

Optimización de redes de intercambiadores de calor en endulzamiento de gas natural vía tecnología pinch

Guillermo D. Evangelista Benites¹, Wilber Loyola Carranza¹, René Ramírez Ruiz¹, Percy Aguilar Rojas¹

¹Docentes de la Facultad de Ingeniería Química – UNT; g_evangelista@hotmail.com; walc78@hotmail.com, ramirezruizrene@hotmail.com, per614@gmail.com

Recibido: 05-07-2016

Aceptado: 10-08-2016

RESUMEN

El objetivo del presente proyecto ha sido simular la configuración óptima de una red de intercambiadores de calor, a partir de los balances de masa y energía que se realizan en el proceso de endulzamiento del gas natural. Por lo que se ha investigado la configuración óptima de los intercambiadores y del área mínima requeridas en este proceso, mediante el uso del software de integración energética - HINT, V.2.25 2007. El sistema considerado consistió de las corrientes frías y calientes que ingresan y salen del proceso, así como de los servicios fríos y calientes disponibles en la planta. Los resultados han permitido concluir que es posible obtener una configuración óptima de intercambio de calor considerando una temperatura mínima de acercamiento o de pliegue de 10 K entre las corrientes frías y calientes para los intercambiadores en red, lo cual permite cumplir con el objetivo general propuesto en el presente proyecto.

Palabras clave: optimización, redes de intercambiadores de calor, natural gas, endulzamiento gas natural, tecnología pinch.

ABSTRACT

The aim of this project was to simulate the optimal configuration of a network of heat exchangers, from the mass and energy balances that are made in the process of sweetening natural gas. As it has researched the optimal configuration of the heat exchangers and the minimum area required in this process, by using energy integration software - HINT, 2007 v.2.25. The system in question consisted of hot and cold streams entering and leaving the process as well as hot and cold services available on the ground. The results have concluded that it is possible to obtain an optimal configuration of heat exchange considering a minimum approach temperature or fold 10 K between hot for exchangers networking and cold streams, which can meet the overall objective proposed in this project.

Keywords: optimization, interchange networks, sweetening natural gas, endulzamiento natural gas, pinch technology.

I. INTRODUCCIÓN

El costo de la energía se ha incrementado dramáticamente en los últimos años, y esta tendencia se espera continúe. Adicionalmente existe un desarrollo industrial relacionado con la sustentabilidad (sostenibilidad) social; por lo que, la habilidad para optimizar el uso de fuentes en particular de energía está convirtiéndose en un requerimiento extremadamente importante para los ingenieros químicos (Martín, A. y Mato, F., 2007).

El consumo energético está relacionado con la producción de CO₂ y la vía de la reducción del consumo energético es una manera de mantener la competitividad. La integración energética de los

procesos es una buen vía de ahorro energético que mantiene y/o incrementa la producción (Jiménez, A., 2006).

El artículo científico Síntesis Rigurosa de Redes de Intercambiadores de Calor Usando un Método Híbrido de García-Hernández, J. M. y otros (2005), publicado por la Facultad de Ingeniería Química, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, presenta una estrategia para la síntesis de redes de intercambio de calor que incluye el diseño óptimo riguroso de los intercambiadores de calor, basada en un método híbrido que aprovecha las ventajas de los métodos basados en el análisis de pliegue y programación matemática. El algoritmo de diseño óptimo de intercambiadores de calor propuesto por Serna y Jiménez (2005), basado en el método Bell-Delaware (Taborek, 1983), se usa para realizar el diseño detallado de los intercambiadores de calor de coraza y tubos que constituyen las redes iniciales del nodo origen. De esta manera, el costo total de la red final resultante es más realista al incluir, además de los costos asociados con los equipos de transferencia de calor y los servicios externos de calentamiento y enfriamiento, los costos de capital y operación de los dispositivos de bombeo necesarios para vencer las caídas de presión que experimentan las corrientes de proceso y servicios.

Para los dos casos citados líneas arriba, el método híbrido mejora los resultados obtenidos por Mizutani y col. (2003), cuyo esfuerzo de cómputo requerido para resolver el problema de diseño detallado de redes de intercambio de calor, en virtud de que la selección óptima de acoplamientos térmicos entre corrientes en las diversas etapas del método recursivo se realiza usando un modelo de programación entera, en lugar de modelos problema de optimización no lineal mezclado - MINLP, los cuales son más complejos y difíciles de resolver. El procedimiento de síntesis también incluye el diseño óptimo detallado de los intercambiadores de calor.

El antecedente contribuye a reforzar el estudio sobre configuración óptima de intercambiadores de calor, como se pretende en el presente proyecto de investigación.

Fundamentación científica

Desde el punto de vista de la ingeniería, el problema de optimizar involucra la minimización del consumo de energía, proveniente de la utilización de servicios externos, así como la minimización del costo de construcción e instalación de los equipos necesarios. Es decir, se puede tratar como la minimización de una función objetivo que involucre los costos de operación relacionados fundamentalmente con los costos de energía más los costos relativos a los equipos referidos a una base común de tiempos. Estos costos pueden ser medidos cuantitativamente, aunque en ocasiones pudiera resultar difícil. Sin embargo, éstos son sólo algunos aspectos involucrados en el problema. Existen aspectos tales como seguridad, operabilidad, flexibilidad y controlabilidad que también son importantes para el proceso y que pueden ser extremadamente difíciles de introducir en una función objetivo ya que influyen aspectos tanto cuantitativos como cualitativos. Por otra parte es común que aparezcan restricciones de proceso como por ejemplo mezcla de corrientes o derrames que puedan comprometer la calidad de alguna de ellas o por la elevada distancia física en la planta, lo que supondría costos elevados de bombeo y de tuberías, o por otras cuestiones de seguridad.

Las corrientes de procesos que necesitan ser calentadas se llaman corrientes frías, independientemente de cuales sean las temperaturas antes y después del intercambio de calor. Las corrientes que necesitan ser enfriadas, también independientemente de las temperaturas antes y después del intercambio de calor, se llaman corrientes calientes. Los servicios externos al proceso utilizados para calentar una corriente fría se llaman servicios calientes, y los utilizados para enfriar una corriente caliente de proceso se llaman servicios fríos (Linnhoff, B., 1983).

El intercambio de calor entre corrientes calientes, corrientes frías y servicios se lleva a cabo mediante cambiadores de calor. Los cambiadores de calor pueden ser de muy diferentes formas, sin embargo el equipo más utilizado es el cambiador de carcasa y tubos o cambiador multitubular debido a su construcción resistente, su flexibilidad y la facilidad de adaptación a diferentes condiciones de operación del proceso. Además, de los cambiadores multi-tubulares, los cambiadores de placas son también bastante utilizados, sobre todo en la industria de alimentos. Además de estos tipos de cambiadores también se utilizan habitualmente los cambiadores compactos de flujo cruzado, aunque bastante menos que los anteriores.

Dependiendo de la función que un cambiador de calor desempeñe en el proceso se puede clasificar como un recuperador de calor, si el intercambio se produce entre dos corrientes de proceso (una

caliente y otra fría). Como un calentador, si el intercambio se produce entre una corriente fría y un servicio caliente y un enfriador si el intercambio de calor tiene lugar entre una corriente caliente y un servicio frío. Podría ocurrir que durante el proceso de intercambio de calor se produjera un cambio de fase de alguna de las corrientes. Si lo que se produce es una condensación el equipo se llama condensador, cuando lo que se produce es una vaporización de alguna de las corrientes el equipo se llama hervidor o caldera. Casi todas las columnas de destilación que aparecen en un proceso incluyen un condensador y una caldera o calderín, lo que da idea de la importancia de una integración energética adecuada para el desarrollo del proceso.

La decisión de que corrientes de proceso o de servicio deben intercambiar calor, y como se debe llevar a cabo dichos intercambios es un problema bastante complejo debido a su naturaleza combinatoria. Además, el número de corrientes involucradas en un proceso industrial puede ser relativamente grande, con docenas de corrientes que necesitan calentarse o enfriarse. A todo esto hay que sumar el hecho de que muchas de las propiedades físicas de los fluidos que tienen influencia directa en la transmisión de calor tales como la viscosidad, la conductividad térmica, la capacidad calorífica, o el calor específico, dependen de la temperatura y que el material utilizado en la construcción de los equipos que forman la red pueden influir en el costo total de ésta (Hall, S.G., 1990).

A todo lo anterior hay que añadir la probabilidad de que alguna de las corrientes sufra un cambio de fase, lo que supone una dificultad añadida que complica el proceso de diseño, pues desde el punto de vista de intercambio de calor las corrientes de operación de un cambiador con fases líquida y vapor son muy diferentes. Otros factores que también deben tenerse en cuenta son la pérdida de eficacia en la transmisión de calor debido al ensuciamiento de los equipos durante su vida útil, y restricciones en las pérdidas de presión máximas en la operación de los equipos.

Debido a todos estos factores y fundamentalmente a la importancia que las redes de cambiadores de calor ejercen en el costo global de los procesos industriales y su interdependencia con otros sectores del proceso, como por ejemplo sistemas de reacción, separación y servicios, las síntesis de redes de cambiadores de calor continúa siendo el tema más estudiado dentro del campo de la síntesis de procesos químicos (Hall, S.G., 1990).

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos que se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, no-asociado (sólo), disuelto o asociado (acompañando al petróleo) o en depósitos de carbón.

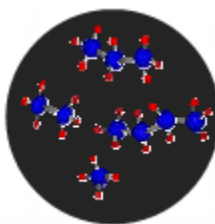


Fig. 1. Mezcla de gas natural

Clasificación del Gas Natural

Gas Dulce: Es aquel que no contiene sulfuro de hidrógeno.

Gas Agrio: Contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrógeno y por lo tanto es muy corrosivo.

Gas Rico: (Húmedo) Es aquel del que puede obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos. No tiene nada que ver con el contenido de vapor de agua.

Gas Pobre: (Seco) Está formado prácticamente por metano.

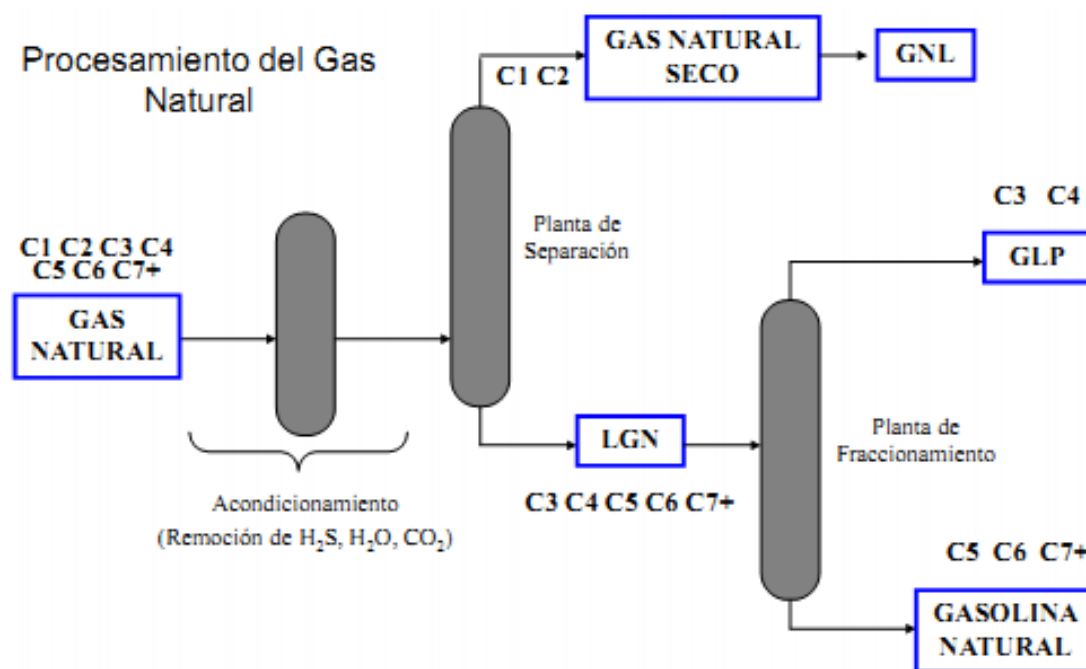


Fig. 2. Procesamiento de gas natural

Remoción de gases ácidos

- Se denominan gases ácidos al H₂S y al CO₂, por formar una solución de características ácidas en presencia de agua.
- La remoción del CO₂ se hace principalmente:
 - Para controlar el poder calorífico del Gas Natural.
 - Para evitar la formación de hielo seco o CO₂ sólido en los flujos de gas que serán sometidos a procesos criogénicos.
- La extracción del H₂S se realiza principalmente:
 - Por ser tóxico.
 - Disuelto en H₂O es corrosivo al acero.
- Métodos aplicables:
 - Sulfinol
 - Aminas: DEA, MDEA (Figura 2)

Dos metodologías han sido satisfactoriamente aplicadas para minimizar el uso de energía en procesos químicos. La primera relacionada con el problema de la síntesis de redes de intercambio de calor (HENS en idioma inglés) formulado como un problema de optimización no lineal mezclado (MINLP) (Biegler et al., 1997). La principal ventaja de este método, es su capacidad para hallar la mejor solución posible para el problema de síntesis - HENS. Sin embargo, este método proporciona información muy limitada sobre los factores que determinan el consumo mínimo de energía de un proceso, y sobre las posibilidades para modificar el proceso para reducir este mínimo.

La segunda metodología denominada método de pinzamiento (en idioma inglés método pinch), que está basada en el análisis termodinámico del proceso (Linnhoff and Hindmarsh, 1983; Smith, 2005). Los elementos centrales de este método son los cálculos de energía y costos meta para los

MARCO TEÓRICO

a. Integración energética

En integración energética se define como corriente aquella que, conservando su masa y composición, cambia su valor energético (temperatura o estado de agregación) desde la salida de una operación hasta la entrada de otra (Sinnott, R. y Towler, G., 2012). Si una corriente másica no pasa a través de un equipo de transferencia de calor (intercambiador, condensador, evaporador, enchaquetado, serpentín, turbina, caldera u otro similar) donde cambie su valor energético, no puede considerarse una corriente energética.

b. Corrientes energéticas

Las corrientes energéticas se clasifican en:

- **Corrientes frías:** Las que aumentan su energía (la temperatura de salida es mayor que la temperatura de entrada o existe evaporación).
- **Corrientes calientes:** Las que disminuyen su energía (la temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada o existe condensación).
- **Utilidades:** Son todos los fluidos adicionales que se utilizan como medio de enfriamiento (utilidades frías) o de calentamiento (utilidades calientes).

Ejemplo vapor de agua, gases de combustión, agua fría, salmuera, amoníaco, etc.

En integración energética, el dato más importante de una corriente es su valor energético (entalpía, calor específico, calor latente, etc.). Estos se pueden obtener de la literatura especializada (Sinnott, R. y Towler, G., 2012).

c. Variable involucradas

Otros datos imprescindibles para realizar la integración energética son el caudal y la temperatura de entrada y de salida de cada corriente. También pueden ser necesarias las composiciones de las corrientes para estimar los calores específicos de las mezclas. Todos los datos anteriores pueden ser estimados mediante los balances de masa y energía correspondientes.

El valor energético (calor) de cada corriente se determina como:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{ent} - T_{sal}) \quad (1)$$

si se trata de calor sensible, o como:

$$Q = m \cdot \lambda \quad (2)$$

si se trata de calor latente. En las corrientes frías $Q < 0$, significa que se les debe suministrar esa energía para lograr la temperatura de salida (calor absorbido). Por el contrario en las corrientes calientes $Q > 0$, significa que debe eliminarse ese calor para alcanzar la temperatura de salida (calor cedido).

El calor neto del sistema es la suma del calor de todas las corrientes:

$$Q_{neto} = \sum_{i=1}^{Corr} Q_i \quad (3)$$

y representa la cantidad de energía adicional que debe suministrarse o eliminarse del sistema mediante utilidades para lograr un balance energético. Si $Q_{neto} < 0$, significa que al sistema se le debe suministrar esa energía mediante utilidades calientes; por el contrario si $Q_{neto} > 0$ significa que ese calor debe ser eliminado mediante utilidades frías.

El $\Delta T_{mínimo}$ o temperatura de aproximación mínima representa la menor diferencia de temperaturas que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor, para que la transferencia sea efectiva (Figura 4).

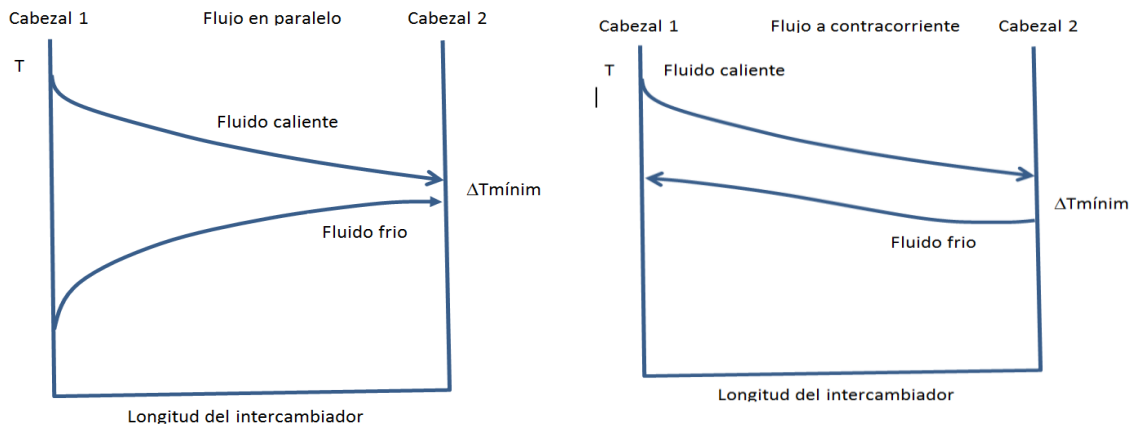


Fig. 4. Perfil de temperaturas a lo largo del intercambiador de calor

En otras palabras, en un intercambiador de calor con flujos en paralelo la diferencia de temperaturas entre las salidas de los fluidos caliente y frío debe ser igual o superior al $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado; y, en un intercambiador de flujos a contracorriente tanto la diferencia de temperaturas entre la entrada del fluido caliente y la salida del fluido frío como entre la salida del fluido caliente y la entrada del fluido frío deben ser iguales o superiores al $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado.

Mientras menor es el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ que se seleccione, mayor será el área de transferencia necesaria en los intercambiadores (aumentando los costos de instalación y mantenimiento) pero menores serán los requerimientos de utilidades (disminuyendo los costos de operación). La selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ más adecuado constituye un problema de optimización. Generalmente la integración energética se realiza para diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, se calculan los costos de cada variante y se buscan las condiciones que minimicen el costo total.

El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial se fija, por lo común, en 10 °C; esto no significa que valores inferiores o superiores permitan redes de intercambiadores eficientes, de ahí la necesidad de optimizar este parámetro.

a. Tecnología del pinzamiento

El diagrama de intervalos de temperaturas es un gráfico tipo tabla donde se indican todos los niveles de temperatura del proceso. Cada corriente se representa con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Las saetas de las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo y las de las frías se dibujan de abajo hacia arriba.

El diagrama se separa con una franja central, colocándose las corrientes calientes a la izquierda y las frías a la derecha. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ entre el lado caliente y el frío. Es decir, las **corrientes calientes se representan:**

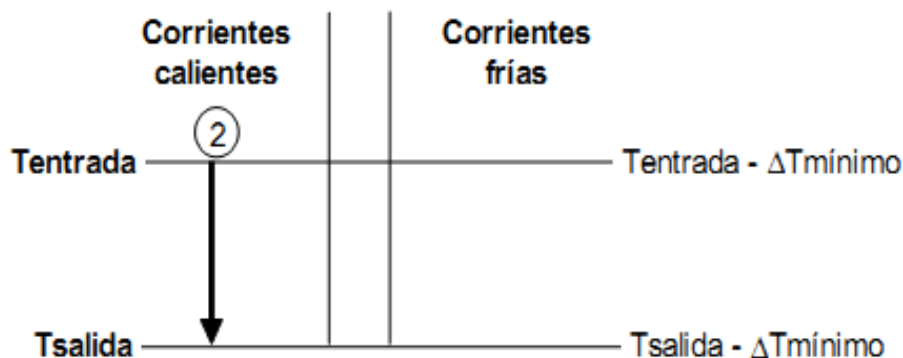


Fig. 5. Ubicación de las corrientes calientes

y las corrientes frías por:

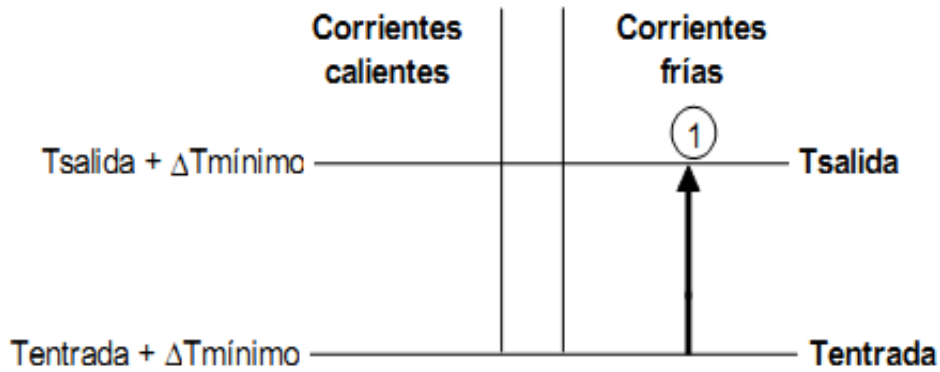


Fig. 6. Ubicación de las corrientes frías

Los intervalos de temperatura se identifican con una letra consecutiva que se escribe en la franja central que separa el lado caliente del frío. El diagrama se completa con el balance energético para cada intervalo de temperaturas. El calor de cada intervalo se calcula como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías en el intervalo:

donde $T_{Cal_{max}}$ y $T_{Cal_{min}}$ son las temperaturas máxima y mínima del intervalo para el lado caliente y $T_{Fría_{max}}$ y $T_{Fría_{min}}$ son las mismas temperaturas para el lado frío del intervalo.

$$Q_{interv} = [(T_{cal_{max}} - T_{cal_{min}}) \sum_{i=1}^{CorrCal} (m_i * Cp_i)] - [T_{Fría_{max}} - T_{Fría_{min}}) \sum_{i=1}^{CorrFría} (m_i * Cp_i)] \quad (4)$$

e. Variables de estudio:

e.1 Variables independientes: temperaturas de las corrientes frías y calientes, $\Delta T_{mínima}$ supuesta.

e.2 Variables dependientes: flujos mínimos de calor de los servicios auxiliares (vapor de agua y agua de enfriamiento, etc.), número óptimo de redes intercambiadores de calor.

PROBLEMA

¿Cuál es el número óptimo de unidades de intercambiadores de calor para mejorar la eficiencia energética en una unidad de endulzamiento de gas natural?

HIPÓTESIS

La Tecnología Pinch permite la mejora de la eficiencia energética de las plantas de procesos, por tanto permite optimizar el número de unidades de intercambiadores de calor en el proceso de endulzamiento de gas natural.

OBJETIVOS

Objetivo General

Optimizar el número de intercambiadores de calor en el proceso de endulzamiento del gas natural

Objetivos Específicos

- Determinar la diferencia mínima de temperaturas entre fluidos calientes y fríos en los extremos de los intercambiadores de calor.
- Proponer alternativas a una red de intercambio de calor existente para lograr una mayor eficiencia térmica industrialmente aceptable.
- Diseñar una red de intercambio de calor con consumos energéticos mínimos que genere los mínimos costos totales.

II. MATERIAL Y MÉTODO.

Material de estudio

El material de estudio estuvo constituido por las operaciones de intercambio de calor del proceso de endulzamiento del gas natural consistente en:

1. Identificación de las corrientes
2. Extracción de los datos de las corrientes – temperaturas y flujos desde y hacia la torre
3. Selección de la temperatura de aproximación mínima- diferencias de temperatura en los extremos de los intercambiadores.
4. Construcción del diagrama de intervalos de temperatura
5. Construcción del diagrama de cascada para determinar las caídas mínimas de temperatura
6. Cálculo del calor neto del sistema
7. Construcción de curvas compuestas
8. Determinación del número óptimo de intercambiadores de calor
9. Diseño del flujo integrado energéticamente
10. Optimización de la diferencia mínima de temperaturas

La información no disponible para el presente estudio se obtuvo de las revistas o Journals, así como mediante búsqueda en Internet.

Métodos y técnicas

Siendo el método el conjunto de pasos y etapas que debe cumplir una investigación, se usó el método científico el cual conjuga la inducción y deducción; es decir el pensamiento reflexivo para resolver el problema.

Siendo la técnica el conjunto de instrumentos con el cual se efectúa el método, usamos la técnica de la observación estructurada; es decir los datos recogidos fueron categorizados, o sea, clasificados según criterios de equivalencias determinados de antemano. La recolección se efectuó usando de información presente en la web, libros, revistas especializadas, Journals, cuadernos de notas etc.

III. RESULTADO.

El proceso simulado es una instalación típica para endulzamiento de gas natural (Morales et al., 2003) y consiste en la remoción del CO₂, únicamente, utilizando una solución de MDEA al 40 % en peso. Las sustancias ácidas: H₂S, sulfuro de carbonilo (COS) y disulfuro de carbono (CS₂) a lo sumo están presentes en cantidades de trazas. Este proceso se completa con la posterior regeneración de la amina utilizada en una torre de destilación Figura 7. Se trabaja con datos de corrientes gaseosas de pozos gasíferos del sur del Perú. El ejemplo que se presenta corresponde a una corriente gaseosa con un contenido moderado de CO₂ y sus concentraciones molares se dan en la Tabla 1. El equilibrio líquido-vapor se calcula utilizando la ecuación de estado Peng-Robinson.

Tabla 1: Datos de la Corriente Gas Natural	
T = 67 °C P = 1100 psia	
Caudal de Gas: 700080 m ³ /d	
Componentes	Fracción molar
Metano	0.79720
Etano	0.06131
Propano	0.02315
i-Butano	0.00610
n-Butano	0.01206
i-Pentano	0.00703
n-Pentano	0.00754
n-Hexano	0.01407
n-Heptano	0.02814
Nitrógeno	0.00895
CO ₂	0.02915
H ₂ O	0.00543

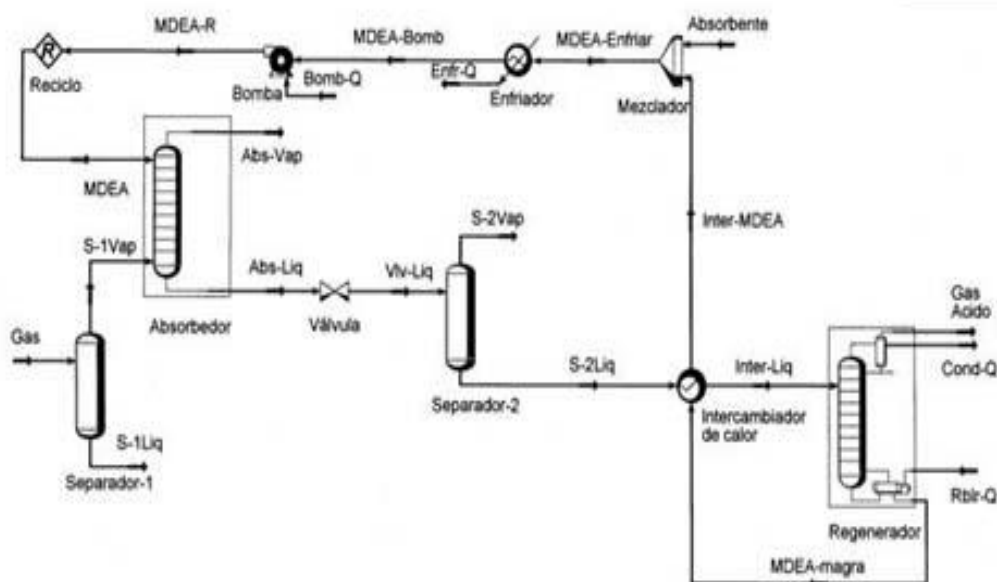


Fig. 7. Proceso de Endulzamiento del Gas Natural – Esquema del HYSYS.

En la Figura 7 se presenta el esquema del proceso desarrollado en el HYSYS. El esquema de esta figura muestra que el gas pasa, primeramente, por un separador bifásico (Separador-1) para

remover algo de líquido que contenga antes de su ingreso al absorbedor. El absorbedor es una torre de platos que trabaja a presiones de yacimiento, en la cual el gas a ser purificado ingresa por el fondo y en sentido contrario a la solución de MDEA pobre o magra (muy baja concentración de CO₂).

El gas purificado sale por la cabeza del absorbedor y la amina rica en CO₂ sale por la base del mismo y es enviada a regeneración. Dado que la regeneración de la solución de amina es favorecida por menores presiones y mayores temperaturas, se coloca una válvula de nivelación en la línea de flujo de la amina, que cumple la función de disminuir la presión hasta 5 kg/cm². Esto permite separar parte del CO₂ de la amina en un segundo separador (Separador2). A continuación el intercambiador de calor cumple la función de precalentar la amina rica en CO₂, antes de su ingreso al regenerador, por intercambio de calor con la amina magra que viene del mismo. El regenerador es una torre de platos donde la solución de amina rica desciende en dirección contraria a los vapores de extracción ascendentes que consisten sobre todo en vapor de agua. Si en el regenerador se supera la temperatura de descomposición de la amina, la misma no podrá ser recuperada y reutilizada (Daptardar et al.,1994). Finalmente, en el mezclador se combina la amina magra que proviene del regenerador con la amina de reposición. La necesidad de reponer la solución de MDEA surge del hecho de que parte de la misma se pierde por las cabezas del absorbedor y del regenerador.

Los datos para construir el diagrama de trama fueron extraídos del proceso según la Figura 1 y se presentan en las Tablas 2 y 3.

Tabla 2. Corrientes en el proceso de endulzamiento según figura 7

item	Número de corriente						
Variable	1	2	5	5a	2"	6a	7
T(°C)	28	28	92	89	36	70	87
H(Kcal/h)	- 5049996,21	- 486835,31	313621,61	75218,04	- 409110,9	- 5265,19	98,09
H(Mw)	- 0,59	- 0,57	0,36	0,09	- 0,48	- 0,01	1,1E-4

Estos datos son la base para la determinación del área mínima de intercambio de calor y también para el cálculo del número mínimo de intercambiadores.

Tabla 3. Corrientes de fondo de la columna de destilación, figura 7

item	Corrientes en el fondo de la columna			
Variable	2	3	10	11
T(K)	60	86,95	108	95
H(Kcal/h)	- 494871	241748	838500	473827
H(Mw)	- 0,58	0,28	0,98	0,55

IV. DISCUSIÓN.

4.1 Elección de una diferencia mínima de temperaturas

El ΔT mínimo elegido fue de 10 K y representa la diferencia de temperatura más pequeña que dos corrientes entrantes o salientes a un intercambiador de calor pueden tener.

Cuando las fuerzas motrices para intercambiadores de calor son pequeñas, el equipo necesario para transferencia se vuelve grande y se dice que el diseño tiene un pliegue o pinzamiento - pinch. Cuando se consideran muchos sistemas de dispositivos de intercambio de calor se les denomina redes de intercambiadores y existirá algún punto en el sistema donde la fuerza motriz para el intercambio de calor es un mínimo. Este representa un punto de pliegue - pinch. El diseño satisfactorio de estas redes involucradas que definen donde existe el pliegue es denominada como tecnología pinch.

Cuando la diferencia mínima de temperatura se incrementa el área para la transferencia de calor para los intercambiadores de calor del proceso disminuye, pero las cargas sobre los servicios auxiliares calientes y fríos se incrementan. Por tanto la inversión de capital disminuye, pero los costos de operación se incrementan.

4.2 Construcción del diagrama de intervalo de temperaturas

Una vez elegido la diferencia mínima de temperaturas y haciendo uso del software HINT se realizó la construcción del intervalo en mención. En este diagrama de intervalos de temperatura, todas las corrientes del proceso están representadas por una línea horizontal – Figura - 8, usando la convención que las corrientes calientes que requieren enfriamiento son representadas sobre el lado de la mano izquierda y las corrientes frías que requieren calentamiento son representadas al lado derecho. Ejes al lado izquierdo y derecho son fijados por la diferencia mínima de temperatura elegidos en la etapa anterior.

En esta figura, cada corriente de proceso es representada por una línea horizontal con una flecha en el extremo indicando la dirección del cambio de la temperatura. Las líneas horizontales representadas a lo largo de los extremos de las líneas dividen el diagrama en intervalos de temperatura. La cantidad neta de energía disponible desde todas las corrientes en un intervalo de temperatura se presenta en la columna de la mano derecha. Se usa la convención de (+) para exceso de energía y (-) para déficit de energía. Así, si la columna de la mano derecha contiene un número positivo para un intervalo de temperatura dado, esto implica que existe suficiente energía en las corrientes calientes para calentar las corrientes frías en aquel intervalo de temperatura. Adicionalmente, debido a que las corrientes frías han sido desplazadas hacia abajo por la diferencia mínima de temperatura, energía puede fluir desde la izquierda a la derecha dentro de un intervalo de temperatura sin violar la segunda ley de la termodinámica. La suma de los números en la columna de la mano derecha es el déficit neto o entalpía excedente para todas las corrientes.

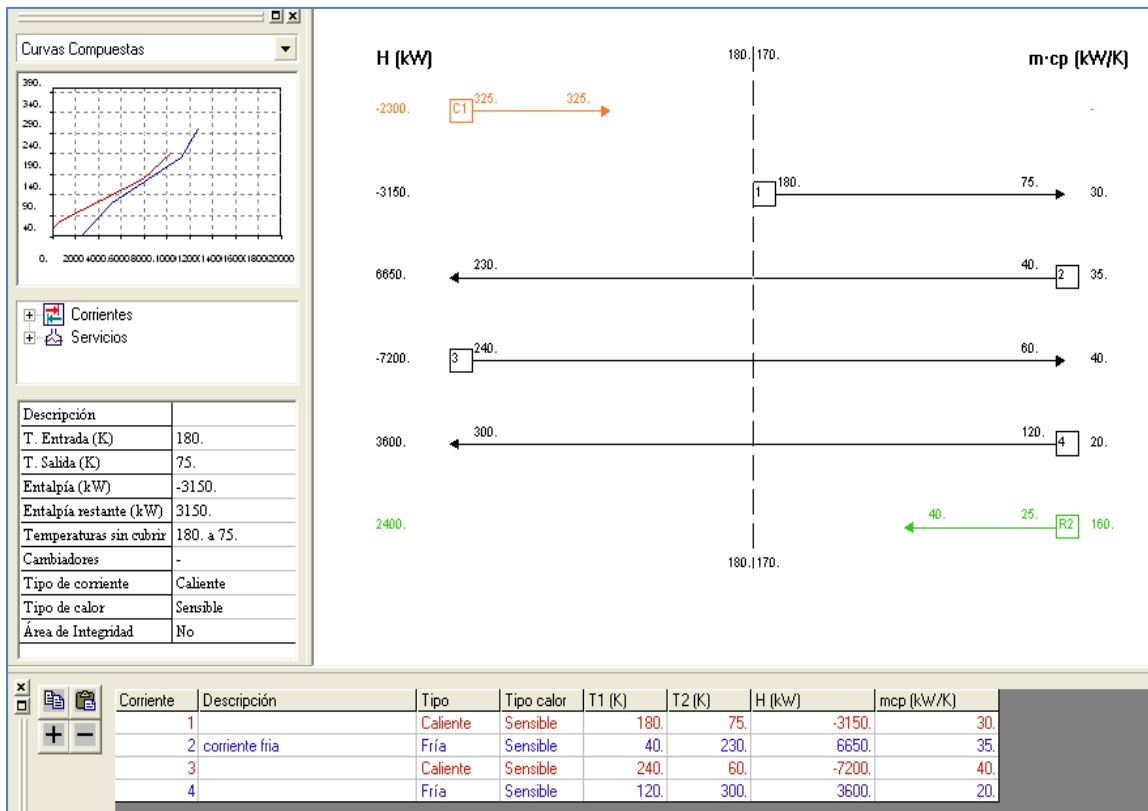


Fig. 8. Diagrama de intervalos de temperatura para las tablas 2 y 3

4.3 Diagrama de curvas compuestas

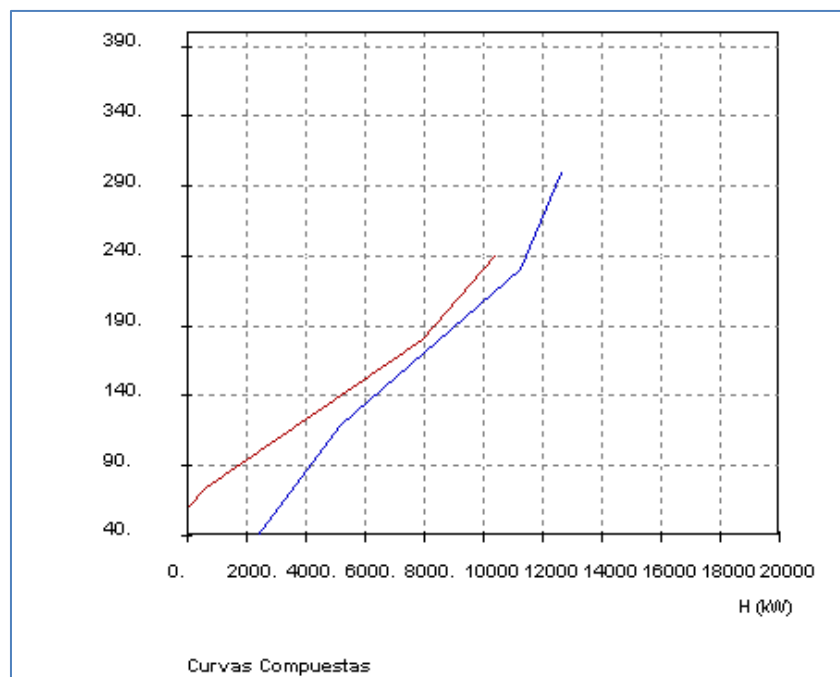


Fig. 9. Curvas compuestas para las corrientes de tablas 2 y 3

Esta figura da una visión de las posibilidades de recuperación de energía. Las posibilidades son buenas y se muestra por al gran extensión de superposición entre las curvas caliente y fría.

4.4 Construcción del diagrama en cascada

El diagrama de cascada muestra la cantidad neta de energía en cada intervalo de temperatura. Como la energía puede siempre ser transferida a través de un gradiente de temperatura, si hay energía en exceso en un intervalo de temperatura, esta energía puede ser descargada en cascada al próximo nivel de temperatura. Debe anotarse que para sistemas en que solo se transfiere energía térmica, la energía en exceso no puede ser transferida hacia arriba a un intervalo de temperatura superior. Esto es un resultado de la segunda ley de la termodinámica - aquella transferencia de energía hacia arriba a un gradiente de temperatura es posible solo si trabajo se realizara sobre el sistema, por ejemplo, si se usara una bomba de calor. El resultado se muestra en la Figura 2 - 11, es evidente que existe un punto en el diagrama en que más energía no puede ser descarga, y la mayor parte de energía a menudo debe ser suministrada a partir de los servicios auxiliares calientes al proceso. Este punto es representado por una línea horizontal punteada en la figura antes mencionada. Bajo esta línea, el proceso en cascada puede continuar; pero otra vez, en algún punto, calor en exceso debe ser derivado o transferido desde el proceso a los servicios auxiliares fríos. La línea horizontal es denominada la zona pinch o temperatura pinch. Siguiendo el procedimiento descrito anteriormente, la energía mínima es transferida desde los servicios auxiliares calientes al proceso y desde el proceso a los servicios auxiliares fríos. El criterio de energía neta transferida a través de la zona pinch y energía en cascada cuando sea posible garantiza que los requerimientos de energía a y desde los servicios auxiliares será minimizada. Para minimizar los requerimientos de servicios auxiliares calientes y fríos, energía no debería ser transferida a través de la zona pinch.

En este punto es importante notar que no todos los problemas tienen una condición pinch. Las condiciones de corrientes calientes y frías son tales que después de descargar energía en cascada, existe un déficit de energía o la energía es exactamente balanceada en cada intervalo de temperatura. En esta situación, no hay necesidad para derivar energía desde el proceso a los servicios auxiliares fríos.

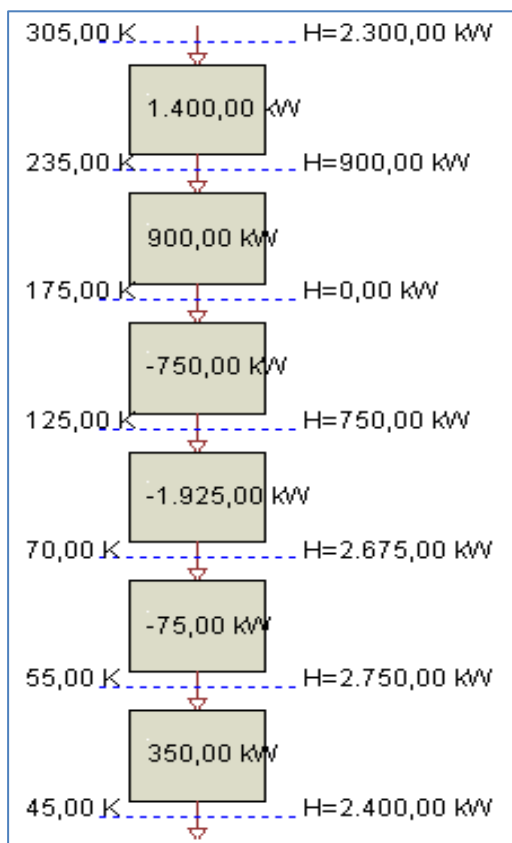


Fig. 10. Diagrama en cascada

En la Figura 10 se observa que el requerimiento mínimo de calentamiento es 2300kW – parte superior del gráfico - y el requerimiento mínimo de enfriamiento es 2400 kW – parte inferior del gráfico, con una temperatura de pinzamiento o pinch de 175°C y el calor transferido es cero. El gráfico también muestra resultados intermedios del balance de entalpia en cada intervalo de temperatura.

En la Figura 11 se muestra las curvas compuestas con los servicios auxiliares, la línea continua de color azul corresponde al proceso y las de color lila corresponde a los servicios de calentamiento y enfriamiento.

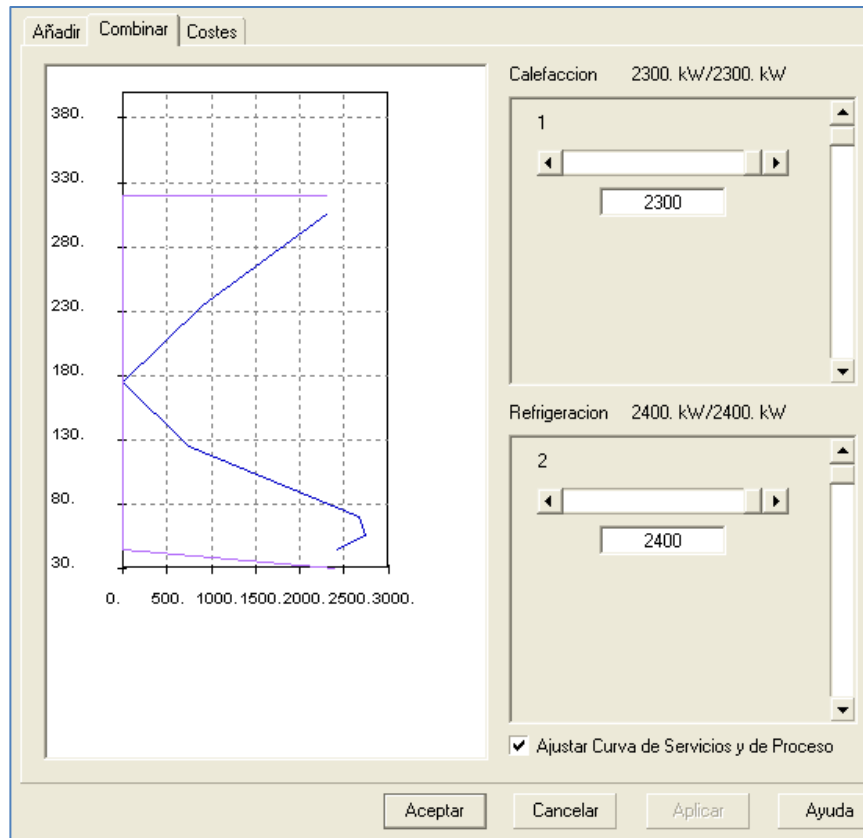


Fig. 11. Servicios caliente y frio

La figura en mención también muestra la energía de calefacción y de enfriamiento o refrigeración requerida en kW. Esta gráfica es de suma importancia para la selección de estos servicios auxiliares como puede ser elegir otro tipo de refrigerante o las condiciones de los servicios calientes.

La Figura 12 muestra la variación de consumo de energía frente a la variación del ΔT mínimo, las cuales varían linealmente hasta una diferencia de 20K; la curva azul para los servicios de enfriamiento y color marrón oscuro para los servicios de calentamiento.

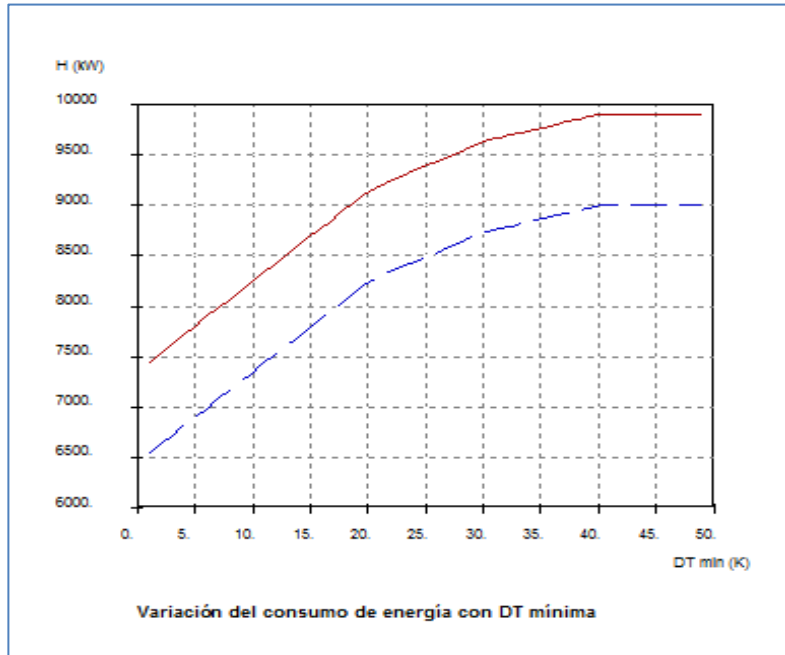


Fig. 12 Variación de consumo de energía con Δt mínimo

La diferencia de energía en todo el rango mostrado es casi constante, por lo cual habrá siempre disponibilidad de energía en el proceso.

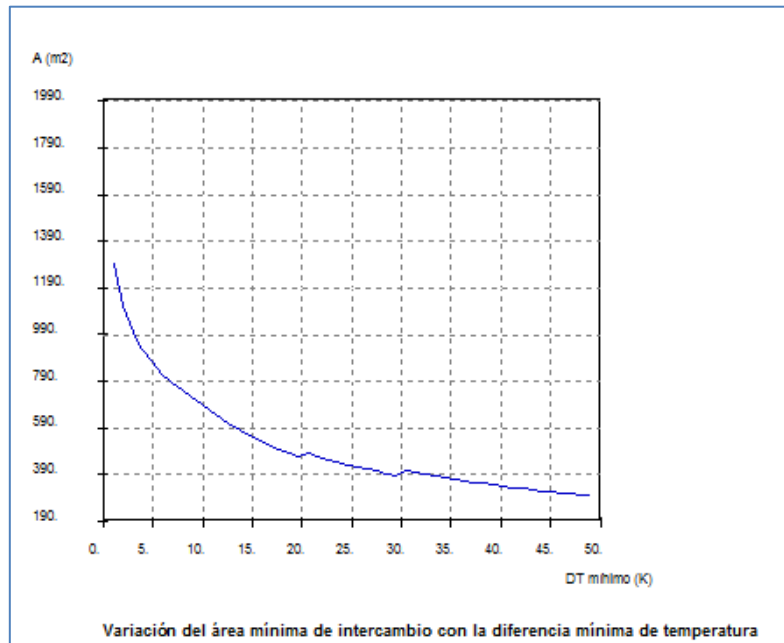


Fig. 13. Variación de área mínima de intercambio

La Figura 13 muestra la variación mínima de temperatura ΔT frente al área mínima de intercambio de calor en m^2 . En esta figura muestra que bajas diferencias mínimas de temperatura requieren grandes áreas mínimas de intercambio de calor.

4.5 Área mínima de intercambio y número mínimo de intercambiadores

The screenshot shows a software interface for calculating the minimum exchange area and the minimum number of exchangers. The window title is "Área mínima de intercambio".

Inputs and results shown:

- Diferencia mínima de temperatura: 10 K
- Corrientes: Corriente número: 1, Coeficiente: 2 kW/(m²·K)
- Servicios Generales: Servicio número: 1, Coeficiente: 2 kW/(m²·K)
- Número mínimo de cambiadores: 7
- Área mínima de intercambio: 503.918 m²

Buttons: "Estimar coeficiente", "Aceptar", "Cancelar".

Fig. 14. Área mínima de intercambio de calor

La Figura 14 muestra los resultados obtenidos y correspondientes al número mínimo de intercambiadores correspondiente a la diferencia mínima de temperaturas de 10K. Se observa que el número mínimo corresponde a 7 intercambiadores y el área mínima de intercambio a 503,92 m².

V. CONCLUSIONES

El proyecto ha permitido llegar a las siguientes conclusiones:

- Es posible establecer una configuración óptima de intercambiadores de calor en las corrientes del proceso de endulzamiento de gas natural.
- La diferencia mínima de temperaturas o pinzamiento para todo el proceso analizado es de 175°C, donde el calor transferido es cero.
- El pinzamiento divide el sistema en dos regiones termodinámicamente distintas, la primera sobre y la segunda debajo de la diferencia mínima de temperaturas.
- El número mínimo de intercambiadores obtenido fue de 7 y el área mínima de intercambio de calor fue de 503,92 m².

- El software ha permitido diseñar la red de intercambio de calor previo conocimiento del área requerida para otras diferencias mínimas de temperatura.

VI. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

- BIEGLER, L., GROSSMANN, I. AND WESTERBERG, A. (1997). **SYSTEMATIC METHODS OF CHEMICAL PROCESS DESIGN**. PRENTICE-HALL, UPPER SADDLE RIVER, NEW JERSEY, USA.
- DAPTARDAR, S.D., V.V. MAHAJANI, S.J. CHOPRA, P.K. SEN Y S.C. SRIDHAR, “**ON DEGRADATION OF CHEMICAL SOLVENTS FOR BULK REMOVAL OF CO₂**”, GAS SEPARATION & PURIFICATION, 8, 115-121 (1994).
- GARCÍA-HERNÁNDEZ, J. M. J. M. PONCE-ORTEGA Y M. SERNA-GONZÁLEZ, (2005). **SÍNTESIS RIGUROSA DE REDES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR USANDO UN MÉTODO HÍBRIDO**. FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA, UNIVERSIDAD MICHOACANA DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO. MÉXICO.
- HALL, S.G., AHMAD, S. AND SMITH, R. (1990). **CAPITAL COST TARGETS FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS COMPRISING MIXED MATERIALS OF CONSTRUCTION, PRESSURE RATINGS AND EQUIPMENT TYPES**. COMPUTERS CHEM ENG, 14: 319.
- JIMÉNEZ, A. (2006). **DISEÑO DE PROCESOS DE INGENIERÍA QUÍMICA**. INSTITUTO TECNOLÓGICO DE CELAYA DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, CELAYA. MÉXICO.
- LINNHOF, B. AND FLOWER, J.R. (1978). **SYNTHESIS OF HEAT EXCHANGER NETWORKS**. AIChE J, 24(4): 633.
- LINNHOF, B. AND HINDMARSH, E. (1983). **THE PINCH DESIGN METHOD FOR HEAT EXCHANGER NETWORKS**. CHEM ENG SCI, 38(5): 745.
- LINNHOF, B., TOWNSEND, D.W., BOLAND, D., HEWITT, G.F., THOMAS, B.E.A., GUY, A.R. AND MARSLAND, R.H. (1994). **A USER GUIDE ON PROCESS INTEGRATION FOR THE EFFICIENT USE OF ENERGY**. THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS, RUGBY, WARKS, UK.
- MARTÍN, A., F. MATO, (2008). **HINT: AN EDUCATIONAL SOFTWARE FOR HEAT EXCHANGER NETWORK DESIGN WITH THE PINCH METHOD**. EDUCATION FOR CHEMICAL ENGINEERS. USA.
- MIZUTANI, F. T., PESSOA, F. L. P., QUEIROZ, E. M., HAUAN, S. Y GROSSMANN, I. E. (2003). **MATHEMATICAL PROGRAMMING MODEL FOR HEATEXCHANGER NETWORK SYNTHESIS INCLUDING DETAILED HEAT EXCHANGER DESIGNS. NETWORK SYNTHESIS**. INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY RESEARCH 42, 4019-4027.
- SMITH, R. (2005). **CHEMICAL PROCESS: DESIGN AND INTEGRATION**. SECOND EDITION. JOHN WILEY & SONS. USA.
- Sinnot, R. y Towler, G. (2012). ***Diseño en Ingeniería Química***. Ed. Reverté, Barcelona, España.
- TABOREK, J., (1983). **SHELL-AND-TUBE EXCHANGERS: SINGLE-PHASE FLOW**. EN: HEAT EXCHANGERS DESIGN HANDBOOK, E. U. SCHLUNDER, ED., VOL. 3, SECTION 3.3. HEMISPHERE PUBLISHING CORP., WASHINGTON, DC.
- ZAMORA, J.M. AND GROSSMANN, I. (1997). **A COMPREHENSIVE GLOBAL OPTIMIZATION APPROACH FOR THE SYNTHESIS OF HEAT EXCHANGER NETWORKS WITH NO STREAM SPLITS**. COMPUTERS CHEM ENG, 21(SUPPL.): S65.