



Grupo eumed.net / Universidad de Málaga y  
Red Académica Iberoamericana Local-Global  
Indexada en ANECA; DIALNET; DICE; IN-Recs; ISOC; LATINDEX y RePEc  
Vol 9. N°25  
Febrero 2016  
[www.eumed.net/rev/delos/25](http://www.eumed.net/rev/delos/25)

## DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE CADENA LOGÍSTICA EN LA REFINACIÓN DE PETRÓLEO EN MÉXICO

José Antonio Valles Romero <sup>1</sup>  
[avallesdoc@gmail.com](mailto:avallesdoc@gmail.com)

Cindy Esmeralda Alvarado Chi<sup>2</sup>

Profesores Investigadores del Instituto Tecnológico Superior de Huichapan (ITESHU),  
División de Ingeniería Industrial y Ciencias Básicas  
México,

### CONTENIDO

Resumen .....	2
Abstract .....	2
1. Introducción .....	3
2. Localización .....	4
3. Justificación - Integración de procesos .....	5
4. Metodología .....	6
4.1. Redes logísticas de intercambio de calor metodología "HENS" .....	6
4.2. Metodología PINCH .....	7
4.3. Corrientes .....	8
4.4. Delta de Temperatura ( $\Delta T_{min}$ ) .....	8
4.5. Descripción de la Metodología Pinch .....	9
4.6. Generación de encadenamientos .....	9
4.7. Intervalos de Temperatura .....	10
4.8. Diagrama de cascada .....	10
4.9. Cálculo del consumo mínimo de servicios .....	11
4.10. Punto Pinch .....	12
4.11. Cálculo del área de intercambio de calor .....	14
5. Prueba de la solución - Simulación de procesos .....	16
6. Resultados .....	18
7. Conclusiones y recomendaciones .....	19
8. Referencias .....	20

<sup>1</sup> Doctor en logística y transporte, premio Nacional en logística e Investigador Nacional por el CONACyT en México.

<sup>2</sup> Maestra en Ciencias e investigadora del ITESHU.

## RESUMEN

En el presente artículo se exponen resultados parciales de una investigación en curso, se utiliza la metodología Pinch, para conocer las áreas de oportunidad con respecto a la integración energética de la Sección Primaria y de Vacío II de la Refinería de Tula, Hidalgo, México, Se encontró que el problema consistía en un caso particular de red conocida como threshold o de umbral, en la cual los servicios de calentamiento o enfriamiento desaparecen sólo se requiere servicio de enfriamiento o calentamiento, pero no ambos. Para el caso de la Unidad Atmosférica y de Vacío de la Refinería Tula, los servicios que se requieren son de calentamiento. La red de intercambio actual muestra que se ocupan 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que únicamente se requerirían 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Esto representa un área de oportunidad del 50.5% con un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio.

**Palabras Clave:** refinería de petróleo, integración energética, red de umbral, unidad atmosférica y de vacío

## ABSTRACT

In this paper are presented partial results of an ongoing investigation, the Pinch methodology used to know the areas of opportunity with regard to energy integration of the Primary Section and Vacuum II Refinery Tula, Hidalgo, Mexico, It was found that the problem was a particular case known as threshold or threshold, which network services disappear only heating or cooling service cooling or heating is required, but not both. In the case of Atmospheric Vacuum Unit and the Tula refinery, the services required are heating. The current exchange network shown dealing 539.7 MMBTU / hr of heating services and 181.1 MMBTU / hr cooling services, however if ideally all available energy process streams is used should only be required 358.5 MMBTU / hr services any service warming and cooling. This area represents a 50.5% chance of a better use of energy in the exchange network.

**Key Word:** oil refinery, energy integration, network threshold, atmospheric and vacuum unit.

**Eje temático:** Energía renovable y no renovable

**Sección:** Avances de Investigación

## 1. INTRODUCCIÓN

Uno de los principales retos de los ingenieros químicos es el mejoramiento de los procesos existentes, de tal manera que estos resulten más eficientes y sustentables. En los principios de la era industrial no se pensaba la posibilidad de disponer de recursos limitados, ni mucho menos en el cuidado del medio ambiente. Actualmente, el uso desmedido de los recursos es una de las principales problemáticas y resulta preocupante, por lo que se deben tomar acciones al respecto. Debido a factores económicos y técnicos no es posible partir de cero en la implantación de procesos de transformación más eficientes y limpios, por lo que es necesario analizar los ya existentes y detectar áreas de oportunidad que permitan reducir su consumo de energía, recursos, emisiones y desperdicios contaminantes.

México cuenta con una gran riqueza en recursos naturales, de los cuales el petróleo es el más importante. Gracias a éste es posible proveer al país de energéticos y petroquímicos básicos permitiendo su desarrollo industrial. Debido a esto, es necesario mejorar y optimizar los procesos de petroquímica básica y refinación, tanto en cuestiones operativas como de consumo energético, para así aprovechar al máximo dicho recurso.

En México el petróleo se extrae de yacimientos terrestres o submarinos y se procesa para obtener productos de alto valor agregado como son gasolinas, turbosinas, gasóleos diversos y gases combustibles. En un primer procesamiento se separan las diferentes fracciones ligeras de las pesadas mediante destilación atmosférica y de vacío. En una refinería, las unidades de destilación son las que presentan el mayor consumo energético, ya que se obtienen las diferentes fracciones del petróleo mediante la aplicación de calor. Debido a esto, el consumo energético es una de las principales variables a tener en cuenta en el mejoramiento de los procesos de separación primaria y refinación. Las plantas primarias y de vacío existentes fueron diseñadas con amplios márgenes de capacidad operativa, y debido a las necesidades de producción estas han sido modificadas a diferentes niveles, aunque no en todos los casos se ha optimizado el consumo energético, así como no se ha tenido especial cuidado sobre el impacto ambiental. Esto se perfila en grandes áreas de oportunidad en las cuales es posible aplicar métodos que permitan mejoras en el proceso. Estas mejoras energéticas pueden ser llevadas a cabo modificando adecuadamente la estructura y distribución de las redes de intercambio de calor de los procesos mediante metodologías de análisis.

En una planta primaria de fraccionamiento el crudo requiere estar a temperatura elevada antes de ser alimentado a las torres de destilación. Esta temperatura se alcanza gracias a los intercambiadores de calor que constituyen los trenes de intercambio en donde, por medio de las corrientes del mismo proceso que ceden calor al crudo alimentado, se tiene una red de

intercambio de calor formada por corrientes calientes y frías. En este sentido, se observa un problema en el cual se pretende aprovechar el contenido energético de las corrientes calientes para obtener el aumento deseado de la temperatura en las corrientes frías. [1]

El diseño tradicional de procesos ha tenido como resultado redes de intercambio de calor con altos costos fijos (intercambiadores, equipos, tubería) y de servicios auxiliares. Este problema fue observado por Linnhoff [2], quien propuso el término de Metodología PINCH para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un consumo de energía mínimo de servicios auxiliares en el diseño de redes de intercambio de calor.[8]

Para lograr el objetivo de máxima recuperación energética o de mínimos suministros de energía se requiere de una red de intercambio de calor eficiente. El diseño de una red de esta naturaleza no es tarea fácil si se considera el hecho de que la mayoría de los procesos involucran un gran número de corrientes y de servicios auxiliares, pero con la ayuda de los conceptos de la metodología PINCH, el diseño de redes se ha vuelto sistemático y metódico.

La Metodología PINCH es una técnica poderosa para identificar los consumos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento en una red de intercambio, y al comparar estos con los ya existentes es posible observar el potencial de mejora para dicha red.

Se realizó un levantamiento de datos operacionales para simular el comportamiento de la Planta Primaria y de Vacío II, posteriormente se agregaron los intercambiadores de calor correspondientes al tren de intercambio de calor de cada una de las unidades. Los datos obtenidos se descargaron en el simulador comercial HX-Net para obtener la red de intercambio actual.

El presente trabajo expone una metodología de la red logística actual de los trenes de intercambio de la Unidad Primaria y Vacío 2 para la Refinería en Tula, Hidalgo. El cual consiste en: por medio de la metodología PINCH identificar los consumos de servicios existentes, calcular los requerimientos mínimos y establecer el potencial de mejora, para posteriormente proponer modificaciones a la red que logren ahorros energéticos.

## **2. LOCALIZACIÓN**

La Refinería Miguel Hidalgo se encuentra en el municipio de Tula de Allende en el estado de Hidalgo, a 82 km al norte de la Cd. de México y ocupa un área total de 707.7 hectáreas. Su excelente ubicación geográfica la sitúa en una zona estratégica, debido a que se encuentra en un

punto intermedio entre los principales productores de aceite crudo y la ciudad de México, principal consumidor de combustibles del país, lo que permite la distribución eficiente de los productos.

El crudo de suministro es bombeado desde Nueva Teapa, Veracruz hasta Venta de Carpió, Estado de México de donde es rebombeado a la refinería, existiendo además una ruta alterna de suministro de crudo que va desde Nuevo Teapa, pasando por Poza Rica, Veracruz hasta la refinería.

La refinería Miguel Hidalgo nace con tecnología de punta y fue la primera planeada de forma integral con plantas de proceso de hidrocarburos de alta capacidad. Como parte de esta planeación integral se construyó la refinería en varias etapas.

La refinería de Tula cuenta actualmente con una capacidad de proceso instalada que le permite la refinación de 325,000 bpd. El área productiva está integrada por 11 sectores que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares

En Noviembre de 2015 inició la segunda etapa con la operación de las Plantas de Destilación Atmosférica No. 2 y de Vacío No. 2 (Sector 7). [3]

Es en estas plantas de destilación en las que se centra esta investigación, considerando principal atención en los trenes de intercambio y en las corrientes de proceso que actualmente no se aprovechan para la red de intercambio.

Cabe resaltar que las unidades atmosférica y de vacío se encuentran independientes, es decir no se considera como una unidad combinada, ya que según la descripción, para que una unidad sea combinada, las unidades de destilación atmosférica y de destilación al vacío deben estar integradas térmicamente y en los trenes de precalentamiento se debe intercambiar calor con los productos tanto de la destilación atmosférica como de las de vacío.

### **3. JUSTIFICACIÓN - INTEGRACIÓN DE PROCESOS**

La integración de procesos es un campo en crecimiento en la ingeniería de procesos. Este término fue desarrollado hace más de veinte años por distintos investigadores como Leeds, entre otros y representa opciones para hacer más eficientes energéticamente las operaciones unitarias del proceso, así como la interacción de estas unidades, maximizando la eficiencia energética del proceso. En todos estos años se han podido identificar una gran variedad de objetivos cuando se utiliza como:

- ✓ Minimizar el costo total anual identificando el punto óptimo entre los costos de operación y

los de inversión.

- ✓ Incrementar la producción a través de esta forma para eliminar los cuellos de botella de la Planta,
- ✓ Minimizar emisiones indeseables del proceso. [4]

La integración de procesos es una metodología eficiente que permite a la industria incrementar su rentabilidad por medio de la reducción en el consumo de energía, agua, materia prima, además de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero y la generación de desperdicio. [5]

Entre las metodologías para la Integración de Procesos, la metodología Pinch es ciertamente la más usada, debido a su simplicidad y buenos resultados. Esta metodología cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua, y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento a lo largo de la cadena de suministro), y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

#### **4. METODOLOGÍA**

##### **4.1. Redes logísticas de intercambio de calor metodología "HENS"**

Durante la década pasada, el incremento en los costos energéticos ha hecho que las compañías industriales presten atención a las alternativas para mejorar el aprovechamiento de la energía. La integración energética se aplica a todas las formas de energía, enfriamiento, calentamiento, consumo y generación de corriente eléctrica, presurización y despresurización. Muchos de los esfuerzos en esta área han consistido en incrementar la recuperación de calor en procesos químicos.

Las redes logísticas de intercambio de calor HENS, por sus siglas en inglés, son de particular importancia debido a su presencia en los procesos de recuperación de calor. Una HEN es una red formada por dos o más intercambiadores de calor que conjuntamente satisfacen los requerimientos de calentamiento.

Para un sistema dado la síntesis de HENS involucra el responder ciertas cuestiones:

- ✓ ¿Qué servicios de calentamiento y enfriamiento deben ser utilizados?
- ✓ ¿Cuál es la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento óptima?
- ✓ ¿Cómo deben ser conectadas las corrientes frías y calientes?
- ✓ ¿Cuál es la configuración óptima para la red de intercambiadores?

Existen varios métodos para resolver un problema de síntesis de procesos: [4]

- ✓ Métodos Heurísticos,
- ✓ Métodos Evolutivos,
- ✓ Metodología objetiva y práctica
- ✓ Metodología Térmica
- ✓ Metodología Algorítmica.

La que más ha sido aplicada para la síntesis de redes de intercambio de calor (HENS) es la metodología térmica, en esta metodología, uno de sus propósitos es el diseño de redes de intercambio de calor con un Consumo Mínimo de Servicios. Los métodos de solución usando este objetivo generan redes que minimizan el uso de servicios de calentamiento y enfriamiento (tales como combustible, vapor, y agua de enfriamiento).

Los métodos basados en la metodología termodinámica, usando el objetivo de mínimo requerimiento de servicios, han suministrado conceptos fundamentales que sirven para mejorar la comprensión del problema y sus posibles soluciones, de intercambio de calor entre las corrientes de proceso.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, la metodología Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

En un principio, no se diseñaba bajo la metodología antes mencionada (mejor aprovechamiento de la energía). Es por esto que existen procedimientos para analizar y rediseñar las redes logísticas de intercambio de calor de los procesos que están en operación, para así lograr en ellos un uso más adecuado de los energéticos.

#### **4.2. Metodología PINCH**

El término de Metodología "Pinch" fue introducido por Linnhoff [2] para representar un conjunto nuevo de Métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de Intercambiadores de calor.

El metodología "Pinch" presenta una metodología simple para el método sistemático de los procesos químicos y de los servicios auxiliares. Con la ayuda de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de Entalpia en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La segunda Ley determina la Dirección del flujo de calor, es decir el

calor sólo puede fluir en la dirección de caliente a frío. En un Intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente. [7]

#### 4.3. Corrientes

##### Corrientes de Proceso

En términos de la tecnología PINCH, una corriente de proceso generalmente se define como una corriente que sale de una unidad de proceso con dirección hacia otra, y en su recorrido puede ser calentada o enfriada mediante intercambio térmico con otro fluido. La corriente de proceso puede provenir de algún otro proceso o de almacenamiento, y el intercambio térmico puede ocurrir en uno o varios intercambiadores de calor. Usualmente la carga de calor intercambiada por una corriente de proceso se encuentra dada por las condiciones del proceso mismo. Cada corriente de proceso posee una temperatura de suministro o entrada ( $T_{sum}$ ), y después de intercambiar calor en uno o varios intercambiadores de calor posee ahora una temperatura de salida o meta ( $T_m$ ).

##### Corrientes de servicios

Generalmente las corrientes de servicio son utilizadas para calentar o enfriar a una o varias corrientes de proceso, cuando el intercambio térmico entre las corrientes de proceso no es factible o económico. Las cargas térmicas de las corrientes de servicio pueden variar, dependiendo de la cantidad de calor a ser intercambiado en el proceso. Las corrientes de servicio pueden clasificarse en dos categorías:

- ✓ Servicios de temperatura fija: Estas corrientes intercambian calor isotérmicamente, es decir, no varían su temperatura, sólo intercambian calor latente, como ejemplo: vapor, refrigerantes.
- ✓ Servicios de temperatura variable: Intercambian calor en un intervalo de temperatura, ejemplo: agua de enfriamiento, combustible para hornos, aceite caliente.

#### 4.4. Delta de Temperatura ( $\Delta T_{min}$ )

Es otro concepto importante para poder desarrollar la metodología PINCH y es la más baja diferencia permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía, como se muestra el AT entre dos corrientes Figura 1.



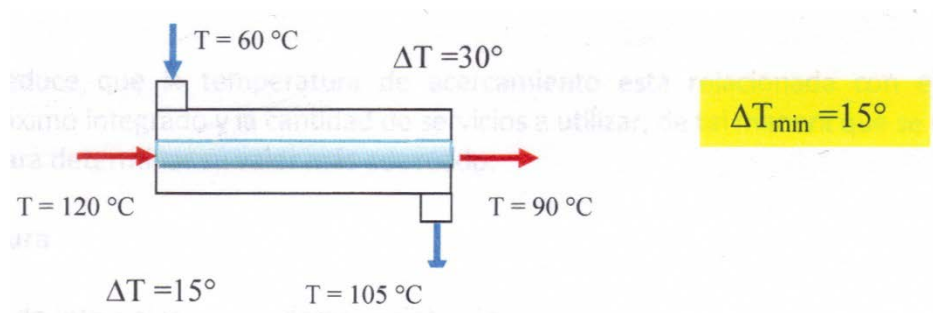


Figura 1 Representación

#### 4.5. Descripción de la Metodología Pinch

Se parte de un conjunto de corrientes calientes a enfriar y un conjunto de corrientes frías a calentar, de las cuales se conoce su temperatura de suministro o de entrada ( $T_{\text{sum}}$ ) y su temperatura de salida o meta ( $T_m$ ); y además se cuenta con una fuente de servicios tanto de calentamiento (SC) como de enfriamiento (SE).

En la siguiente tabla se muestra un ejemplo sencillo:

No. Corriente	Condición	FCP (BTU/h °F)	Torigen (°F)	Tdestino (°F)	Tdisponible(BTU/h)
1	Caliente	1,000	250	120	130
2	Caliente	4,000	200	100	400
3	Fría	3,000	90	150	-180
4	Fría	6,000	130	190	-360

Tabla 1 Tabla Problema Corrientes de Proceso

#### 4.6. Generación de encadenamientos

Para el encadenamiento se debe tomar en cuenta el acercamiento mínimo de temperatura,  $\Delta T_{\min}$ , que es la fuerza motriz para el intercambio de calor. Dos corrientes que intercambian calor entre sí, tienden a igualar sus temperaturas, a lo que se conoce como equilibrio térmico.

Si las corrientes calientes y frías igualaran su temperatura en un intercambiador de calor, significaría que transfieren toda la energía que termodinámicamente es posible transferir entre ellas; también, que sería necesario transferir poca energía entre las corrientes del proceso y los servicios auxiliares. Sin embargo, para alcanzar el equilibrio térmico, sería necesario utilizar un

intercambiador de área infinita. Por el contrario, si la  $\Delta T$  es muy grande, se requerirá de menor área para la transferencia; pero mayor cantidad de servicios.

Por consiguiente, se deduce que la temperatura de acercamiento está relacionada con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios a utilizar; de tal manera que se necesitará un balance económico para determinar su valor más adecuado. [6]

#### 4.7. Intervalos de Temperatura

Para determinar la serie de intervalos a considerar se deberán

- a) Ordenar de mayor a menor la serie de temperaturas de las corrientes calientes y frías

Calientes	250	200	120	100
Frías	190	150	130	90

- b) Sumar y restar el valor del acercamiento mínimo a las temperaturas de las corrientes frías y calientes, respectivamente  $\Delta T_{\min} = 10^\circ \text{C}$

Calientes- $\Delta T_{\min}$	240	190	110	90
Frías+ $\Delta T_{\min}$	200	160	140	100

- c) Ordenar de mayor a menor las series como sigue:

Calientes & Frías+ $\Delta T_{\min}$	250	200	200	160	140	120	100	100
Frías & Calientes - $\Delta T_{\min}$	240	190	190	150	130	110	90	90

- d) Eliminar aquellos conjuntos redundantes de temperaturas, por lo que sólo quedan los intervalos siguientes:

Calientes & Frías+ $\Delta T_{\min}$	250	200	160	140	120	100
Frías & Calientes - $\Delta T_{\min}$	240	190	150	130	110	90

#### 4.8. Diagrama de cascada

Para construir el diagrama de cascada se realizan los balances de energía para cada intervalo de temperatura, para cada corriente y se calcula la diferencia de energía por intervalo  $\Delta Q_k$ .

En la tabla 2 se muestra un ejemplo de balance.

$$Q_{ik} = F_i C_{pi} \Delta T_k \quad i = 1, 2, \dots, \text{No. Corrientes calientes}$$

$$Q_{jk} = F_j C_{pj} \Delta T_k \quad i = 1, 2, \dots, \text{No. Corrientes frías}$$

K	H <sub>1</sub>	H <sub>2</sub>	T	T	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	ΔT	Q <sub>H1</sub>	Q <sub>H2</sub>	Q <sub>C1</sub>	Q <sub>C2</sub>	ΔQ <sub>k</sub>
Fcp	1000	4000	[°F]	[°F]	3000	6000	[°F]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]
$\frac{BTU}{h^\circ F}$												
0			250	240								
1			200	190			50	50,000	0	0	0	50,000
2			160	150			40	40,000	160,000	0	240,000	-40,000
3			140	130			20	20,000	80,000	60,000	120,000	-80,000
4			120	110			20	20,000	80,000	60,000	0	40,000
5			100	90			20	0	80,000	60,000	0	20,000

k = 1, 2, ..., No. Intervalos

$$\Delta Q_k = \sum_{i=1}^{nhs} Q_{ik} - \sum_{j=1}^{ncf} Q_{jk}$$

Tabla 2 Balance

#### 4.9. Cálculo del consumo mínimo de servicios

Una vez obtenido el diagrama de cascada se realiza la suma algebraica para obtener los remanentes de arriba hacia abajo de la cascada y el remanente de mayor valor se coloca como servicio de calentamiento y luego se realiza de nuevo la suma algebraica.

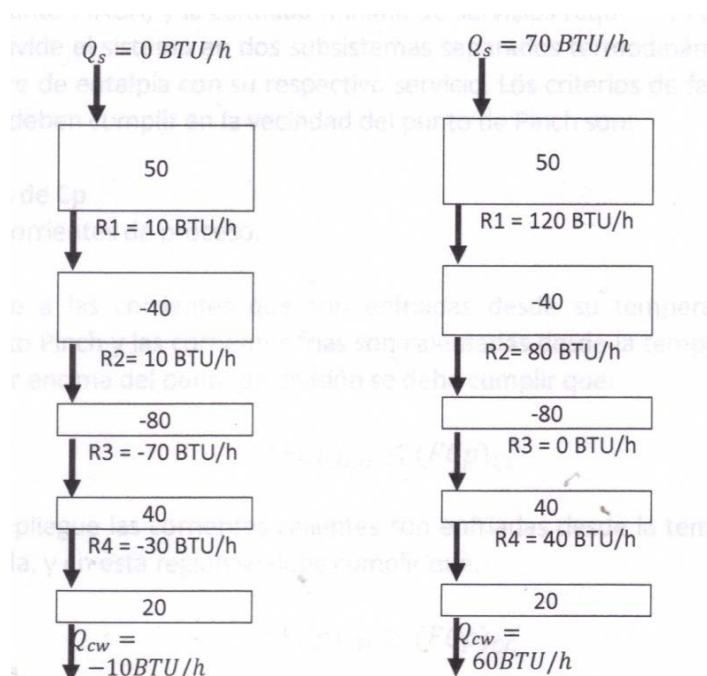


Figura 3 Diagrama de Cascada Remanentes

#### 4.10. Punto Pinch

Se localiza el remanente con valor de cero y allí se tiene el punto Pinch. Figura 3

##### Criterios de factibilidad.

Cuando se tiene el punto PINCH, y la cantidad mínima de servicios requeridos para alguna AT min que se fije, El metodología Pich divide el sistema en dos subsistemas separados termodinámicamente, cada uno de los cuales está en balance de entalpía con su respectivo servicio. Los criterios de factibilidad para los datos de las corrientes que se deben cumplir en la vecindad del punto de Pinch son:

##### Restricciones de Cp

Número de corrientes de proceso.

El primero se refiere a las corrientes que son enfriadas desde su temperatura de entrada hasta la temperatura del punto Pinch y las corrientes frías son calentadas desde la temperatura de pliegue hasta su temperatura final. Por encima del punto de división se debe cumplir que:

$$(FCp)_{CH} \leq (FCp)_{CC}$$

Debajo del punto de pliegue las corrientes calientes son enfriadas desde la temperatura de Pinch hasta la temperatura requerida, y en esta región se debe cumplir que:

$$(FCp)_{CH} \geq (FCp)_{CC}$$

CH: Corriente Caliente      CC: Corriente Fría

El segundo criterio de factibilidad se encuentra relacionado con la cantidad de corrientes en la vecindad, esto quiere decir que se debe permitir el arreglo de cambiadores compatible con la cantidad mínima de servicios.

En la región caliente la población de corrientes en la vecindad de la división es compatible con un diseño con la cantidad mínima de servicios, sólo si en la división se puede encontrar un acoplamiento para cada corriente caliente. Para que esto suceda se debe cumplir que:

$$N_{CH} \leq N_{CC}$$

En la región fría, para evitar calentamiento, cada corriente debe llegar a temperatura de división por medio de intercambio térmico, esto sólo es posible si:

$$N_{CH} \geq N_{CC}$$

Los criterios de factibilidad se resumen en:

$$\text{Arriba del Pinch } (FCp)_{CH} \leq (FCp)_{CC} \text{ y } N_{CH} \leq N_{CC}$$

$$\text{Abajo del Pinch } (FCp)_{CH} \geq (FCp)_{CC} \text{ y } N_{CH} \geq N_{CC}$$

Estos criterios nos ayudan a identificar las mejores combinaciones, la mejor opción de intercambio y la necesidad de división de corrientes y así poder generar opciones de combinación de corrientes.

### Número mínimo de unidades

Los costos de capital de los procesos químicos tienden a estar dominados por el número de equipos en el proceso. Esto es correcto para el caso de redes de intercambio de calor, lo que representa un incentivo para reducir el número de combinaciones entre corrientes.

Para el mínimo número intercambiadores de calor requerido para MER (mínimo requerimiento de energía a partir de servicios auxiliares), la red se puede evaluar usando una forma simplificada del teorema gráfico de Euler. Y dado que la metodología Pinch descompone el problema en dos partes distintas, arriba y abajo del Pich, el número de intercambiadores mínimo es la suma de los intercambiadores tanto arriba como abajo del Pinch. [8]

Número de intercambiadores = # Intercambiadores arriba del Pinch + # Intercambiadores abajo del Pinch

$$\text{Arriba del Pinch} = NS + NU - 1$$

$$\text{Abajo del Pinch} = NS + NU - 1$$

NS= Número de corrientes frías y calientes

NS = Número de servicios auxiliares

Si el total del No. de Unidades arriba y abajo del PINCH es mayor, es decir si el Número de Unidades Actual (NUA) es mayor que el NMU de la red, significa que hay un excedente de unidades, y por lo tanto existen ciclos en la red.

Por cada Unidad más en la red con respecto al número mínimo de unidades (NMU), hay un ciclo.

### Ciclos y rutas

Como se mencionó anteriormente, cada vez que en la red se tenga uno o más intercambiadores adicionales al mínimo que se calculó, se cuenta con una ruta o ciclo en el sistema y estos se deben identificar y eliminar para obtener el número mínimo de equipos, con las rutas se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los intercambiadores y los equipos que trabajan con servicios (calentadores y enfriadores); con estas dos herramientas se pueden

eliminar los intercambiadores sobrantes y llegar al número mínimo de equipos requerido en esa red.

También la gráfica de las CC proporciona el NMU (número mínimo de unidades), cada cambio de pendiente representa un equipo, esto es:

- ✓ Para equipos de intercambio: en el intervalo donde existen ambas curvas compuestas se ubican los cambios de pendiente, para ambas corrientes.
- ✓ Para equipos de servicios: se ubican en el rango donde solo existe alguna de las curvas compuestas.
- ✓ Se hacen intervalos de cambio de pendiente a el siguiente cambio de pendiente, sin importar a qué curva compuesta pertenece.
- ✓ Cada intervalo de cambio de pendiente pertenece a un equipo del NMU.
- ✓ Para leer la temperatura de entrada y salida en cada equipo de intercambio de energía, tanto de las corrientes fría como de las calientes, es de la siguiente forma:
- ✓ Se toma el intervalo de pendiente a pendiente

En el tramo de CCC, que queda dentro de este intervalo, la temperatura que se lee al inicio de esta es la temperatura de salida de la corriente caliente, para este equipo Para la temperatura de suministro de la corriente caliente al equipo es la que se lee al término del intervalo sobre la CCC

Para la corriente fría se hace lo mismo solo que aquí para la temperatura de suministro al equipo se lee al término del intervalo sobre la CCF

Al inicio del intervalo sobre la CCF se encuentra la temperatura de salida de la corriente fría del equipo. [20]

#### **4.11. Cálculo del área de intercambio de calor**

Para calcular el área del equipo se requieren los siguientes datos:

Carga energética del equipo

Temperaturas de entrada y salida de las corrientes

$h$  - coeficiente convectivo de transferencia de calor

$U$  =coeficiente global de transferencia de calor

LMTD- Diferencia de Temperatura Media Logarítmica.

Y se calcula de la siguiente forma:

$$Q = A * U * LMTD$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{cal}} + \frac{1}{h_{fria}}$$

$$LMTD = \frac{(T_{suministro}^{cal} - T_{salida}^{fria}) - (T_{salida}^{cal} - T_{suministro}^{fria})}{\ln\left[\frac{(T_{suministro}^{cal} - T_{salida}^{fria})}{(T_{salida}^{cal} - T_{suministro}^{fria})}\right]}$$

Despejando, se tiene

$$A = \frac{Q}{U * LMTD}$$

### Área Mínima

Este cálculo se realiza considerando que ambas curvas compuestas (caliente y fría) transfieren su calor verticalmente, con ello el área de transferencia de calor es mínima, esto es equivalente a un arreglo de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor. Esta consideración tiene una limitación, ya que equivale a considerar que todos los intercambios de calor entre corrientes tienen iguales coeficientes de transferencia de calor (h). Pero es una simplificación útil. Existe una ecuación que se aplica a esta situación y proporciona un estimado del área mínima de intercambio de calor requerida para todo el sistema, para las corrientes consideradas.

$$Area = \sum_i^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta TML_i} \left[ \sum_j^{\text{corr}} \left[ \frac{q_j}{h_j} \right] \right]_i$$

La ecuación anterior involucra un intervalo i, donde existen j corrientes (calientes y frías) con su carga individual de calor, q<sub>j</sub>, y su coeficiente individual de transferencia de calor (considerando la resistencia de Fouling) h<sub>j</sub>, además de la media logarítmica de temperatura en el intervalo i (ΔTML<sub>i</sub>). Con esta ecuación se evalúa el área requerida mínima de las curvas compuestas a diferentes valores de (ΔT<sub>min</sub>), y se obtiene que a cada (ΔT<sub>min</sub>) le corresponda un área requerida mínima y una cantidad mínima de requerimientos de servicios.

### Rediseño de la red

El rediseño por medio de la metodología Pinch está enfocado principalmente al criterio de costos, ya que éste es considerado como bueno si cumple con los requerimientos de intercambio y con los requisitos previamente fijados, tales como tiempo de retorno de inversión. Es preciso elegir una buena base para iniciar el rediseño, y lograr así un buen valor de retorno de inversión en la red resultante. La elección de una buena base se lleva a cabo con un metodología previo, para posteriormente rediseñar la red[8].

### Metodología Previa al rediseño.

Es una metodología que proporciona el camino más adecuado para hacer el rediseño bajo el criterio de costos. Dicho metodología puede ser explicado dividiéndolo en dos partes: en una de

ellas se explica la filosofía para el mismo y en la otra, el procedimiento para obtener los datos necesarios para iniciar el rediseño de la red.

En la figura 4 se distinguen cuatro regiones: una en la cual los diseños son no factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de  $\alpha$  constante.

Hasta este punto, se ha encontrado la zona donde el rediseño de la red puede ser considerado bueno, pero para elegir el más adecuado, debe hacerse la transformación a costos. Se procede de la siguiente manera:

A partir del gráfico de Área mínima contra energía, se obtiene el área que debe ser incrementada para ahorrar una cierta cantidad de energía.

Se evalúa el costo de este incremento de área y cuál es el ahorro de energía que se tiene.

El incremento de área constituye la inversión.

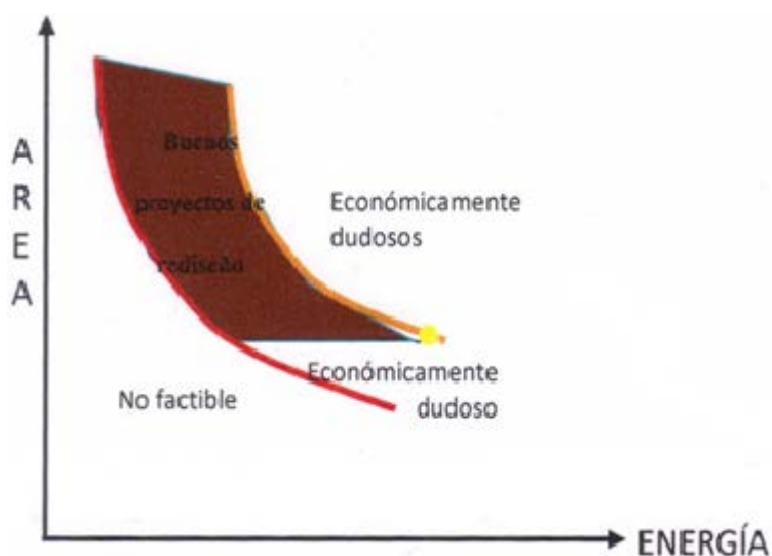


Figura 4 Regiones de Diseño

## 5. PRUEBA DE LA SOLUCIÓN - SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de Procesos es la actividad que permite la representación del comportamiento de un proceso mediante la aplicación de modelos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances previamente definidos. Fundamentalmente existen dos grandes vertientes dentro de la simulación de procesos:



- ✓ Simulación en estado estacionario
- ✓ Simulación dinámica

La simulación en estado estacionario está dirigida al estudio del comportamiento de un proceso a régimen permanente, contemplando situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación. Su tarea principal es el cálculo detallado del balance de masa y energía del proceso en base al cual se realizará el dimensionamiento del equipo y una posterior evaluación económica.[9,10]

Un sistema de simulación es un programa de computadora que, utilizando información sobre un proceso químico a un nivel de detalle de diagrama de flujo, es capaz de realizar metodología útiles en su diseño y operación. La gran ventaja de emplear sistemas de simulación en el diseño de procesos es el considerable ahorro de tiempo y recursos de ingeniería, es decir se pueden considerar mayores alternativas de diseño y el proceso creado puede ser más complejo, amplio y eficiente en términos de costos de operación, consumo de energía y materias primas, calidad de producto, etc.

El primer paso para la simulación de una Planta consiste en conocer el proceso y contar con la información necesaria de las condiciones de operación, así como flujos, características principales de cada unidad (número de platos, relaciones de reflujo, temperaturas, presiones) y la distribución física de corrientes y equipos, para lo anterior se debe contar con:

- ✓ Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) [11]
- ✓ Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI's) [12]
- ✓ Condiciones de Presión y Temperatura de corrientes y unidades.
- ✓ Balances de materia y Energía
- ✓ Destilaciones técnicas ASTM-D86 del crudo y productos. [13, 14]
- ✓ Fichas técnicas de los equipos principales (torres, despuntadoras, cambiadores de calor)

Una vez reunida la información anterior se procede a elegir el simulador a utilizar para reproducir las condiciones de Planta, en este caso se utilizó el simulador comercial AspenTech con el paquete HYSYS. [10]

Finalmente se analizan los resultados de la simulación, considerando los parámetros que se desean comparar, se cotejan con la información de la operación actual para validar la simulación y se da por aceptable o no la simulación como modelo que reproduce las condiciones de Planta actual.

## 6. RESULTADOS

Como se mencionó anteriormente para la simulación se debe establecer los parámetros que se desea comparar para dar por aceptable la simulación. En este caso se compararon los perfiles de temperatura y las destilaciones ASTM D86 de los productos obtenidos, a continuación se muestran los resultados:

La extracción de los datos de la Figura 5 muestra que actualmente se utiliza 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que sólo se requiere 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Estos representan los servicios target que el simulador proporciona por predeterminado e indica un área de oportunidad de 50.5% para un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio actual.

Network Performance		
	HEN	% of Target
Heating [MMBtu/hr]	539.7	150.5
Cooling [MMBtu/hr]	181.1	INF

Energy Targets	
Heating [MMBtu/hr]	358.5
Cooling [MMBtu/hr]	0.0000

Figura 5 Resultados del Simulador

Con los resultados anteriores se realizaron 3 propuestas de modificación a la red, intercambiando corrientes que actualmente se encuentran independientes. Las propuestas también incluyeron en algunos casos el reacomodo de las corrientes que ya se utilizan pero con diferente corriente de intercambio con el fin de un mejor aprovechamiento energético. Por último se plantea un estimado de los costos derivados de cada propuesta, esto incluye los costos de inversión estimados por el método Guthrie y el ahorro en los servicios requeridos proyectado a un año. Al final se presenta cada una de las propuestas y se explica las ventajas y desventajas de cada uno.

## 7 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La metodología Pinch de la red actual muestra que se utiliza 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento para llevar a cabo la operación de la Sección primaria y de Vacío 2, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que sólo se requiere 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Estos representan los servicios target que el simulador proporciona por predeterminado e indica un área de oportunidad de 50.5% para un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio actual.

La aplicación de la metodología Pinch permite situar las propuestas en un área termodinámicamente factible, sin embargo se debe tener en cuenta las restricciones mismas del proceso en cuestión operativa o de inversión para proponer las posibles modificaciones a la red. Para este caso la temperatura de desalado 276.8°F y de despunte 431.6°F fueron restricciones para establecer las propuestas. Queda por analizar si las modificaciones en líneas de tubería son posibles de acuerdo al diseño que se tiene.

Actualmente a la entrada de las desaladoras se tiene temperaturas por arriba de 302 F, esto ocasiona que los intercambiadores AE-5, AE-6, AE-11 y AE-12 se encuentren operando con bypass para bajar la temperatura a 276°, esto constituye un parámetro limitante y a la vez un área de oportunidad para las propuestas de reestructuración.

La Propuesta 1 contempla un arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel antes de entrar al horno a fuego directo, se requiere 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección de vacío para aprovechar la corriente de GOL AV que actualmente no se utiliza y se requiere aumentar el área de intercambio de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6.

Para la Propuesta 2 se requiere 2 intercambiadores nuevos después las desaladoras para seguir aprovechando la energía de las corrientes de Diesel, con esto se logra que la temperatura de salida del Residuo atmosférico se mantenga a 312.8 °F, lo cual disminuye la carga del tren de vacío, se mantiene el arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel y 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección de vacío para aprovechar la corriente de GOL AV, también se requiere aumentar el área para los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6.

La propuesta 3 presenta un arreglo combinado, se requiere 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección atmosférica utilizando la corriente de GOL AV para el intercambio, se requiere

un arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel antes de ir a los hornos de fuego directo y los intercambiadores de Recirculación inferior se ocupan para el inicio de la sección de vacío, también se requiere aumentar el área de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-9 y AEA-10.

La tabla comparativa 3 resume los costos de inversión estimados por el método Guthrie y el ahorro en los servicios requerido proyectado a un año, como puede observarse, la propuesta 3 presenta un tiempo de recuperación de la inversión menor, sin embargo el hecho de realizar el arreglo para combinar las secciones podría ser poco factible, de ser así la propuesta 1 resulta una buena alternativa. Cabe mencionar que la estimación de costos se realizó de manera muy sencilla, si se quiere llevar a cabo alguno de las propuestas presentadas, finalmente se recomienda una metodología más detallada para la estimación de los costos de inversión.

	AHORRO \$	INVERSIÓN \$	TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN AÑO
<b>PROPUESTA 1</b>	9,629,397.37	3,442,987.12	0.36
<b>PROPUESTA 2</b>	11,736,243.47	8,124,134.34	0.69
<b>PROPUESTA 3</b>	12,283,759.26	2,194,060.42	0.18

Tabla 3 Tabla comparativa de las propuestas

## 8. REFERENCIAS

1. A.Mahmound, M. Shuhaimi, M. Abdel, A combined process integration and fuel switching strategy for emissions reduction in chemical plants, Journal homepage: [www.elsevier.com](http://www.elsevier.com), Enero 2009
2. Behrenbruch, P., Dedigama, T., Classification and characterization of crude oils based in distillation properties., Journal of Petroleum Science and Engineering., 57, pp. 166-180, 2007.
3. Escobar Barrera Felipe de Jesús, Integración térmica de la carga a la Planta de coquización retardada de la refinería Ing. Héctor r. Lara Sosa de Cadereyta N.L., 1996, Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
4. Grande Mejía Gustavo, Integración Térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación del crudo de la Refinería de Tula Hidalgo, 1997, Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
5. Linnhoff B., D., R., Masón and I., Wardle, " Understanding heat exchanger networks ", Comp. and Chem. Eng., 3, 295, 1979.

6. M.M. El-Halwagi, Process Integration, 2006.
7. MacuilKobles Guadalupe, Metodología del comportamiento de la Planta Combinada No. 1 de la refinería Tula, para el manejo del crudo (maya), 2007, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
8. M.M. El-Halwagi, Pollution Prevention through process integration academic press, 1997.
9. Manuales del Simulador Aspen-HYSYS y Aspen EnergyAnalyzer.
10. Ocampo Barrera Rene, Aplicación de la síntesis y Simulación de Procesos al mejoramiento de la Planta de destilación atmosférica Tula II, 1992, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
11. Pacho Carrillo Juan Daniel, Integración térmica del tren de precaliente de crudo de la Planta Combinada #1 de la refinería Tula Hidalgo, 1995, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
12. Perea López Edgar, Simulación e integración térmica de la Planta de Etileno de la Cangrejera Veracruz, 1994, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
13. Robin Smith, Chemical Process-Design and Integration, McGrawHill, pp. 169-178, 2005.
14. Riazi, M. R., Al-Adwani, H.A., Bishara, A., The impact of characterization methods on properties of reservoir, fluids and crude oils: options and restrictions, Journal of Petroleum Science and Engineering, 42, pp. 195-207, 2004.
15. Russell F Dun, M.M El Halwagi, Review Integration Technology review background and applications in the chemical process industry, Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 2003.
16. Segoviano Murillo Selene Inés, Metodología de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula utilizando Petroplan, 2006, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
17. Strassburguer Sayago Delia, Simulación de la Planta Combinada 1 de la Refinería Miguel Hidalgo, 1998, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México
18. Tarifa, E.E., et al, Using commercial simulators for determining flash distillation curves for petroleum fractions, Revista de Ingeniería e Investigación, Vol. 28 No. 1, 50-56 pp., Abril 2008.
19. Tjoe T., N., and B., Linnhoff, " Using pinch technology for process retrofit", Chem. Eng., April 28, 1986.