7 REFERENCIAS

1. White, S. and T. Barletta, *Refiners processing heavy crudes can experience crude distillation problems*. Oil and Gas Journal, 2002. **100**(47).
2. Cerda, J., et al., *Minimum Utility Usage in Heat Exchanger Network Synthesis*. Chemical Engineering Science, 1983. **3**(38): p. 373-387.
3. Chen, C.-L. and Y.-J. Ciou, *Superstructure-Based MINLP Formulation for Synthesis of Semicontinuous Mass Exchanger Networks*. Industrial Engineering Chemical Research, 2006. **45**: p. 6728-6739.
4. Bagajewicz, M. and S. Ji, *Design of Crude Distillation Plants with Vacuum Units. II. Heat Exchanger Network Design*. Industrial Engineering Chemical Research, 2002. **41**: p. 6100-6106.
5. Bagajewicz, M. and J. Soto, *Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part II: Heat Exchanger Network*. Industrial Engineering Chemical Research, 2001. **40**: p. 627-634.
6. Gundersen, T. and I.E. Grossmann, *Improved Optimization Strategies for Automated Heat Exchanger Network Synthesis through Physical Insights*. Computers and Chemical Engineering, 1990. **14**.
7. Cerda, J. and A.W. Westerberg, *Synthesizing Heat Exchanger Networks Having Restricted Stream/Stream Matches Using Transportation Problem Formulations*. Chemical Engineering Science, 1983. **38**(10): p. 1723-1740.
8. Ponce-Ortega, J.M., A. Jiménez-Gutiérrez, and I.E. Grossmann, *Optimal synthesis of heat exchanger networks involving isothermal process streams*. Computers and Chemical Engineering, 2008. **32**: p. 1918–1942.
9. Yee, T.F. and I.E. Grossmann, *Simultaneous optimization model for heat integration—II. Heat exchanger network synthesis*. Computers and Chemical Engineering, 1990. **14**: p. 1165–1184.
10. Grossmann, I.E., H. Yeomans, and Z. Kravanja, *A Rigorous Disjunctive Optimization Model for Simultaneous Flowsheet Optimization and Heat Integration*. Computers and Chemical Engineering, 1998. **22**(Suppl): p. S157-S164.
11. Seider, W.D., J.D. Seader, and D.R. Lewin, *Process Design Principles: Synthesis, analysis, and Evaluation*, ed. J.W.a. Sons. 2003, USA.
12. Biegler, L.T., I.E. Grossmann, and A.W. Westerberg, *Systematic Methods of Chemical Process Design*. 1997, Estados Unidos de América: Prentice Hall.
13. Papoulias, S.A. and I.E. Grossmann, *A structural optimization approach to process synthesis - II. Heat recovery networks*. Computers and Chemical Engineering, 1983. **7**: p. 707.
14. Grossmann, I.E. and H. Yeomans, *A systematic modeling framework of Superstructure Optimization in Process Synthesis*. Computers and Chemical Engineering, 1999. **23**: p. 709-731.
15. Chen, J.J.J., *Letter to the Editor: Comments on improvent on a replacement for the logarithmic mean*. Chemical Engineering Science, 1987. **42**.

16. Ciric, A.R. and C.A. Floudas, *A Mixed Integer Nonlinear Programming Model for Retrofitting Heat-Exchanger Networks*. Industrial Engineering Chemical Research, 1990. **29**: p. 239-251.
17. Asante, N.D.K. and X.X. Zhu, *An automated approach for heat exchanger network retrofit featuring minimal topology modifications*. Computers and Chemical Engineering, 1996. **20**(Suppl): p. S0098-1354.
18. Silva, M.L. and R.J. Zem, *Retrofit of pressure drop constrained heat exchanger networks*. Applied Thermal Engineering, 2000. **20**: p. 1469-1480.
19. Björk, K.M. and R. Nordman, *Solving large-scale retrofit heat exchanger network synthesis problems with mathematical optimization methods*. Chemical Engineering and Processing, 2005. **44**: p. 869-876.
20. Brooke, A., et al., *GAMS: A user's guide*. © GAMS Development Corporation, 1998.
21. Grossmann, I.E., J. Viswanathan, and A. Vecchietti, *DICOPT*, Engineering Research Design Center, Carnegie Mellon University: Pittsburgh, PA.
22. Shenoy, U.V., A. Sinha, and S. Bandyopadhyay, *Multiple utilities targeting for heat exchange networks*. Trans IChemE, 1998. **76 Part A**: p. 259-272.
23. Linnhoff, B., et al., *User Guide on Process Integration for the Efficient use of Energy*. The Institute of Chemical Engineers. 1982, London
24. Isafiade, A.J. and D.M. Fraser, *Interval-based MINLP superstructure synthesis of heat exchange networks*. Chemical Engineering Research and Design, 2008. **86**: p. 245-257.
25. Smith, R., *Chemical process design and integration*. 2 ed. 2005: Jhon Wiley and Sons.
26. Yee, T.F., I.E. Grossmann, and Z. Kravanja, *Simultaneous optimization model for heat integration—I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers*. Computers and Chemical Engineering, 1990. **14**: p. 1151–1164.
27. Drud, A., *CONOPT*, in *GAMS The Solver Manuals*. 2009, GAMS Development Corporation: Washington, DC, USA.
28. *XPRESS*, in *GAMS The Solver Manuals*. 2009, GAMS Development Corporation: Washington, DC, USA.
29. Lewin, D.R., *A generalized method for HEN synthesis using stochastic optimization - II. The synthesis of cost- optimal networks*. Computers and Chemical Engineering, 1998. **22**(10): p. 1387-1405.
30. AVILA-DÍAZ, F.B., A. URIBE-RODRÍGUEZ, and E.F. CASTILLO-MONROY, *Application of genetic algorithms for designing cost optimal heat exchanger networks*. Latin American Applied Research, 2008. **38**: p. 279-287.
31. TOWLER, G. and R. SINNOTT, *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, ed. Butterworth-Heinemann. 2008: Elsevier.