

USO DE LOS OBJETIVOS DE DISEÑO DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA SELECCIONAR LAS ÁREAS DE INTEGRIDAD DE PLANTAS COMPLEJAS

Beatriz Vázquez Zapata, Ángel Zitlalpopoca Soriano, Julio César Sacramento Rivero*

Facultad de Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Yucatán, Periférico Norte, Kilómetro 33.5 Tablaje Catastral 13615 Chuburná de Hidalgo Inn, Mérida, Yucatán, C.P.97203

Fecha de recepción: 11 de noviembre de 2020 - Fecha de aceptación: 10 de marzo de 2021

Resumen

La metodología *pinch* fue desarrollada como estrategia para realizar la integración energética de plantas químicas. Se basa en la determinación de objetivos de diseño que guían el proceso de optimización de la recuperación energética en el proceso. En el análisis de plantas complejas, es usual delimitar áreas de integridad para facilitar el proceso de integración. En este trabajo se presenta una estrategia para delimitar las áreas de integridad que permiten una solución óptima, utilizando los objetivos de diseño de la red de intercambio de calor (RIC). La estrategia se ilustra usando una planta de producción de hidrocarburos a partir de residuos de HDPE formada por cuatro secciones: A100: pirólisis, A200: separación de monómeros, A300: extracción de aromáticos y A400: hidrotreamiento. Utilizando los objetivos de diseño de manera secuencial como criterios de selección al evaluar los 15 agrupamientos posibles, se identificó que usando tres áreas de integridad formadas por A200, A300 y A100.A400, el análisis se simplifica sin penalizaciones en la máxima recuperación de calor, y con un valor muy cercano al mínimo costo total anualizado de la RIC.

Palabras clave: Integración energética, metodología *pinch*, áreas de integridad, objetivos de diseño, red de intercambio de calor

USING THE HEAT INTEGRATION DESIGN TARGETS FOR SELECTING INTEGRITY AREAS IN COMPLEX CHEMICAL PLANTS

Abstract

The *pinch* methodology was developed as a strategy to achieve energy integration in chemical plants. It is based on the calculation of design targets, which guide the process of optimizing the energy recovery in the process. In analyzing complex plants, it is usual to split the plant into areas of integrity to simplify the integration process. In this work, a strategy for determining the areas of integrity that allow an optimal solution is presented. This strategy is based on the design targets of the heat exchanger network (HEN) and is applied to a hydrocarbon production plant from HDPE waste. The case study plant consists of four sections: A100: pyrolysis, A200: monomer separation, A300: aromatics extraction, and A400: hydrotreatment. The HEN design targets were sequentially

*julio.sacramento@correo.uady.mx

used as selection criteria in the analysis of the 15 possible groupings of the plant sections. It was determined that using three integrity areas, namely A200, A300, and A100/A400, the analysis is simplified without penalties on the energy recovery target and with values close to minimum on the heat transfer area and annualized total cost targets.

Keywords: Heat integration, pinch methodology, areas of integrity, design targets, heat exchange network.

Introducción

La integración de energía en una planta química permite optimizar la red de intercambio de calor (RIC), el costo de instalación y operación de los intercambiadores de calor y las emisiones relacionadas (Al-Mutairi & El-Halwagi, 2009): ya que puede reducir hasta en un 40% los servicios de calentamiento y enfriamiento en comparación con el proceso original (Gadalla, 2015). La herramienta más establecida es la tecnología *pinch*, una metodología analítica y gráficamente atractiva que permite un análisis sistemático de las oportunidades de recuperación de energía en el proceso. Su estrategia inicia con la determinación de los objetivos de diseño, que permiten evaluar el rendimiento energético del proceso desde antes de comenzar el diseño de la RIC (Smith, 2016). Así, los objetivos de diseño permiten establecer límites máximos cuantitativos de recuperación de energía y costo total, que sirven como guía durante el análisis o diseño de la RIC. Usando la metodología *pinch* tradicional, se pueden estimar los siguientes objetivos de diseño (Smith, 2016):

- 1) Máxima recuperación de energía (MRE). Se calcula dividiendo el proceso en intervalos de temperatura y calculando la entalpía disponible en las corrientes calientes de un intervalo para ceder a las corrientes frías de intervalos de menor temperatura. El valor de la MRE obedece a un óptimo termodinámico. Sustrayendo el valor de la MRE del requerimiento de energía

total, se puede encontrar el mínimo requerimiento de servicios auxiliares (MRS). Este objetivo se calcula gráficamente construyendo las curvas compuestas (CC), o analíticamente con el procedimiento de la “tabla problema”.

- 2) Mínimo número de intercambiadores de calor. Usando conceptos básicos de teoría de grafos es posible estimar el número mínimo de intercambiadores de calor necesarios para alcanzar la MRE.
- 3) Mínima área de transferencia de calor (MAT). Asumiendo un valor inicial de los coeficientes de película para cada corriente y una configuración inicial de los servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento, es posible estimar el área de transferencia mínima necesaria en la RIC. La configuración inicial de servicios auxiliares se diseña utilizando la gran curva compuesta (GCC).
- 4) Finalmente, una vez que se conocen los objetivos de diseño anteriores, el MRS y los servicios auxiliares propuestos es posible calcular los costos de instalación de la MAT y los de costos anuales de operación, para finalmente estimar el mínimo Costo Total Anualizado (CTA) de la RIC.

Para poder calcular el MRE se necesita: a) definir el valor de la diferencia de temperatura mínima (ΔT_{\min}) que se permitirá entre corrientes frías y calientes, y b) generar la cascada de intervalos de temperatura descrita anteriormente. Con estos datos, se generan las

CC y la GCC, representaciones gráficas en el dominio temperatura-entalpía ($T-H$) de los intervalos de temperatura y de la cascada de entalpía, respectivamente.

La metodología pinch se ha desarrollado en muchas direcciones, habiéndose propuesto una variedad de herramientas y técnicas para poder analizar procesos cada vez más complejos y variados. Uno de los aspectos que ha sido poco desarrollado en la metodología es la delimitación de áreas de integridad para la integración energética de plantas químicas complejas (con varias áreas). Analizar todo el sistema como si se tratara de una sola planta o bien como la suma de subsistemas individuales (áreas de integridad), tiene ventajas y desventajas. Si bien la integración de una planta grande garantiza la mayor recuperación de energía en el proceso, la implementación del diseño de la RIC resultante puede resultar demasiado complejo, al tener que manejar un gran número de corrientes de manera simultánea, requerir la conexión de unidades muy distantes físicamente, o la excesiva ramificación de corrientes con mucha energía disponible (Ahmad & Hui, 1991). Por otro lado, al subdividir el problema en varios más pequeños, el diseño de la RIC se vuelve mucho más sencillo, pero se puede llegar a incurrir en penalizaciones grandes de la MRE (Feng et al., 2011), por sacrificar excedentes de energía en algunas secciones que en otro contexto pudieran utilizarse en otras áreas.

En este trabajo se presenta un método sistemático que requiere sólo de herramientas computacionales sencillas y de la metodología *pinch* tradicional, que permite identificar las configuraciones de las áreas de integridad que no suponen grandes penalizaciones en el objetivo de MRE. Para ilustrar la aplicación del método, se aplica en el diseño de la RIC de una planta de producción de hidrocarburos a partir de polietileno de alta densidad, HDPE (Gracida Alvarez, 2019).

Metodología

El método propuesto debe garantizar que no se incurra en penalizaciones del MRE al agrupar las secciones de la planta. Por lo tanto, el primer paso necesario es calcular el objetivo de MRE de todos los agrupamientos posibles, lo cual se realiza fácilmente con el algoritmo de la tabla problema. A cada grupo de secciones que se propone tratar como una sola lo llamaremos un área de integridad (AI) para la integración energética. Un agrupamiento es un conjunto de AI que involucran todas las secciones de la planta. El número de agrupamientos posibles en una planta de n secciones es el n -ésimo número de Bell B_n , que corresponde al número de particiones posibles de un conjunto de n elementos (Berndt & Brualdi, 2009). El número de agrupamientos posibles incrementa rápidamente al aumentar el número de secciones ($B_2 = 2$, $B_3 = 5$, $B_4 = 15$, $B_5 = 52$, $B_6 = 203$), por lo que este método es manejable hasta con cinco. Si la planta bajo estudio tuviera más secciones, lo que serían casos excepcionales, una opción sería fusionar dos o más, y tratarlas como una sola para los efectos de este método, hasta alcanzar cinco secciones. Los criterios que pueden utilizarse para esta decisión pueden ser variados (cercanía, número de corrientes calientes, frías o totales), todos con ventajas y desventajas, aunque su priorización recae fuera de los alcances del presente trabajo.

De la tabla problema de cada agrupamiento j se obtiene el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento ($\dot{Q}_{c,min}^j$) y de servicios de enfriamiento ($\dot{Q}_{f,min}^j$). Descartando los agrupamientos con altas penalizaciones del MRE, se utilizarán los demás objetivos de diseño para identificar las opciones seleccionadas que alcancen los menores CTA. Para esto, se utiliza el método pinch tradicional (Smith, 2016), que consiste en calcular secuencialmente el costo anual de servicios y el costo de capital anualizado (CCA). El primero, requiere de la selección de servicios auxiliares

usando la GCC. El segundo requiere del cálculo de la MAT y del uso de correlaciones de costos (Turton et al., 2009). Para el cálculo de la MAT es necesario definir el número de intervalos de entalpía k formados en las CC balanceadas y en cada uno identificar: la diferencia de temperatura media logarítmica $\Delta T_{LM,k}$, el número de corrientes frías CF_k y

calientes CC_k , la entalpía disponible en las corrientes calientes del intervalo \dot{Q}_{ik} , la entalpía requerida por las corrientes frías del intervalo \dot{Q}_{jk} y los coeficientes individuales de transferencia de calor de todas las corrientes calientes y frías, h_i y h_j , respectivamente. De esta manera:

$$MAT = \sum_k^{k \text{ intervalos}} \frac{1}{\Delta T_{LM,k}} \left[\sum_i^{CC_k} \frac{\dot{Q}_{ik}}{h_i} + \sum_j^{CF_k} \frac{\dot{Q}_{jk}}{h_j} \right] \quad (1)$$

Los costos de compra C_{BM} de los intercambiadores de calor se estimaron mediante la siguiente correlación, que incluye costos directos e indirectos:

$$C_{BM} = C_p^\circ F_{BM} \quad (2)$$

donde C_p° es el costo de compra en las condiciones base y F_{BM} es una corrección por especificaciones de material de construcción y presión. Ambos se calculan de las siguientes ecuaciones

$$C_p^\circ = K_1 + K_2(A) + K_3(A)^2 \quad (3)$$

$$F_{BM} = B_1 + B_2 F_p F_M \quad (4)$$

donde F_M modifica por el material de construcción y F_p por la presión de operación, requerido en bar-g, en la siguiente ecuación:

$$F_p = C_1 + C_2(P) + C_3(P)^2 \quad (5)$$

Todos los valores de constantes y factores se pueden tomar de tablas reportadas en la literatura (Turton et al., 2009). El costo de capital se anualiza como una inversión, con parámetros estándares del análisis técnico-económico de plantas químicas (inversión

anualizada a 10 años, con 10% de tasa de interés). Finalmente, el CTA se obtiene de la suma del CCA y de los costos anuales de servicios.

En caso de haber agrupamientos con CTA similares, se podrían utilizar criterios secundarios para seleccionar aquellos que presenten las mayores ventajas para la construcción de la RIC, por ejemplo: mayor número de áreas de integridad (que implica un diseño más simple), la distancia esperada entre ellas o el número mínimo de intercambiadores requerido.

Para ilustrar esta metodología, se aplicó a la integración energética de un diseño conceptual de una planta de reciclaje de HDPE en monómeros e hidrocarburos aromáticos, la cual consiste en cuatro secciones (A100: pirólisis, A200: separación de monómeros, A300: extracción de aromáticos y A400: hidrotreamiento). La Figura 1 es un diagrama de flujo de proceso (DFP) simplificado, adaptado de la publicación original (Gracida Alvarez, 2019) y que se describe a continuación.

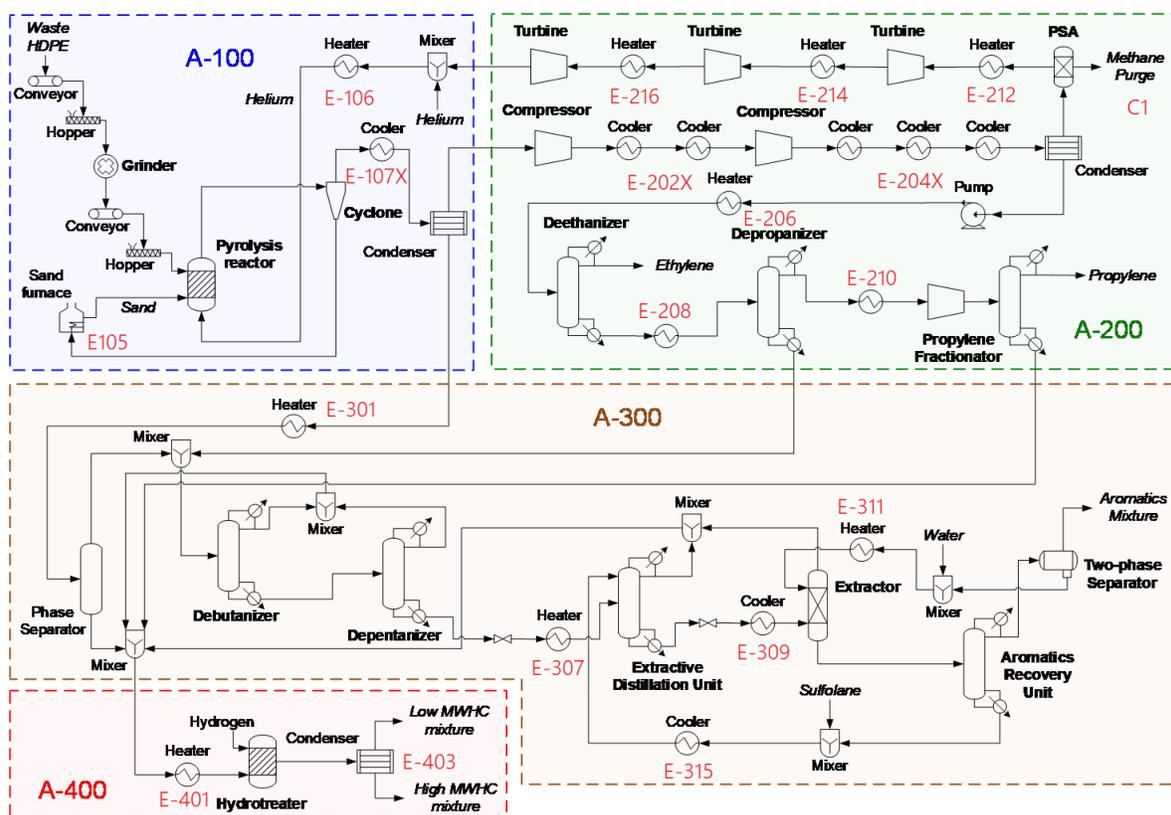


Figura 1. Secciones de la planta de producción de hidrocarburos a partir de HDPE: pirólisis (A-100), separación de monómeros (A-200), extracción de aromáticos (A-300) e hidrotreamiento (A-400)

En la sección de pirólisis (A-100) el HDPE se limpia y muele antes de alimentar el pirólizador de lecho fluidizado, que opera con arena caliente como medio calefactor y helio como gas acarreador. Esto requiere gases de combustión para calentar la arena en el horno E-105 a 1200°C y la corriente de helio en E-106 a 650°C . Para enfriar los gases y vapores producto de la pirólisis, se emplea agua suave que se transformará en vapor de baja presión. Los gases ligeros y las fracciones más pesadas se envían a las secciones A-200 y A-300, respectivamente, para su procesamiento posterior. En la sección de separación de monómeros (A-200), los gases ligeros se enfrían a -136°C en un tren de enfriamiento/compresión (E-202X y E-204X) y una mezcla de helio y metano recuperados se reciclan a la sección A-100, pasando antes a través de un sistema de

calentamiento/expansión (E-212, E-214 y E-216). El condensado La fracción pesada del condensador E-205, hidrocarburos (HC) C2 a C4, se envía a un tren de separación, en donde se recuperará etileno y propileno en los destilados, y los fondos se envían a las secciones A-300 y A-400, para su posterior procesamiento. En la sección de extracción de aromáticos (A-300) se emplean como servicios de enfriamiento agua de caldera y la generación de vapor de media presión. La corriente de gases pesados proveniente de A-100 se precalienta a 200°C y se mezcla con la corriente proveniente de A-200, para ser enviadas a un tren de separación del cual saldrán HC C4 y C5 que se envían a la sección A-400, y como producto final una mezcla de HC aromáticos. Finalmente, la sección A-400 consiste en un reactor de hidrotreamiento y un condensador para separar dos mezclas de HC

por peso molecular, las cuales se obtienen a 97 °C.

De un análisis de este DFP se estableció una primera aproximación de la distancia física de las secciones en un posible layout (Tabla 1).

Tabla 1. Distancias relativas entre secciones esperadas en el *layout* de la planta de HDPE

	A200	A300	A400
A100	Corta	Media	Media
A200		Media	Larga
A300			Corta

Resultados y discusión

En la Tabla 2 se resumen los datos de las corrientes del proceso extraídas del trabajo original (Gracida Alvarez, 2019), indicando la temperatura de suministro T_s , temperatura meta T_m y requerimiento de entalpía de cada corriente \dot{Q}_i . En la tabla también se incluyen los valores seleccionados de la contribución de cada corriente a la diferencia mínima de temperatura, $\Delta T_{\min,i}$, como alternativa de

utilizar un valor fijo de ΔT_{\min} ; esto brinda la oportunidad de una evaluación más realista de las compensaciones entre energía y capital (Varbanov et al., 2012). El valor de $\Delta T_{\min,i}$ depende en gran medida de las temperaturas de entrada y salida de la corriente; se asignó 5 K para valores cercanos a la temperatura ambiente, para temperaturas criogénicas se asignó de 1 a 3 K y para los servicios de calentamiento con gases de combustión, de 15 K.

Tabla 2. Datos de las corrientes del proceso

Sección	Código	Tipo ¹ (C/F)	T_s (°C)	T_m (°C)	\dot{Q}_i (kW)	$\Delta T_{\min,i}$ (K)
A100	E-105	F	650	1200	20,718	5
	E-106	F	-26	650	9,973	2
	E-107X	C	650	15	-19,007	5
A200	E-202X	C	107	-40	-3,882	3
	E-204X	C	78	-136	-7,107	1
	E-206	F	-135	2	1,321	1
	E-208	C	131	100	-79.69	5
	E-210	F	50	75	321.3	5
	E-212	F	-136	25	2,376	1
	E-214	F	-2	25	398.5	1
	E-216	F	-41	25	971.2	1
A300	E-301	F	15	200	258.0	5
	E-307	F	148	160	266.8	5
	E-309	C	173	155	-424.0	5
	E-311	F	80	90	19.53	5
	E-315	C	248	160	-389.7	5
A400	E-401	F	11	150	1,473	5
	E-403	C	150	97	-447.8	5

¹ C: Caliente, F: Fría

Al ser cuatro secciones en la planta, existen $B_4 = 15$ maneras de agruparlas en AI para realizar la integración de la RIC. En la Tabla 3 se muestran todas ellas. Los paréntesis encierran las secciones que integran un AI y que por lo tanto se tratarán como una sola durante los cálculos de los objetivos. Mientras más AI haya

en un agrupamiento, la penalización en el MRS podría ser mayor, disminuyendo el potencial de mejora del análisis *pinch*. El menor valor posible del objetivo MRS corresponde al caso de una sola AI, en el que la planta completa se analiza como un todo, es decir, el agrupamiento (A100.A200.A300.A400).

Tabla 3. Requerimientos mínimos de servicios de los diferentes agrupamientos obtenidos de la tabla problema

Agrupamiento	\dot{Q}_c (MW)	\dot{Q}_f (MW)	Penalización del MRS (%)
(A100.A200.A300.A400)	20.82	13.99	-
(A100)(A200)(A300.A400)	21.58	14.82	3.63
(A100)(A200.A300.A400)	20.82	14.06	0.00
(A100)(A300)(A200.A400)	20.97	14.21	0.71
(A100)(A400)(A200.A300)	21.85	15.09	4.93
(A100.A200)(A300.A400)	21.58	14.82	3.63
(A100.A300)(A200.A400)	20.97	14.21	0.71
(A100.A400)(A200.A300)	20.82	14.06	0.00
(A200)(A100.A300.A400)	20.82	14.06	0.00
(A200)(A400)(A100.A300)	21.85	15.09	4.93
(A300)(A200)(A100.A400)	20.82	14.06	0.00
(A300)(A200.A100.A400)	20.82	14.06	0.00
(A300)(A400)(A100.A200)	21.85	15.09	4.93
(A400)(A200.A100.A300)	21.85	15.09	4.93
(A100)(A200)(A300)(A400)	21.85	15.09	4.93

Se identifican así cinco agrupamientos que no representan penalización del MRS (en negritas en la Tabla 3) para continuar con ellos el proceso de diseño. En los agrupamientos seleccionados participan ocho AI distintas: (A100), (A200), (A300), (A100.A400), (A200.A300), (A100.A200.A400), (A100.A300.A400), (A200.A300.A400). Así, los siguientes pasos de la metodología *pinch* se

aplicaron solo a estas ocho AI, como se ilustra en las secciones sucesivas.

Selección de servicios auxiliares

Los servicios auxiliares para las AI se seleccionaron usando la GCC. Los servicios de enfriamiento se van seleccionando a la mayor temperatura posible, prefiriendo siempre la generación de vapor a la utilización de servicios auxiliares. Para las corrientes por debajo de los $-62\text{ }^\circ\text{C}$ se emplearon cascadas de

dos refrigerantes (Turton et al., 2009), en este caso metano y propano. Por su lado, los servicios de calentamiento se van proponiendo a la menor temperatura posible, dejando como última opción el uso de gases de combustión, por representar el servicio con mayores pérdidas energéticas y mayores emisiones de gases de efecto invernadero. En este último punto, se hizo la excepción de aprovechar la corriente C1 de la sección A200, que es una purga del mismo proceso, compuesta de metano (68%) y etileno (32%) (PCI = 49 MJ/kg, flujo de 1,312 kg/h). Quemándola con 15% de exceso de oxígeno se alcanza una temperatura de llama adiabática de 1,890 °C y se producen hasta 17.8 MW de gases de combustión. Esta corriente necesariamente debe utilizarse en la sección A100, dado que es la única de toda la planta con requerimientos globales de calentamiento, de acuerdo con el análisis de la tabla problema.

El procedimiento de selección de servicios se ilustra con los resultados para la sección A100, que tiene su temperatura *pinch* en 645 °C, y sus MRS son de 20.8 MW de calentamiento y 9.14 MW de enfriamiento. En la Figura 2, se muestra que por encima del punto *pinch*, el MRS se cubre parcialmente con la purga C1 proveniente de A200 (8.57 MW útiles) y se requieren adicionalmente 12.25 MW generados con gas natural en el mismo quemador. Este arreglo supone una pérdida de calor en los gases de chimenea de 10.85 MW en total. Por debajo del *pinch*, se optó por

generar vapor saturado a 160 °C (7.17 MW de calor latente) y al sumar el enfriamiento generado durante el precalentamiento del agua (1.97 MW de calor sensible) se cubre todo el requerimiento de enfriamiento.

Los costos de servicios fueron estimados según las condiciones de los servicios seleccionados (Ulrich & Vasudevan, 2006). La Tabla 4 resume el costeo de los servicios seleccionados para la sección A100. Los costos unitarios incluyen tanto los costos de materias primas como indirectos como mano de obra, supervisión, mantenimiento, gastos generales y otros elementos que determinan el gasto total de fabricación y, en última instancia, el precio de venta (Ulrich & Vasudevan, 2006).

Este costeo asume que siempre será posible acomodar a precio de venta el vapor de baja presión que se genere en los intercambiadores de la RIC. La Figura 3 resume los costeos de servicios auxiliares de las ocho AI, siguiendo el mismo procedimiento. Los costos negativos en A300 y A100.A400 indican que en estas AI es posible generar vapor para exportar con los excedentes de calor, lo que supone una ganancia económica. El refrigerante a menor temperatura (metano) es el que supone los mayores costos; por esta razón, su uso se minimizó siempre a lo estrictamente necesario, es decir, solo en la sección A200 que requiere enfriamiento por debajo de los -100 °C en el tren de compresión de hidrocarburos ligeros.

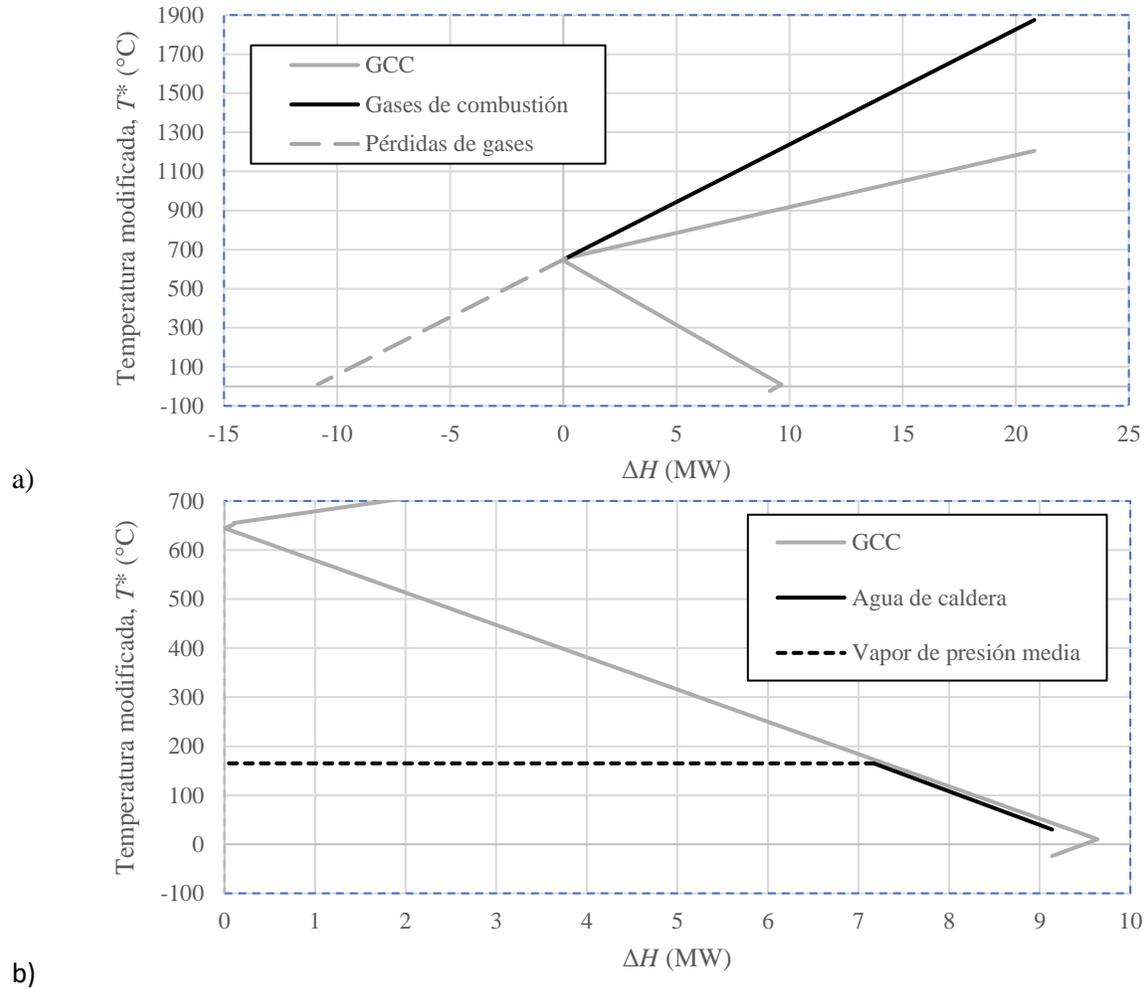


Figura 2. Curva compuesta de la sección A100, a) zona de servicios de calentamiento, b) zona de servicios de enfriamiento

Tabla 4. Resumen de costos anuales de servicios auxiliares de la sección A100

Servicio	T_s (°C)	Requerimiento (MW)	Costo unitario (2019 USD)	Costo anual (2019 USD)
<i>Calentamiento</i>				
Gas natural	1,890	13.86	0.225 USD/m ³	\$2,539,603.48
Gases de combustión de la purga (C1)	1,890	17.81	0	0
<i>Enfriamiento</i>				
Vapor de baja presión	160	7.17	-0.0193 USD/kg	-\$2,128,517.75
Agua de caldera	25	1.97	6.748 USD/m ³	\$ 741,712.07
				\$1,152,797.80

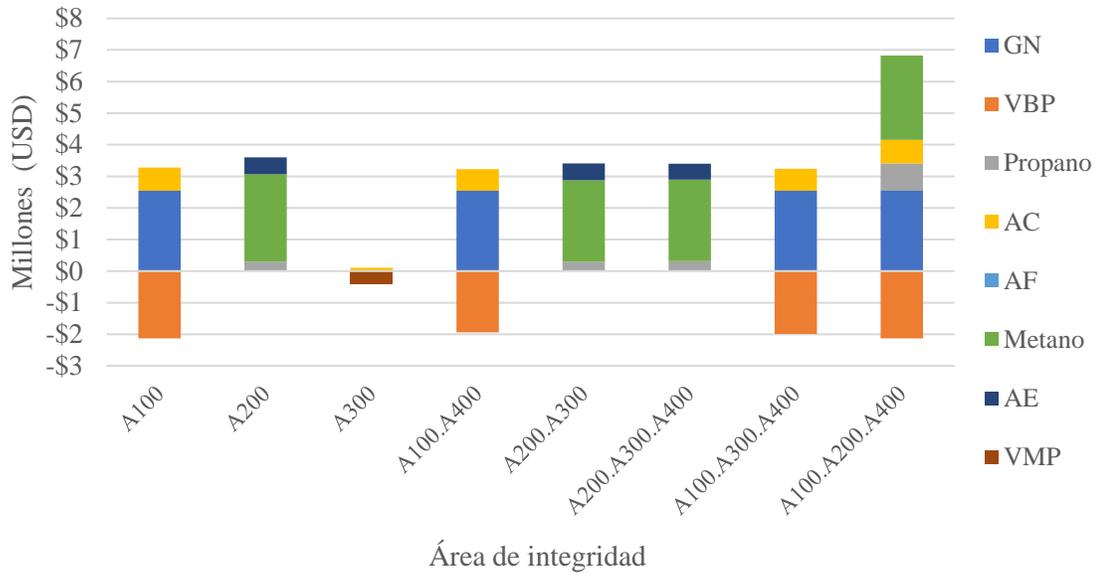


Figura 3. Costo de servicios auxiliares por áreas de integridad. GN=Gas natural, VMP=Vapor de media presión, VBP=Vapor de baja presión, AE=Agua de enfriamiento, AF=Agua enfriada, AC= Agua de caldera.

A300 destaca de entre todas las demás AI por ser la única que representa ganancias al realizar la integración de la sección sola, pues su requerimiento de enfriamiento puede ser cubierto con muy poca agua de enfriamiento y el resto con la generación de vapor de media presión. Las AI que incluyen la sección A100 también se benefician con la producción de vapor de baja presión, aunque la magnitud varía levemente al integrarla con otras secciones, debido a los cambios en la forma de la GCC.

En la Tabla 5 se resumen los costos anuales de servicios en los cinco agrupamientos

seleccionados y la penalización del costo debida al agrupamiento, relativa al menor valor. Antes de decidir descartar los agrupamientos con mayores desviaciones en el costo de servicios, como (A200)(A100.A300.A400) y (A100.A400)(A200.A300), es importante verificar cómo se compara el costo de servicios con los costos de capital en todas las opciones, para dimensionar si esta diferencia es significativa en el costo total anualizado. Por esta razón, en este punto no se descarta ningún agrupamiento.

Tabla 5. Resumen de costos anuales de servicios auxiliares

Agrupamiento	Costo anual de servicios (USD)	% Costo en exceso
(A100)(A200.A300.A400)	\$4,556,391.46	3.4
(A100.A400)(A200)(A300)	\$4,591,996.74	4.2
(A100.A400)(A200.A300)	\$4,688,618.58	6.4
(A200)(A100.A300.A400)	\$4,847,761.69	10.0
(A300)(A100.A200.A400)	\$4,408,427.40	-

Objetivo de área mínima de intercambio de calor

El otro componente de costos de la RIC es el costo de capital, cuya estimación se basa en el área de intercambio por tipo de intercambiador de calor. El objetivo de la MAT se calcula con base en las CC balanceadas, que se construyen

adicionando a las corrientes frías y calientes del proceso, aquellas de los servicios auxiliares seleccionados. Se requieren también valores base de los coeficientes de película h_i , según la composición de las corrientes del proceso (Tabla 6 y Tabla 7). Para este trabajo se escogió siempre el promedio del rango sugerido.

Tabla 6. Valores de los coeficientes individuales de película, tomados de Ludwig (1999)

	Rango sugerido (Btu/h·ft ² °R)	Valor seleccionado (kW/m ² K)
<i>Sin cambio de fase</i>		
Agua	300-2,000	6.53
Gases	3-50	0.15
<i>Condensables</i>		
Vapor	1,000-3,000	11.36
<i>Evaporables</i>		
Agua	800-2,000	7.95
Solventes orgánicos	100-300	3.69
Aceites ligeros	150-300	1.28
Aceites pesados	10-50	0.17

Una vez establecidos los valores se utilizó la ecuación 1 para estimar la MAT. En la Tabla 8 se muestran los datos de las corrientes para la construcción de las CC balanceadas de la

sección A100. Como se muestra en la Figura 4, se identificaron 6 intervalos de entalpía. Los cálculos de la MAT y el correspondiente costo de operación se resumen en la Tabla 9.

Tabla 7. Componentes y condiciones de presión de las corrientes del proceso

Sección	Código	P (bar)	Componente
A100	E-105	1.01	Arena
	E-106	1.01	Helio
	E-107X	1.01	Gases: etileno, helio, buteno,
A200	E-202X	2.05	Gases: Etileno, buteno, helio
	E-204X	7.0	Gases: Etileno, buteno, helio
	E-206	25	Gases: Etileno, propileno, buteno,
	E-208	35	Gases: Propileno, buteno,
	E-210	20.2	Gases: Propano, propileno, Buteno

	E-212	7.0	Gases: Helio
	E-214	12	Gases: Helio
	E-216	2	Gases: Helio
A300	E-301	1.01	C5-C12 (crudo pesado)
	E-307	4.5	C6-C28 (crudo pesado)
	E-309	1.01	Solventes orgánicos: Sulfolano (78%)
	E-311	1.01	Agua
	E-315	1.01	Solventes orgánicos: Sulfolano (73%)
A400	E-401	1.01	Gases/crudo ligero: 1-buteno (43%), pentadieno (1%)
	E-403	1.01	Gases/crudo ligero: N-butano (43%), N-pentano (21%)

Tabla 8. Datos de las corrientes de la sección A100

Corriente	h (kW/m ² K)	Tipo (C/F)	T_s (°C)	T_m (°C)	ΔH (kW)	C (kW/K)	$\Delta T_{min,i}$ (K)
E-105	0.23	F	650	1,200	20,719	37.67	5
E-106	0.15	F	-26	650	9,974	14.75	2
E-107X	0.15	C	650	15	-19,007	29.93	5
Gases de combustión	0.15	C	1,890	650	-20,822	24.05	15
Vapor de baja presión	11.35	F	160	161	7,167	7,167	5
Agua de caldera	7.95	F	25	160	1,969	14.58	5

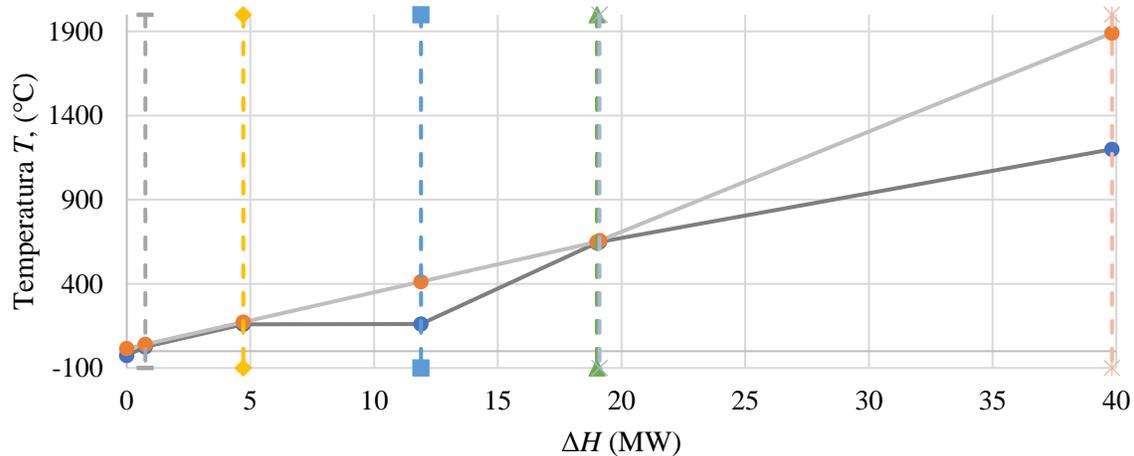


Figura 4. Curva compuesta balanceada con intervalos de entalpía de la sección A100

Tabla 9. Cálculo de la MAT para la sección A100

Intervalo	ΔH (kW)	ΔT_{LM} (K)	$\sum \frac{Q_{ik}}{h_i}$ (m ² K)	$\sum \frac{Q_{jk}}{h_j}$ (m ² K)	A (m ²)
1	752.5	25.93	5,009	5,016	386.6
2	3,960	13.71	26,400	13,526	2,912.2
3	7,935	79.42	47,892	729.89	612.2
4	11,072	68.25	47,413	47,409	1,389
5	8,038	6.54	682.9	688.5	209.7
6	31,791	144.64	138,131	91,273	1,586
					MAT = 7,096

Aplicando la misma metodología a las demás AI, se obtienen los resultados de la Tabla 10. La diferencia de la MAT entre tres de los agrupamientos (en negritas) es menor al 1%, mientras que los dos restantes demandan más del 12% que (A300)(A100.A200.A400), el agrupamiento con menor MAT. En plantas grandes, es común que el mayor componente en el CTA sea el costo de capital, por lo que es de esperarse que esos dos agrupamientos,

(A100)(A200.A300.A400) y (A100)(A200.A300.A400), sean más costosos que los demás y pudieran descartarse desde este punto en el análisis. Sin embargo, para efectos de esta investigación, se calculó el costo de capital de todas las opciones para cuantificar la influencia de los tipos de intercambiador de calor que demanda cada intervalo de entalpía en las CC balanceadas.

Tabla 10. Resumen de la mínima área de transferencia y el costo capital anualizado correspondiente

Código	MAT (m ²)	CCA (2019 USD)	% Costo en exceso
<i>Áreas de integridad</i>			
A100	7,096	\$1,298,747.35	-
A300	137	\$97,627.43	-
A200	9,753	\$2,007,538.11	-
A100.A400	5,488	\$828,780.76	-
A200.A300	11,661	\$2,419,627.63	-
A200.A300.A400	10,903	\$2,409,226.31	-
A100.A300.A400	5,523	\$986,065.11	-
A100.A200.A400	15,132	\$2,821,173.22	-
<i>Agrupamientos</i>			
(A100)(A200.A300.A400)	17,999	\$3,707,973.66	27.0
(A100.A400)(A200.A300)	17,150	\$3,248,408.40	11.3
(A200)(A100.A300.A400)	15,277	\$2,993,603.22	2.6
(A300)(A200)(A100.A400)	15,379	\$2,933,946.30	0.5
(A300)(A100.A200.A400)	15,269	\$2,918,800.65	-

Objetivo de mínimo costo total anualizado

El costo de capital es el costo de compra e instalación de los intercambiadores de calor necesarios para cubrir la MAT de cada AI de la planta. Se siguieron los criterios de diseño de Turton et al. (2009): intervalos con áreas menores que 10 m² se cubren con

intercambiadores de doble tubo y de coraza y tubos para áreas mayores. Se utilizaron las correlaciones de las ecuaciones (2) – (5) con los valores de constantes de la Tabla 11, según el tipo de intercambiador. La presión de operación se consideró igual a la de la corriente con mayor presión en el intervalo de entalpía correspondiente.

Tabla 11. Constantes para las correlaciones de costos

Tipo de Intercambiador	K1	K2	K3	C1	C2	C3	B1	B2
Doble tubo ($P < 40$)	3.3444	0.2745	-0.0472	0	0	0	1.74	1.55
Carcasa y tubos ($5 < P < 40$)	4.1884	-0.2503	0.1974	0.03881	-0.1127	0.08183	1.63	1.66
Carcasa y tubos ($P < 5$)	4.1884	-0.2503	0.1974	0	0	0	1.63	1.66

P en bar-g

Como ejemplo, en la Tabla 12 se muestran los cálculos costo de capital anualizado (CCA) de la sección A100. El factor de material en la

ecuación (4) se mantuvo constante en todos los casos ($F_M = 1$ para acero al carbón).

Tabla 12. Cálculo de costo capital anualizado de intercambiadores de la sección A100 (cantidades en USD)

Tipo de intercambiador	C_p°	C_{BM}	F_p	Costo de capital (2019 USD)	CCA (2019 USD)
Carcasa y tubos	\$18,023.82	\$5,478.36	1	\$27,276.34	\$6,300.15
Carcasa y tubos	\$1,612,383.00	\$490,086.02	1	\$2,440,100.02	\$563,601.61
Carcasa y tubos	\$347,699.28	\$105,683.67	1	\$526,190.75	\$121,536.80
Carcasa y tubos	\$739,127.20	\$224,658.72	1	\$1,118,558.24	\$258,358.76
Carcasa y tubos	\$154,325.02	\$46,907.30	1	\$233,547.79	\$53,943.65
					\$1,289,747.35

La Tabla 10 tiene el resumen del costo de capital anualizado de las AI y de los agrupamientos. Se confirma que los dos agrupamientos con mayor MAT presentan considerablemente mayor CCA y que por consiguiente pudieron descartarse desde el análisis del CCA. El agrupamiento

(A200)(A100.A300.A400), a pesar de tener una MAT parecida a las otras dos, presenta un CCA 2.6% mayor que la mínima, debido a las características esperadas de los intercambiadores necesarios en los intervalos de entalpía que forman sus CC balanceadas.

La Tabla 13 tiene el resumen del CTA de todas las AI y de los agrupamientos. Se observa que (A200)(A100.A300.A400) se distingue con mayor diferencia de CTA debido a la contribución mayor de los costos anuales de servicios. Por lo tanto, se concluye que los

agrupamientos de AI más convenientes para el diseño de la RIC son (A300)(A200)(A100.A400) y (A300)(A100.A200.A400), cuyo objetivo de mínimo CTA es muy parecido.

Tabla 13. Comparación del CTA de los agrupamientos (cantidades en USD 2019)

Agrupamientos	Costo anual de servicios	Costo de capital anualizado (CCA)	Costo total anualizado (CTA)	% Costo en exceso
(A100)(A200.A300.A400)	\$4,556,391.46	\$3,707,973.66	\$8,264,365.11	12.79
(A100.A400)(A200.A300)	\$4,688,618.58	\$3,248,408.40	\$7,937,026.98	8.32
(A200)(A100.A300.A400)	\$4,847,761.69	\$2,993,603.22	\$7,841,364.91	7.02
(A300)(A200)(A100.A400)	\$4,591,996.74	\$2,933,946.30	\$7,525,943.04	2.71
(A300)(A100.A200.A400)	\$4,408,427.40	\$2,918,800.65	\$7,327,228.05	-

Esta selección de dos agrupamientos entre los 15 posibles ya representa una simplificación considerable de las opciones a estudiar. Sin embargo, aplicando un criterio cualitativo, se puede diferenciar entre estas dos. El diseño de la RIC de cada AI será más sencillo y resultará en soluciones viables si se minimizan las conexiones entre secciones y sobre todo entre secciones distantes. Entre las dos opciones, (A300)(A100.A200.A400) requiere conectar A200 con A400, distancia considerada “larga” según el análisis del probable *layout* de la planta (Tabla 1).

Por otro lado, (A300)(A200)(A100.A400) requiere solamente la conexión entre A100 y A400, conservando a A200 y A300 como secciones individuales. Aplicando este último criterio, se puede proponer al agrupamiento (A300)(A200)(A100.A400) como el más conveniente para realizar el diseño de la RIC.

Conclusiones

En el caso de estudio, de las 15 agrupaciones posibles se preseleccionaron cinco que no presentaron penalización en el MRE, representando un ahorro de tiempo de análisis de 2/3 partes. El análisis del mínimo CTA permitió identificar dos opciones con muy baja penalización en el objetivo del CTA. Aplicando criterios cualitativos (minimizar posibles conexiones entre secciones de planta) se pudo identificar la opción más conveniente para agrupar las áreas de integridad.

Esta metodología de selección de agrupamientos mediante el cálculo secuencial de los objetivos de diseño de la RIC no requiere más potencia de cómputo que para hojas de cálculo y permite resolver la interrogante frecuentemente evitada de seleccionar el mejor agrupamiento de áreas de integridad para realizar la integración energética.

Abreviaturas

Abreviatura	Significado
AI	Área de integridad
CC	Curvas compuestas
CCA	Costo de capital anualizado
CTA	Costo total anualizado
GCC	Gran curva compuesta
HDPE	Polietileno de alta densidad
MAT	Mínima área de transferencia de calor
MRE	Máxima recuperación de energía
MRS	Mínimo requerimiento de servicios
RIC	Red de intercambio de calor

Referencias

- Ahmad, S., & Hui, D. C. W. (1991). HEAT RECOVERY BETWEEN AREAS OF INTEGRITY. *Design*, 15(12), 809–832.
- Al-Mutairi, E. M., & El-Halwagi, M. M. (2009). Integration method for considering scheduling in design of heat exchange networks. *Applied Thermal Engineering*, 29(17–18), 3482–3490. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.06.001>
- Berndt, B. C., & Brualdi, R. A. (2009). Introductory Combinatorics. In *The American Mathematical Monthly* (Vol. 87, Issue 6). <https://doi.org/10.2307/2320280>
- Feng, X., Pu, J., Yang, J., & Chu, K. H. (2011). Energy recovery in petrochemical complexes through heat integration retrofit analysis. *Applied Energy*, 88(5), 1965–1982. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2010.12.027>
- Gadalla, M. A. (2015). A new graphical method for Pinch Analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration. *Energy*, 81, 159–174. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.12.011>
- Gracida Alvarez, U. R. (2019). *Towards sustainable production of chemicals and fuels from the fast pyrolysis o waste polyolefin plastics*. Michigan Technological University.
- Smith, R. (2016). Chemical Process Design and Integration. In *John Wiley & Sons, Ltd* (Second edi). John Wiley & Sons, Ltd.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2009). Analysis, synthesis, and design of chemical processes. In *Choice Reviews Online* (Third edit, Vol. 36, Issue 02). Pearson Education. <https://doi.org/10.5860/choice.36-0974>
- Ulrich, G. D., & Vasudevan, P. T. (2006). How to estimate utility costs. *Chemical Engineering*, 113(4), 66–69.
- Varbanov, P. S., Fodor, Z., & Klemeš, J. J. (2012). Total Site targeting with process specific minimum temperature difference (ΔT_{min}). *Energy*, 44(1), 20–28. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.12.025>