

Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

Facultad de Ingenierías

Departamento de Química e Ingeniería Química



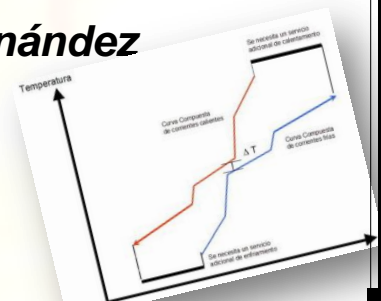
**PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN
LA DESTILERÍA DE LA CORPORACIÓN CUBA RON
DE CÁRDENAS**

**Trabajo de diploma presentado en opción al
título académico de Ingeniero Químico**

Autor: Ana Diana Pérez León

Tutor: Drc. Agustín Benítez Hernández

Julio, 2013



Declaración de autoridad

Declaro ser la única autora del trabajo de diploma *“Propuesta de integración energética en la destilería de la Corporación Cuba Ron de Cárdenas”*, presentado en opción al título académico de Ingeniero Químico. Autorizo a la Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos a hacer uso de este con la finalidad que estime conveniente. Entrego, además, una copia a la Corporación Cuba Ron, empresa objeto de estudio, y de igual forma autorizo su consulta. Aclaro que queda prohibida la reproducción total o parcial de este documento.

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Institución

Fecha

“...No tenemos la pretensión de haber dicho la última palabra en este problema pero tenemos la esperanza de que los cálculos presentes y las fórmulas dadas proporcionen algún servicio...”

E. Hugot

A mis padres Raquel León y Armando Pérez por ser la principal fuente de inspiración y el motor impulsor para llegar hasta aquí.

A la memoria de mi abuela Mima.

Agradecimientos

A mis ídolos *Raquel* y *Armando* por su incondicional apoyo, confianza, dedicación, preocupación y tolerancia en momentos de estrés, pero sobre todo por ser el mejor ejemplo. Mi mamá por no dejarme mover un dedo en las labores de la casa para solo dedicarme a esto y a mi papá por estudiar simultáneamente conmigo la carrera y ser tutor de mis investigaciones.

A mi hermano *Víctor*, por su ayuda sin límites, por levantar mi autoestima cuando decía a un amigo “mi hermana está escapada” o me decía directamente “eso es bobería para ti”, y a mi cuñada *Idelsis* por colaborar en los momentos claves y por la traducción de todos los resúmenes de los proyectos en estos cinco años.

A mi tía *Tata* y mi abuela *Estrella* por su infinito afecto maternal y por su más sincera preocupación en cada acontecimiento de mi carrera.

A mi tía *Isabel*, que a pesar de la distancia, no faltaron las llamadas de interés aliento y sabiduría.

Mis más sinceros e infinitos agradecimientos a la persona de agenda más complicada que conozco, que a pesar de su limitado tiempo, me dedicó largas horas de trabajo tanto en la escuela, en su casa como por teléfono: mi tutor *Agustín Benítez*.

“Al colectivo de 21” (*Elsa, Pichi e Iris*) por toda su colaboración en el momento de mi vida que más lo necesité. En especial *Iris*, amiga incondicional, por repasar me Dibujo, Resistencia de materiales y Autocad, por compartir conmigo cada momento importante de la carrera.

A *Adhara*, que a pesar de estudiar Derecho, se brindó a ayudarme con los trabajos de asignaturas comunes en mis momentos de agobio. Por ser una gran amiga y por su desmedida preocupación.

A todos mis compañeros de aula (incluyo a los que por una u otra razón ya no están), por el ambiente favorable en el que estudié y que siempre recordaré. En especial a *Alejandro Díaz* que no importó cuán complicado estuviese, siempre tuvo un espacio para mí, a *Arletty* por levantar mi ánimo y salir en mi defensa en todo momento. Al *Baca* por su amistad. A *Yanett* y *Yoslaine* por estar al pendiente de cada detalle y porque sus llamadas fueron de gran fortaleza.

Resumen

La investigación tiene como objetivo reducir el consumo de portadores energéticos en la destilería de la Corporación Cuba Ron en Cárdenas mediante la aplicación de la tecnología *pinch*. Se detectó que el principal consumo de energía está dado por una red de condensadores. La carga térmica que absorbe el agua de enfriamiento se disipa a la atmósfera mientras se precisa del calentamiento de agua, alcohol y combustible. El consumo de vapor y agua de reposición al sistema, actualmente, es de 10,5 t/h y 21 m³/h respectivamente que representan un costo de 1 310 606 \$/a. La integración energética del proceso permitió reconstruir el diagrama de flujo del proceso integrado y diseñar los intercambiadores de calor para una diferencia mínima de temperatura de 7°C, que constituye el valor para el cual se obtuvieron los menores costos. Además demostró la necesidad de la compra de dos nuevos intercambiadores de calor y una tubería por valor de \$ 905. Esta inversión se pagará como costo de mantenimiento anual. La integración energética del proceso permitió reducir el consumo de utilidades a 8 t/h de vapor y 5 m³/h de agua de enfriamiento equivalente a 960 087 \$/a valores inferiores a los reportados en la industria actualmente.

Summary

This research has the objective of reducing the consumption of energetic bearers at the distillery of Cardenas Cuba Ron Corporation through the application of *pinch* technology. The main energy consumption is due to a network the thermic power that absorbs. The water resulting from the process of cooling evaporates into the atmosphere while a worming of water, alcohol and fuel is needed. Nowadays the consumption of steam and water of replacing system is of 10,5 t/h and 21 m³/h respectively and represents a cost of 1 310 606 \$/a. The energetic integration of the process led to the reconstruction of the diagram of integrated process flow and to design the heat exchanger resulting in a minimum temperature difference of 7°C, that is the value for which the minimum costs were obtained. Also the need of buying two other intercoolers and a new pipe was demonstrated with a cost \$ 905. This investment gone be pay how annual maintenance cost. The energetic integration of the process led to reduce the consumption of utilities to 8 t/h of steam and 5 m³/h of cooling water, proposal at 960 087 \$/a, inferior values compare to the ones resulting currently in the factory.

Tabla de contenido

Introducción.....	1
Capítulo 1: Revisión bibliográfico.....	4
1.1 Eficiencia energética.....	4
1.2 Integración de procesos.....	6
1.2.1 Clasificación de integración de procesos.....	8
1.3 Métodos de integración energética.....	9
1.4 El <i>pinch</i> energético.....	12
1.4.1 Etapas del análisis <i>pinch</i> e importancia del uso de este análisis.....	14
1.5 Conclusiones parciales del capítulo.....	16
Capítulo II: Materiales y métodos.....	17
2.1 Descripción del proceso tecnológico.....	17
2.1.1 Áreas que conforman la planta.....	17
2.1.2 Descripción detallada del proceso de destilación de Alcohol Fino A.....	18
2.2 Desarrollo de la tecnología <i>pinch</i>	19
2.2.1 Definición del problema.....	19
2.2.2 Determinación del punto de <i>pinch</i>	21
2.2.3 Diseño de la red de intercambiadores.....	22
2.2.4 Optimización de la red diseñada.....	23
Capítulo III: Análisis de resultados.....	25
3.1 Desarrollo de la tecnología <i>pinch</i>	25
3.1.1 Definición del problema.....	25
3.1.2 Determinación del punto de <i>pinch</i>	27
3.1.3 Diseño de la red de intercambiadores.....	32

3.1.4 Optimización de la red diseñada.....	37
Conclusiones.....	45
Recomendaciones.....	46
Bibliografía	47
Adjuntos del trabajo.....	54
Anexo 1: Diagramas de flujo del proceso productivo	54
Anexo 2: Proceso de análisis de viabilidades	57
Anexo 3: Desintegración energética de la planta	58
Anexo 4: Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente.....	59
Anexo 5: Tipos de intercambiadores definidos, área de transferencia de calor y los coeficientes.....	60
Anexo 6: Coeficientes d y e según material y la presión interna del intercambiador.	61
Anexo 7: Costo de tuberías según catálogo de Matthew-Davis (2013).....	62

Introducción

La energía es un elemento clave en la sociedad actual y uno de los principales motores de la economía: a mayor crecimiento económico, mayor consumo energético. Pero esta energía no suele utilizarse de la manera más eficiente, ya sea en sus fases de producción, distribución y sobre todo, durante su uso.

La idea de pensar en objetivos comunes y reutilizar la energía proveniente del propio proceso en estudio, parece ser una forma exitosa para comenzar a hablar de una verdadera y completa eficiencia energética. Solo que para aplicar satisfactoriamente un proyecto de economía energética, debe valorarse en qué parte de la planta esto resulta factible y una vez identificado, se requiere de una búsqueda del esquema energético que mejores resultados ofrezca. (Linnhoff, 1981).

En ese sentido, varios autores coinciden en afirmar que la integración de procesos juega un papel importantísimo. La misma se concibe como la selección de las etapas de procesos y sus interconexiones capaz de garantizar la solución óptima del sistema productivo de forma integrada. (Jiménez, 2006a, Linnhoff, 1994, González, 2005, Girau, 1987)

Pérez (2008) plantea que en un inicio las técnicas de integración de procesos estaban enfocadas a la integración de masa y a la integración de energía. Sin embargo, el mayor éxito de la integración está justamente, en las técnicas combinadas de masa y energía. La ventaja económica, comparada con los métodos tradicionales, resulta extraordinariamente mayor para el control de la contaminación.

Dentro de las técnicas de integración de procesos, la tecnología *pinch* es la técnica de más aceptación y uso.

La Corporación Cuba Ron S.A. fue fundada en el año 1993 para la producción y comercialización de rones y licores en el mercado nacional y para la exportación. Posee una red en todo el país de plantas productoras que incluyen cuatro destilerías para la obtención de alcoholes finos. Una de estas destilerías pertenece a la ronera “Eladio de Marcos” que se encuentra ubicada en la ciudad de Cárdenas, provincia de Matanzas, siendo la de mayor capacidad de producción de todo el sistema corporativo y una de las mayores del país.

El consumo de energía de esta industria está muy asociado al de la red de intercambiadores de calor que actúan como condensadores, consumidores de gran cantidad de agua para el enfriamiento. La carga térmica que absorbe la misma se disipa a la atmósfera en un enfriadero, mientras, por otra parte, se precisa del calentamiento de agua, alcohol y combustible para la generación de vapor en las calderas para ser utilizado en el proceso de destilación, que a su vez, consume petróleo, uno de los portadores energéticos más importantes de la industria por el peso que tiene su consumo y su precio en el mercado, y por la importancia de su ahorro, tanto económica como ambiental para la empresa y, por supuesto, para el país (León, 2009).

En las industrias de procesos existentes en Cuba, y de manera particular en las destilerías, existen reservas energéticas significativas para un incremento de la eficiencia en el uso de la energía realizando cambios en la configuración del sistema, y es precisamente aquí donde la tecnología *pinch* adquiere especial relevancia. Las redes de intercambio de energía son los principales escenarios de aplicación de la tecnología *pinch*.

Con la red de intercambio optimizada, puede integrarse a ella el resto del equipamiento que consume o cede energía. Equipos como hornos de calentamiento, columnas de destilación, calentadores y condensadores; pueden ser integrados apropiadamente aprovechando al máximo la energía del proceso de intercambio. Esto supone cambios en los niveles de consumo de la red y el proceso se inicia nuevamente hasta alcanzar una solución de compromiso entre los objetivos energéticos, económicos y ambientales.

Debido a las dificultades que presenta Cuba, la empresa, respondiendo a la estrategia trazada por el país, ha decidido llevar a cabo acciones para la ejecución de proyectos que representen ahorros de portadores energéticos y, conociendo la importancia de los consumidores energéticos de la planta en el uso eficiente de la energía y los beneficios que trae consigo su aprovechamiento, se propone llevar a cabo esta investigación.

Problema: ¿Cómo reducir el consumo de portadores energéticos en la destilería de la Corporación Cuba Ron en Cárdenas?

Hipótesis: Una integración energética del proceso permitirá reducir el consumo de portadores energéticos.

Objetivo: Aplicar la tecnología de *pinch* de energía para la integración de las corrientes en la destilería.

Objetivos específicos:

- Realizar una revisión bibliográfica
- Proponer la red de intercambio de calor.
- Diseñar y seleccionar los intercambiadores de calor.
- Desarrollar un análisis económico de la propuesta.

Capítulo 1: Revisión bibliográfico.

1.1 Eficiencia energética.

Bibliografías consultadas permiten concluir que los recursos energéticos son el conjunto de medios que utilizan los países del mundo para intentar cubrir sus necesidades de energía, la cual es la base de la civilización industrial; por lo que sin ella la vida moderna dejaría de existir.

La energía es necesaria para todas las actividades en la vida cotidiana, puede ser generada en forma de electricidad, movimiento, luz, calor para satisfacer las necesidades de las personas y los objetivos de la sociedad y recibida, además, mediante fenómenos naturales o del entorno, fuerza de los vientos, calor, iluminación, radiación solar, efectos fotoquímicos y otros. Tanto la generación como el uso de la energía deben efectuarse con el menor número de pérdidas, ya sea por calor o acciones innecesarias (Zamora, 2009).

Cuba, al igual que la mayoría de los países insulares, carece de recursos energéticos y soluciona la mayor parte de sus necesidades (transporte, producción de electricidad) con la importación de combustibles fósiles. La dependencia de los mismos es general en el mundo contemporáneo.

Según Campos (1999) y Teopa, *et Al*, (2005) la eficiencia energética entendida como la eficiencia en la producción, distribución y uso de la energía necesaria para garantizar calidad total, es parte del conjunto de problemas que afectan la competitividad de las empresas o instituciones. Esta implica lograr los requisitos establecidos por el cliente con el menor gasto energético posible y la menor contaminación ambiental por este concepto.

Sin embargo Borroto (2001), además de coincidir con la argumentación anterior, plantea que para lograr la eficiencia energética de forma sistemática, es necesario

la aplicación apropiada de un conjunto de conocimientos y métodos que garanticen esta práctica. Ellos deben ser aplicados a los medios de trabajo, los recursos humanos, los procesos, la organización del trabajo, así como los métodos de dirección, control y planificación. A tal efecto se ha desarrollado la tecnología de gestión total eficiente de la energía que sintetiza la experiencia, procedimientos y herramientas obtenidas en la labor por elevar la eficiencia y reducir los costos energéticos en la industria y los servicios.

Por otro lado, para Fernández (1987) el problema de la eficiencia en el uso y las transformaciones de la energía es actualmente uno de los más importantes para la independencia energética de cada país y para lograr un desarrollo sostenible. En la práctica se tiene que especificar cómo tratar las energías no térmicas; entre otras, la mecánica y la eléctrica. Estas últimas son las de calidad más alta y es importante subrayar que sobre la base de la tendencia del calor de pasar espontáneamente de temperaturas más altas a temperaturas más bajas (que es el fundamento del segundo principio de la termodinámica), el derroche de energía es inevitable cada vez que se usa la energía térmica.

Desde un punto de vista crítico, resulta muy poco probable que haya cambios efectivos en los niveles de consumo sin una adecuada política de gestión total eficiente de la energía (Universidad de Cienfuegos, 2002).

Fernández (1987) reafirma lo expresado por el colectivo de autores de la Universidad de Cienfuegos cuando enuncia: “Con una buena política de gestión de la energía, es posible obtener considerables reducciones del consumo de energía”.

De acuerdo a Muñoz (1987) y González (2006), los posibles ahorros de energía están en las medidas básicas de conservación (alrededor de 10 – 15 % de ahorro), en los proyectos de recuperación de energía (20 – 70 %) y en las mejoras en los proyectos (5 – 8 %).

La idea de pensar en objetivos comunes y reutilizar la energía proveniente del propio proceso en estudio, parece ser una forma exitosa para comenzar a hablar de una verdadera y completa eficiencia energética. Solo que para aplicar satisfactoriamente un proyecto de economía energética, debe valorarse en qué parte de la planta esto resulta factible, y una vez identificado, se requiere de una búsqueda constante del esquema energético que mejores resultados ofrezca (Linnhoff, 1981).

1.2 Integración de procesos

Pérez (2008) y Smith (2010) reflejan que la integración de procesos es una tecnología sistemática basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos, que permite al ingeniero ver un gran escenario, primero y los detalles después; identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser, por ejemplo, la minimización tanto de los requerimientos energéticos como de la generación de residuales y por otra parte el aumento de la eficiencia del proceso.

Zamora (2005) da un concepto más explícito y preciso en el que plantea que la integración de procesos se ha convertido en una herramienta muy útil para disminuir los consumos de energía y los vertimientos de residuales contaminantes al medio ambiente en los procesos. Para ello se usan avanzadas herramientas analíticas para identificar las posibilidades de reducir el consumo energético y de residuales en facilidades industriales y alcanzar significativos ahorros en costos y utilidades.

Jiménez (2006b), enuncia un concepto más escueto que el enunciado por los autores anteriores pero con igual veracidad y significado, que sintetizado, concibe la integración de procesos como la selección de las etapas de procesos y sus

interconexiones capaz de garantizar la solución óptima del sistema productivo de forma integrada. Estas técnicas han sido aplicadas exitosamente en una amplia gama de campos y de industrias.

Entre las técnicas de integración de procesos que han sido desarrolladas e implementadas en algunos procesos se encuentra las redes de intercambio de energía. Los trabajos que abordan las redes de intercambio de calor fueron los primeros en los que se trató este tema de la integración de procesos, incluyéndose el análisis *pinch*, que constituye un indicador de la eficiencia del sistema. (Catá, *et al.* 2009).

En 1993, según especialistas del Instituto para la Energía y las Técnicas de Automatización radicado en Berlín, se definió la integración de procesos como el conjunto de métodos sistemáticos para el diseño de sistemas de producción integrados que incluyen desde los procesos individuales hasta procesos completos de producción, con especial énfasis en el uso eficiente de la energía y la reducción de los efectos ambientales (Gundersen, 2005).

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin tener que especificar la red de intercambiadores. Este método fue concebido para mejorar el funcionamiento de redes de intercambio de calor también llamadas HEN (debido a sus siglas en inglés *heat exchanger networks*) utilizando *curvas compuestas* representando a las corrientes caliente y fría en diagramas T – H (temperatura entalpía). Debido a su relativa simpleza y facilidad de entendimiento, se extendió hacia campos de aplicación para los cuales no había sido diseñado. (Wall, *et al.* 1996).

El escenario actual de la crisis energética alrededor del mundo y el objetivo principal de cualquier diseñador de procesos es maximizar la recuperación de

calor de proceso a proceso y minimizar el uso del requerimiento de servicios (energía). Para alcanzar la meta de maximizar la recuperación de energía o minimizar los requerimientos energéticos, se requiere una apropiada red de intercambio de calor (Zamora, 2009).

En un inicio las técnicas de integración de procesos estaban enfocadas a la integración de masa y a la integración de energía, sin embargo, el mayor éxito de la integración está justamente, en las técnicas combinadas de masa y energía (González, 2005; González, 2007). La ventaja económica, comparada con los métodos tradicionales, resulta extraordinariamente mayor para el control de la contaminación.

1.2.1 Clasificación de integración de procesos.

Según Serna (2004) desde la perspectiva de la integración de recursos, la integración de procesos puede clasificarse en:

- Integración de energía.
- Integración de masa.

De acuerdo a Gundersen (2000) la analogía más obvia está entre la transferencia de calor y la transferencia de masa. En la primera, el calor es transferido con diferencia de temperatura; de modo semejante en la segunda, la masa (o ciertos componentes) es transferida con diferencia de concentración.

Una aplicación específica del *pinch* de masa está en el área de minimizar agua residual en la que el uso óptimo de agua y agua residual es logrado a través del aprovechamiento, la regeneración y posiblemente reciclando. El *pinch* de agua, desarrollado por Wang en 1994 también puede ser aplicado para diseño de procesos de tratamiento de efluentes distribuidos.

La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución), y de esta forma se obtiene la configuración óptima para su consumo mínimo, esto indica que la integración de energía cuantifica los ahorros disponibles cambiando el mismo proceso. Muestra dónde, los cambios al proceso, reducen los objetivos globales de energía, no sólo el consumo local de energía. Cuando se aplica, puede llevar a los siguientes beneficios: una reducción del costo del capital, y una disminución de la demanda energética específica, con resultados en instalaciones de producción más competitivas.

Por lo general, las técnicas de integración energética se aplican una vez concluida la aplicación de la integración de masa como parte del proceso iterativo en el diseño de procesos. Esto no siempre se cumple a cabalidad, pues existen situaciones, no pocas, en las cuales el interés solo consiste en aplicar alguna técnica de integración energética (Mofid, *et al*, 2011).

1.3 Métodos de integración energética

Las herramientas de análisis de procesos desarrolladas con la integración de procesos, son técnicas de diseño genéricas, sistemáticas y de uso sencillo, que tienen como base el uso de funciones objetivos, modelos matemáticos, reglas heurísticas y las leyes de la termodinámica (Catá, *et. al*, 2009).

1. Método basado en la tecnología pinch

Linnhoff crea la tecnología *pincha* finales del año 1970, y continúa su desarrollo en los años subsecuentes (Linnhoff, 1989).

Surge como una herramienta para el mejoramiento del diseño de procesos contra la generalizada crisis energética mundial. Los principios están basados en los conceptos de calor y potencia termodinámicamente analizados, y su estrategia principal es numerar objetivos a priori del diseño central (análisis de las reglas

termodinámicas). Sin embargo, la metodología se ha extendido a otros sistemas que incluyen, los que combinan el calor y la potencia, esquemas de integración de columnas de destilación, hornos...

Una de las principales ventajas de la tecnología *pinch* es la habilidad de establecer objetivos económicos de energía y capital para procesos individuales, o para todo el sitio de producción previo a su diseño. Por lo tanto, al identificar un proyecto específico, se puede conocer el alcance de los ahorros de energía y los requerimientos de inversión (Renedo, Fernández, 2003b).

Para Ravagnani, *et al*, (2003), Renedo, Fernández (2003), la tecnología *pinch* busca aumentar la energía recuperada con lo que disminuye el consumo de energía, a la vez que se intenta minimizar el número de intercambiadores de calor y el área de estos, que son factores que penalizan el control y, económicamente, la instalación de la red de intercambiadores. Esta tecnología permite establecer restricciones en el diseño y una comprensión intuitiva para el diseñador de la red de la transferencia de calor. Además, es un método de optimización energética de procesos en sí, basado en el primer y segundo principio de la termodinámica. Con la ecuación de energía de la primera ley de la termodinámica se calculan los cambios de entalpía 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.

El éxito de esta técnica está dado precisamente porque constituye un escalón superior en el análisis de la eficiencia con que se usa la energía en comparación con los métodos tradicionales, por la sencillez de su metodología, su carácter estructurado, por la velocidad con que se realizan las evaluaciones económicas del aprovechamiento de la energía. (Linnhoff 1989).

Mediante la aplicación de esta técnica se han reportado ahorros de energía que van desde un 6 % a un 60 % con respecto al diseño original. El ahorro en el costo de capital ha sido alrededor de un 30 % con respecto al diseño original, se han mejorado con creces los plazos de recuperación de las inversiones (Linnhoff, 1986). Estos resultados han ayudado a la rápida expansión de esta técnica la cual ha sido ampliamente utilizada para el diseño y la evaluación de redes de intercambio.

2. Método basado en la programación matemática

La tecnología *pinch* ha sido aplicada a un gran número de industrias y ha demostrado su efectividad; sin embargo, existen varias limitaciones inherentes a este método. Estas limitaciones han sido la principal motivación para la aplicación de la programación matemática a la integración de procesos.

La principal limitante de la tecnología *pinch* está en asumir que todas las corrientes frías y calientes son recursos que pueden ser utilizados sin restricciones para la recuperación de calor. Sin embargo, si un par de corrientes fría y caliente no pueden intercambiar entre sí (por razones tales como la seguridad, operatividad, dificultades en el bombeo, prevención de la contaminación, etc.) resulta extremadamente difícil evaluar su efecto en las curvas compuestas. Mediante el uso de la programación matemática esta situación se limita a la adición de una nueva restricción al modelo (Gundersen, 2000; Zamora, 2005).

En teoría la programación matemática mejora todas las limitaciones de la tecnología *pinch*, sin embargo, los modelos son extremadamente difíciles de obtener y solucionar y por esta razón en muchas ocasiones no resulta factible la aplicación de este método (Gundersen, 2000). Por otra parte las funciones que describen los procesos químicos son, por lo general, fuertemente no lineales, pero este método se basa en técnicas de programación lineal lo cual representa otra limitante para su aplicación (Zamora, 2005).

3. Método basado en el análisis exergético

La exergía es una propiedad termodinámica que permite determinar el potencial de trabajo útil de una determinada cantidad de energía que se puede alcanzar por la interacción espontánea entre un sistema y su entorno. Informa de la utilidad potencial del sistema como fuente de trabajo. Definida de otra forma la exergía es la porción de la energía que puede ser transformada en trabajo mecánico, la parte restante, sin utilidad práctica, recibe el nombre de anergía o entropía.

El método exergético de integración de procesos (basado en el segundo principio de la termodinámica) utiliza la exergía como piedra angular en el análisis de sistemas energéticos, dicha propiedad clasifica los diversos flujos energéticos de acuerdo con su nivel de disponibilidad o calidad, con respecto al medio ambiente, lo cual permite determinar criterios de perfección termodinámica de procesos que un análisis basado solo en energía no puede hacer, o en su defecto arroja resultados incompletos o erróneos (Sardiña, 2012).

Sin embargo, varios autores como Wall (1996), Borroto (2001), Renedo (2003c) coinciden en afirmar que el análisis exergético resulta de interés principalmente en situaciones donde se realiza trabajo sobre o por el sistema.

1.4 El *pinch* energético

La tecnología *pinch* para la integración energética consiste, en primer término, en proponer una red de transferencia de calor óptima entre las diferentes corrientes del proceso. El objetivo de esta red es aprovechar al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, disminuyendo así la necesidad de utilizar fuentes externas (Renedo, Fernández, *et. al.* 2003a).

Según Geldermann (2005): “La idea básica del análisis *pinch* de energía es un acercamiento sistemático para la disminución de energía perdida, para llegar tan cerca posible a un sistema reversible. En su primer paso el análisis *pinch* produce

la mejor recuperación posible de calor sin tener en cuenta cualquier restricción como por ejemplo pérdidas de calor. Además, la recuperación sólo puede ser lograda cambiando estructuras o condiciones del sistema investigado”.

El análisis *pinch* se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor, y para reconocer el punto *pinch*. El procedimiento, primero predice antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado en el punto *pinch*.

Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. (Renedo, Fernández, *et. Al*, 2003b).

Zamora (2005) explica que el paso final es optimizar la red mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto, el objetivo primordial de un análisis *pinch* es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).

De acuerdo a Ravagnani, *et al*, (2005), Renedo, Fernández, *et. al.* (2003c), el análisis de una red de intercambio de calor conlleva varios pasos, a identificar, en primer lugar, las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) en el proceso. Las corrientes calientes son aquellas que deben ser enfriadas o están disponibles para ser enfriadas; las corrientes frías son aquellas que deben ser calentadas, y las corrientes de servicio son usadas para calentar o enfriar corrientes de proceso, cuando la transferencia de calor entre corrientes es económica o no práctica. Un número de diferentes servicios calientes (vapor, agua caliente, gas de flama...) y servicio fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante...) son usados en la industria. De los balances de materia y energía se obtienen la temperatura inicial, la final y el cambio de entalpía en las corrientes.

En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. El acercamiento mínimo de temperaturas es la mínima diferencia permitida ($\Delta T_{\text{mín}}$) en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. El nivel de temperatura en el cual $\Delta T_{\text{mín}}$ se observa en el proceso es llamado punto *pinch* o condición *pinch*. El *pinch* define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor. (Ravagnani, 2003)

De aquí se pueden constatar tres reglas básicas para el diseño de redes de intercambio de calor:

- No debe haber calentamiento externo abajo del “*pinch*”
- No debe haber enfriamiento externo arriba del “*pinch*”
- No debe haber transferencia de calor a través del “*pinch*”

La violación de alguna de estas reglas resulta un requerimiento de energía mayor que el mínimo requerimiento teóricamente posible. (Catá, 2009)

1.4.1 Etapas del análisis *pinch* e importancia del uso de este análisis

La aplicación de esta tecnología en una planta requiere en primer lugar de una simulación del proceso. A partir de que se obtenga el proceso simulado, se procede al análisis detallado el cual puede dividirse en las etapas que se muestran a continuación:

❖ Etapas iniciales del análisis *pinch*.

1. Estimación de los objetivos prácticos para el diseño de la red de intercambio de calor.
2. Estimación del valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo.
3. Estimación del costo de capital de la red de intercambio de calor.
4. Estimación del costo de energía mínimo requerido.

5. Construcción de las curvas compuestas.
6. Selección del valor inicial de ΔT_{min} .
7. Extracción de los datos térmicos para las corrientes del proceso y las utilidades.
8. Identificación de las corrientes frías, calientes y las utilidades en el proceso.
9. Diseño de la red de intercambio de calor. (Renedo, Fernández, 2003a).

Resumidas las etapas que se muestran, el análisis *pinch* básico se inicia identificando los potenciales térmicos de las corrientes de proceso, esto es, identificar las temperaturas iniciales y finales de cada corriente, sus flujos de capacidad calorífica; así mismo se debe tener una caracterización de los servicios auxiliares. Después de esta etapa inicial se deben construir las *curvas compuestas* caliente y fría lo que representa la tasa de flujo térmico a lo largo del proceso; a continuación, con un $\Delta T_{mín}$ inicial, se inician las posibilidades de recuperación energética y las necesidades de suministrar y extraer calor del sistema de intercambio atendiendo a las “reglas de oro” de la tecnología *pinch*.

A pesar de la relativa sencillez de la metodología del análisis *pinch*, su carácter heurístico e iterativo se soporta en aplicaciones informáticas. Sin embargo, resulta más necesario incorporar la integración de procesos a software encargados de la simulación. Esto no solo disminuiría el uso de varias aplicaciones, sino que potenciaría a los simuladores de procesos.

De manera particular sobre la base de la simulación, el análisis *pinch* constituye una herramienta general para obtener significativos beneficios para el diseño de procesos y para los procesos diseñados (Morgan, 1992). Esta dualidad ha posibilitado que ésta sea una de las técnicas de integración de procesos que se ha soportado sobre software.

Justamente la propuesta de anexar los procesos de integración, específicamente el análisis *pinch*, a los simuladores de procesos, contribuiría a la explotación completa de las potencialidades de esta técnica de integración. Los simuladores

no solo funcionarían como los suministradores de datos para la aplicación del análisis *pinch*, sino que los resultados de la aplicación del análisis tendrían influencia directa sobre otras partes del proceso simulado. Es decir, el proceso de mejora continua implicaría a otras áreas dentro de la planta ya no solo desde el punto de vista energético sino además desde el punto de vista tecnológico.

1.5 Conclusiones parciales del capítulo

La modelación matemática tiene el inconveniente que las funciones que describen los procesos químicos son, por lo general, fuertemente no lineales. Otra característica, es que los modelos son extremadamente difíciles de obtener y solucionar y por esta razón en muchas ocasiones no resulta factible la aplicación de este método

El método exergético permite determinar criterios de perfección termodinámica de procesos que un análisis basado en la primera ley de la termodinámica no puede hacer. Sin embargo, los equipos analizados son intercambiadores de calor, donde la porción de energía no se transforma en trabajo mecánico, en este caso, dicho método no aporta información adicional. El método exegético tiene mayor aplicación en equipos como bombas, turbinas, compresores, entre otros.

A pesar de que pueden ser utilizados los métodos programación matemática, exegético y tecnología *pinch*, el más abarcador para el tema planteado es este último, porque además de ser un método de relativa simpleza para el análisis de procesos químicos y ser de fácil entendimiento, busca aumentar la energía recuperada con lo que disminuye el consumo de energía e intenta minimizar el número de intercambiadores de calor y el área de éstos. Además permite identificar los componentes y variables más influyentes en el rendimiento global a partir del comportamiento termodinámico del sistema. Cabe mencionar que la metodología se ha extendido a otros sistemas que incluyen, los que combinan el calor y la potencia, esquemas de integración de columnas de destilación, hornos, entre otros.

Capítulo II: Materiales y métodos

2.1 Descripción del proceso tecnológico

2.1.1 Áreas que conforman la planta

La empresa cuenta con una planta de tratamiento de agua, por intercambio iónico, que suministra agua al sistema de enfriamiento y a su vez a las calderas para la generación de vapor, la cual trabaja con el petróleo proveniente del sistema de combustible. El área energética está compuesta por dos generadores o calderas de vapor pirotubulares.

El vapor producido va a las columnas de destilación donde a través de intercambio de calor y masa se producen evaporaciones y condensaciones sucesivas de plato a plato que permiten el ascenso de los vapores enriquecidos en alcohol los que van a un sistema de condensadores de tubos y coraza siendo el agente refrigerante el agua tratada proveniente del sistema de enfriamiento que intercambia con los vapores alcohólicos absorbiendo calor y condensándolos retornando estos en forma líquida a las columnas de destilación y el agua caliente vuelve al sistema de enfriamiento por gravedad (Dirección Técnica Corporación Cuba Ron, 2007).

El sistema de enfriamiento está compuesto por un enfriadero con aspersores que atomizan el agua elevándola y esparciéndola en forma de finas gotas que intercambian con el aire cediendo calor y enfriándose para luego depositarse en una piscina (anexo 1 a).

Actualmente la empresa consume, de manera conjunta, 10,5 t/h de vapor (2,5 t/h en el área energética y 8 t/h en el área de destilación) que representan 1 235 577 \$/a. El sistema de condensación utiliza 247 m³/h de agua de enfriamiento en un circuito cerrado, siendo necesario reponer, por concepto de pérdidas en el mismo, un 8,5 % que equivalente a 21 m³/h para un costo, por este concepto, de 74 844

\$/a. Esto hace un costo total de 1 310 602 \$/a. (Dirección Técnica Corporación Cuba Ron, 2007).

2.1.2 Descripción detallada del proceso de destilación de Alcohol Fino A

El alcohol técnico B (alcohol flema) es la materia prima principal para la producción de alcohol fino A. Es bombeado hacia un calentador de tubo y coraza donde se eleva la temperatura del mismo hasta 70 °C aproximadamente, aprovechándose para ello el calor residual del agua proveniente del primer condensador de la columna rectificadora. Una vez caliente, se inyecta a la columna desflemadora donde se produce la dilución de éste aplicando la tecnología de destilación por hidroselección para lo cual se utiliza el agua residual de la columna rectificadora (flemaza) y vapor directo.

En el tope de la columna se obtienen vapores alcohólicos de alto grado conteniendo mayormente impurezas (aldehídos), estos vapores son condensados en 3 condensadores parciales verticales: en los dos primeros la fracción condensada pasa a formar parte del reflujo que regresa a la columna desflemadora y en el tercero la fracción condensada es enviada hacia la columna recuperadora. Por el fondo de la columna desflemadora se obtiene la flema disuelta, que es enviada por bombeo a la columna rectificadora poniéndose en contacto con el vapor directo alimentado a la paila, donde a través de una nueva rectificación se obtiene en la sección del pasteurizado la producción de alcohol fino A. Los vapores alcohólicos del tope de la columna rectificadora son enviados a 4 condensadores parciales verticales. En los tres primeros la fracción condensada pasa completamente a formar parte del reflujo que se introduce de nuevo a la columna rectificadora y en el cuarto la fracción condensada (alcohol de cabeza) es enviada hacia la columna recuperadora.

Los condensadores finales de las columnas de destilación tienen conexión con el condensador final en aras de expulsar a través de él los gases incondensables con el menor volumen de pérdidas posible.

En ambas columnas se realizan extracciones laterales de impurezas con el objetivo de extraer los alcoholes superiores, ésteres en la desflemadora y además n-propanol en la rectificadora, estas corrientes son enviadas a la columna recuperadora en la cual se recupera parte del alcohol extraído en todas las extracciones antes mencionadas que se realizan a las otras dos columnas, los vapores alcohólicos son condensados en dos condensadores parciales, la fracción condensada en el primero va la reflujo de la columna y la del segundo es la producción de alcohol D. El alcohol recuperado en la columna se obtiene por la flauta de extracción ubicada tres platos por debajo del tope y es enviado a la columna desflemadora donde continúa el proceso de destilación por hidroselección, la flemaza residual se envía a zanja. En los platos intermedios de la columna recuperadora está situada la campana de concentración del alcohol amílico de donde es extraído (anexo 1 b).

2.2 Desarrollo de la tecnología *pinch*

Para proponer la red de intercambiadores integrada, la tecnología *pinch* se divide en tareas de trabajo específicas que se pueden agrupar como (Benítez, et al., 2007):

2.2.1 Definición del problema

La desintegración energética consiste en eliminar todos los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso y en su lugar indicar el calentamiento o enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final, pero para esto es necesario realizar la identificación de corrientes. 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.

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.

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.

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.

La extracción de los datos también se puede hacer mediante la simulación digital del proceso. Para ello se requiere un simulador que garantice una estimación termodinámica confiable, por ejemplo *HYSYS*, *Aspen Plus*, *ChemCAD* u otro similar. En este caso resulta sumamente importante la correcta selección del modelo de estimación de propiedades, siguiendo el algoritmo de selección de Carlson (Martínez, *et.al*, 2000).

El uso de un simulador de procesos es la vía más simple y confiable para obtener el valor energético, el caudal y las temperaturas de cada corriente.

Selección de la temperatura de aproximación mínima ($\Delta T_{\text{mínimo}}$)

El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ 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.

El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial se fija, por lo común, en 10 K (Renedo, Fernández, et. al. 2003a; Kemp, 2007) y representa el punto de partida en la recuperación de calor. Esto no significa que valores inferiores o superiores permitan redes de intercambiadores eficientes, de ahí la necesidad de optimizar este parámetro.

2.2.2 Determinación del punto de pinch

El diagrama de *intervalos de temperaturas* es un gráfico – 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. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ entre el lado caliente y el frío.

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.

Construcción del diagrama de cascada

A partir del *diagrama de cascada* es posible determinar la cantidad óptima de energía que se debe suministrar y extraer del proceso mediante utilidades. Este diagrama también posibilita conocer entre qué etapas ocurre el *pinch* o pliegue energético. Utilizando esta última información se pueden determinar las temperaturas de *pinch* mediante el diagrama de intervalos de temperaturas.

Se colocan todos los intervalos de temperatura en rectángulos individuales. Dentro de cada rectángulo se escribe la letra que identifica al intervalo y el valor energético del mismo ($Q_{intervalo}$). En cada rectángulo se balancea la energía que entra con la que existe para determinar la energía de salida de dicho intervalo. La energía que sale de cada rectángulo debe ser mayor o igual que cero.

Cada vez que se requiera energía adicional para completar el balance de la etapa, se extrae de la utilidad caliente. Al final toda la energía remanente del proceso se pasa a la utilidad fría.

El calor o entalpía acumulada se calcula como la suma de todas las entalpías desde el primer intervalo (el adicional) hasta el intervalo actual.

2.2.3 Diseño de la red de intercambiadores

Una vez determinado el punto de *pinch*, es necesario calcular el número mínimo de intercambiadores de calor que garanticen una transferencia eficiente para las condiciones mínimas de utilidades. En esta etapa existe un principio que nunca debe ser violado: *una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura de pinch*. Es por ello que el proceso se divide en "encima del *pinch*" y "debajo del *pinch*" para calcular la cantidad de intercambiadores y diseñar la red de intercambio.

El menor número de intercambiadores de calor se calcula atendiendo a la llamada "regla N-1" (Gundersen, 2000) que tiene en cuenta solo la suma de las corrientes de procesos y de utilidades (calientes sobre el *pinch* y frías bajo este). El número total de intercambiadores de calor a instalar es la suma de intercambiadores sobre y bajo el *pinch*.

Después se debe proponer una red preliminar de intercambio de calor entre las corrientes. Para ello se deben analizar separadamente las redes de intercambio

sobre y bajo el *pinch*. El objetivo de esta etapa consiste en determinar, para cada intercambiador de calor, las corrientes involucradas.

Solo falta ubicar el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo. Para ello se colocan todas las corrientes como líneas horizontales, con flechas que van de derecha a izquierda para las corrientes frías y de izquierda a derecha para las calientes. Sobre cada línea se representan las temperaturas de entrada, de salida y de *pinch* de cada corriente. Una vez representadas todas las corrientes se van colocando los intercambiadores de calor entre estas.

Sobre cada intercambiador se indica el calor que debe intercambiar y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos.

Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente

Reconstruir el diagrama de flujo del proceso integrado y realizar el diseño de los intercambiadores constituye la etapa final de la integración energética propiamente dicha; aunque aún se deben incluir un análisis económico y una optimización del costo total en función del $\Delta T_{\text{mínimo}}$.

2.2.4 Optimización de la red diseñada

El análisis económico de la integración energética incluye el costo por consumo de utilidades y el costo por amortización de la inversión de los intercambiadores.

El costo de las utilidades puede ser estimado, aproximadamente, mediante las expresiones y tablas reportadas en la literatura especializada y el costo de inversión para cada intercambiador de calor puede ser estimado mediante los índices de costo reportados en la literatura, por medio de software o mediante catálogos de fabricantes.

También pueden ser utilizadas correlaciones empíricas en la estimación del costo de construcción, instalación y montaje de intercambiadores.

Optimización del $\Delta T_{\text{mínimo}}$

El último paso de la integración energética consiste en determinar un valor de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo, para el cual los costos totales se hagan mínimos. La optimización consiste en repetir toda la integración energética seleccionando diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ en cada repetición. Se puede utilizar la optimización gráfica o la numérica, mediante el ajuste de un modelo matemático. Finalmente se debe realizar una última integración que compruebe el costo mínimo estimado.

Teniendo en cuenta que la tecnología *pinch* es una herramienta para un análisis ágil y preliminar, no tiene sentido que este análisis económico englobe todos los factores que afectan de un modo directo o indirecto a la rentabilidad futura de la empresa (Centro Iniciativas Producción Más Limpia, 2000). Aun así, no se puede obviar el algoritmo mostrado en el anexo 2, cuando el objetivo es analizar la viabilidad económica de cada alternativa propuesta.

Capítulo III: Análisis de resultados

3.1 Desarrollo de la tecnología *pinch*.

3.1.1 Definición del problema

Se identificaron 16 corrientes de las cuales 5 son clasificadas como frías y las 11 restantes como calientes (tabla 1). Esto originó un diagrama de flujos desintegrado energéticamente (anexos 3a y 3b) donde se eliminaron todos los intercambiadores de calor y en su lugar se indicó el calentamiento o enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final.

Los datos de entalpía para cada corriente fueron estimados mediante el simulador de procesos Hysys. Se seleccionó el modelo termodinámico NRTL (*Non Random Two Liquid*) porque es una ecuación capaz de representar equilibrio de fase (VLE) y que combina las ventajas de las ecuaciones de Wilson y Van Laar (Brenner, 2000a). Según el algoritmo de Carlson, el modelo NRTL se puede aplicar a sustancias polares a baja presión, como es el caso del proceso estudiado (Martínez, *et al.*, 2000). Por otra parte, en el ejemplo de la planta de etanol en la documentación de Hysys se plantea que “NRTL y UNIFAC pueden ser usados para casos en que la lista de componentes incluya: etanol, agua, dióxido de carbono, metanol, ácido acético, propanol, butanol, pentanol y glycerol” (Brenner, 2000b).

Tabla 1: Datos de las corrientes energéticas

Corrientes	Flujo (kg/h)	Te (K)	Ts (K)	Q(kW)	Condición
1	2673,34	301,59	338,00	93,68	fría
2	558,48	369,5	369,50	-307,51	caliente
3	1396,48	362,99	362,99	-521,87	caliente
4	124,45	361,56	361,56	-38,59	caliente

5	490,24	354,3	354,30	-150,89	caliente
6	3169,72	354,21	354,21	-865,54	caliente
7	2431,69	354,13	354,13	-650,10	caliente
8	97,14	354,1	354,10	-25,77	caliente
9	338,74	352,2	352,20	-92,58	caliente
10	73,21	352,17	352,17	-19,46	caliente
11	195,34	352,17	352,17	-52,18	caliente
12	49,45	352,17	313,00	-15,10	caliente
13	625,00	303	353,00	11,04	fría
14	312,50	353	363,00	7,63	fría
15	312,50	353	363,00	7,63	fría
16	625,00	363	371,00	3,41	fría
				<i>Q_{neto}</i>	-2 616,20

En las corrientes frías el $\Delta H > 0$ significa que se les debe suministrar esa energía para lograr la temperatura de salida (calor absorbido). Por el contrario en las corrientes calientes el $\Delta H < 0$ 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:

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

y representa la cantidad de energía adicional que debe suministrarse o eliminarse del sistema mediante utilidades para lograr el balance energético.

$$Q_{neto} = -2\,616,20 \text{ kW}$$

Esto significa que el sistema tiene un exceso de calor de 2 616,20 kW que debe ser eliminado mediante utilidades frías. En otras palabras, la cantidad de utilidades frías debe superar a las calientes en 2 616,20 kW.

3.1.2 Determinación del punto de pinch

Se construyó el diagrama de intervalos de temperaturas. Las corrientes están representadas con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida o por un punto en los casos donde solo existe calor latente. En este último caso la línea corresponde al “intervalo”, pues la temperatura de entrada y de salida es igual. Cada línea tiene una diferencia de temperatura de 10 K ($\Delta T_{\text{mínimo}}$ fijado) entre la zona caliente y la fría.

En el diagrama mostrado en la figura 1 se observan 18 intervalos identificados con letras de forma consecutiva desde la A hasta la Q, que representan los diferentes niveles de temperatura del sistema.

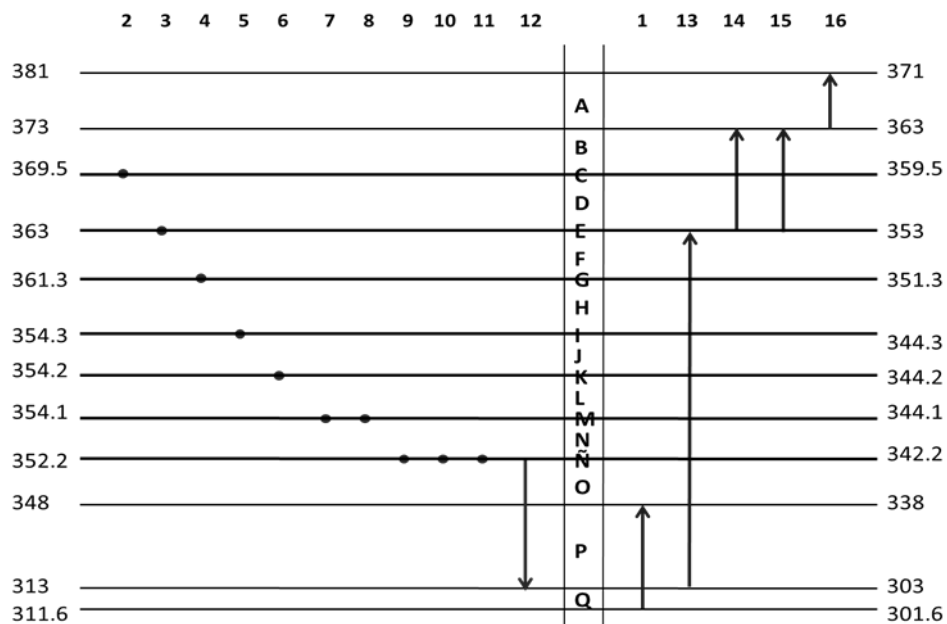


Fig. 1: Diagrama de intervalos de temperaturas

Este diagrama se completa con un balance energético en cada intervalo de temperatura. El calor de cada intervalo se calculó como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías:

$$Q_{int} = \sum_{i=1}^{Corr\ Cal} (m_i \Delta H_{i\ int}) + \sum_{i=1}^{Corr\ Fria} (m_i \Delta H_{i\ int}) \quad \forall\ int = A \dots Q \quad (2)$$

Donde $T_{cal_{m\acute{a}x}}$ y $T_{cal_{m\acute{i}n}}$ son las temperaturas máxima y mínima del intervalo para el lado caliente y $T_{fr\acute{a}_{m\acute{a}x}}$ y $T_{fr\acute{a}_{m\acute{i}n}}$ son las mismas temperaturas para el lado frío del intervalo.

Los resultados obtenidos en el balance de energía se muestran en la tabla 2.

Tabla 2: Calor calculado para cada intervalo en kW

A	B	C	D	E	F	G	H	I
3,41	5,34	-307,51	9,92	-521,87	0,37	-38,59	1,55	-150,89

J	K	L	M	N	Ñ	O	P	Q
0,02	-865,54	0,02	-675,87	0,41	-164,22	-0,69	84,32	3,60

El calor neto del sistema es la suma de calor de todos los intervalos:

$$Q_{neto} = \sum_{int=A}^Q Q_{int} \quad (3)$$

$$Q_{neto} = -2\ 616,20\ kW$$

Este valor demuestra la validez del diagrama de intervalos de temperatura, comprobándose una vez más que el sistema tiene un exceso de calor de 2 616,20 kW que debe ser eliminado mediante utilidades frías.

Diagrama de cascada

Todos los intervalos de temperatura, obtenidos en la figura 1, se representan como rectángulos con sus respectivos valores energéticos, Encabeza el diagrama la fuente de utilidades calientes. Se balancea la energía que entra con la que existe para determinar la energía de salida de cada intervalo. Cada vez que se requiere energía adicional para completar el balance de la etapa se adiciona como utilidad caliente. Al completar el balance, toda la energía remanente del proceso se extrae mediante utilidad fría (figura 2).

Mediante el diagrama de cascada se determinan las necesidades mínimas de calefacción del sistema:

$$Q_{utilidades\ calientes} = 8,75\ kW$$

y las necesidades de refrigeración:

$$Q_{utilidades\ frías} = 2\ 624,95\ kW$$

El calor neto del sistema es la diferencia de calor entre las utilidades frías y calientes:

$$Q_{neto} = \sum Q_{utilidades\ frías} - \sum Q_{utilidades\ calientes} \quad (4)$$

$$Q_{neto} = 2\ 616,20\ kW$$

Una vez más se corrobora lo estimado en el análisis de las corrientes (tabla 1): el sistema tiene un exceso de calor de 2 616,20 kW; por lo que la cantidad de utilidades frías debe superar a las calientes en esta cifra.

Mediante el diagrama de cascada (figura 2) también es posible determinar que el pinch energético se produce entre los intervalos de temperatura B y C, que es donde no existe calor remanente (0 kW), Utilizando el diagrama de intervalos de temperaturas (figura 1) se puede determinar que los intervalos B y C están separados por el nivel de temperatura de 359,5 K a 369,5 K.

Por tanto $T_{pinch_{fría}} = 359,5 K = 86,35 °C$ y $T_{pinch_{caliente}} = 369,5 K = 96,35 °C$

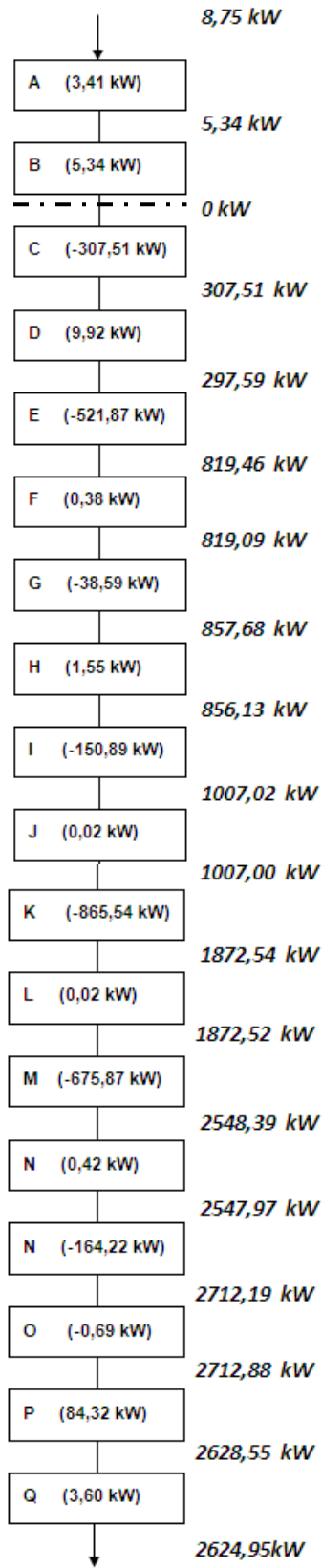


Figura 2: Diagrama de cascada

3.1.3 Diseño de la red de intercambiadores

Cumpliendo las reglas de oro de la tecnología *pinch*, definidas en el primer capítulo, el número de intercambiadores de calor se debe calcular por separado sobre el *pinch* (5) y bajo este (6):

$$N_{\text{intercambiadores sobre el pinch}} = N_{\text{corrientes}} + N_{\text{utilidades calientes}} - 1 \quad (5)$$

$$N_{\text{intercambiadores bajo el pinch}} = N_{\text{corrientes}} + N_{\text{utilidades frías}} - 1 \quad (6)$$

Sobre el *pinch* hay tres corrientes (14, 15 y 16) y una utilidad caliente, por tanto el número de equipos de transferencia de calor es 3. Bajo el *pinch* hay 15 corrientes (de la 1 a la 16) y una utilidad fría que representan 15 intercambiadores de calor.

El número total de equipos de transferencia de calor a instalar es la suma de los intercambiadores sobre y bajo el *pinch*, para un total de 18.

Utilizando el programa **Hint** se propuso una red preliminar de intercambio de calor sobre y bajo el *pinch*, donde se determinó para cada intercambiador las corrientes involucradas (figura 3). Las corrientes se identifican como líneas horizontales con flechas de derecha a izquierda para las corrientes frías y de izquierda a derecha para las calientes. Encima se representan las temperaturas de entrada, de salida y de *pinch*. Entre cada corriente se colocan los intercambiadores de calor donde se indica el calor que debe intercambiar y las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos.

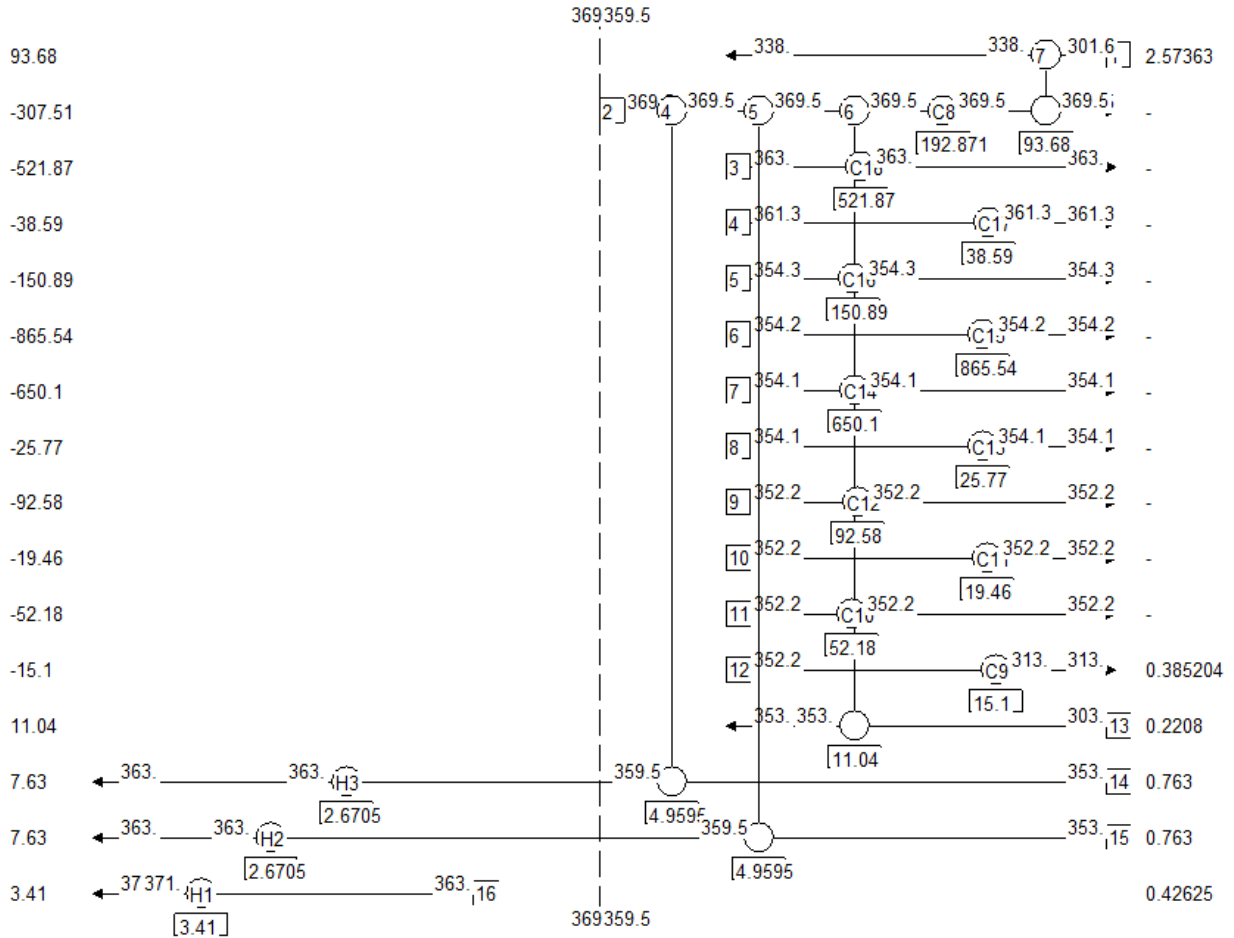


Figura 3: Diseño de la red de intercambiadores

A partir de la propuesta de la red preliminar de intercambio de calor entre las corrientes puede observarse que la energía de la corriente 2 (vapores alcohólicos que pasan de la columna desflemadora al primer condensador) es suficiente para calentar todas las corrientes frías del proceso, y la energía remanente pasa a las utilidades frías.

Además se observa que en las corrientes 14 y 15, para no violar las reglas de oro de la integración de procesos (epígrafe 2.2.3), es necesario instalar dos intercambiadores de calor en cada corriente. El primero para calentar desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de *pinch* y el segundo para calentar dichas corrientes desde la temperatura de *pinch* hasta la temperatura de salida.

Diagrama de flujo integrado energéticamente (anexo 4)

Finalmente se obtiene el diagrama de flujo del proceso integrado donde se observan los dos nuevos intercambiadores de calor conectados en serie con los calentadores primarios de combustible en el área energética, Además los vapores alcohólicos (corriente 2) pasan a estos calentadores primarios, luego al tanque de combustible, seguidamente al calentador de materia prima y por último al primer condensador de la columna desflemadora.

Se realizó el diseño de los intercambiadores, para lo que se calculó el área de transferencia de calor de cada intercambiador:

$$A = \frac{Q}{Ud, LMTD, Ft} \quad (7)$$

Donde Q es el calor que se transfiere en el intercambiador, $LMTD$ es la diferencia media logarítmica de temperaturas, U del coeficiente global de transferencia de calor en condiciones de suciedad, estimado mediante tablas (Kern, 1999, tabla 8, p.945).

También se calculó el flujo de utilidades calientes necesarias en los intercambiadores 1, 2 y 3 en forma de vapor saturado a 0,98 MPa, que es el que se produce en la caldera de la fábrica:

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (8)$$

Donde $\lambda = 1997,5 \text{ kJ/kg} = \text{kW},\text{s/kg}$ se obtuvo de la literatura (ChemicaLogic, 2012).

El requerimiento de utilidades calientes, en forma de vapor saturado en el área energética, es de 0,016 t/h y en la destilería es de 8 t/h, para un total de 8,02 t/h aproximadamente.

El flujo de utilidades frías necesarias es el de los intercambiadores del 8 al 18. El agua a 37,8 °C (311 K) se obtiene de la piscina de enfriamiento y se calienta hasta lograr el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ establecido con la temperatura de entrada de la corriente caliente:

$$m = \frac{Q}{c_p (T_2 - T_1)} \quad (9)$$

Siendo $c_p = 4,18 \text{ kW,s/kg K}$ obtenido de la bibliografía (Kern, 1999, figura 2, p,909).

El requerimiento total de utilidades frías, en forma de agua de enfriamiento, es de 63 422,27 kg/h, que equivale a 63,42 m³/h. Como se expresó en el epígrafe 2.1.1, es necesario reponer el 8,5 % por concepto de pérdidas, que representa 5,39 m³/h.

El ahorro por concepto de enfriamiento del agua no se tiene en cuenta por ser despreciable en comparación con el beneficio que se obtiene con la disminución del agua de reposición.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3 y puede observarse que los requerimientos de área de transferencia de calor son pequeños, Todos los intercambiadores calculados tienen una superficie de intercambio de calor inferior a la de los instalados actualmente en la industria, por lo que estos últimos pueden ser utilizados y solo se requiere de la inversión de los dos nuevos intercambiadores (IC: 2 y 3).

Tabla 3: Resultados obtenidos en el diseño de los intercambiadores de calor

IC	Tipo	Q (kW)	LADO CALIENTE			LADO FRÍO			LMTD	Ud	A (m ²)
			T1 (K)	T2 (K)	m (kg/h)	T1 (K)	T2 (K)	m (kg/h)			
1	Vapor	3,41	458,0	458,0	6,15	363,0	371,0	-	90,94	0,19	0,19
2	Vapor	2,67	458,0	458,0	4,81	359,5	363,0	-	96,74	0,19	0,15
3	Vapor	2,67	458,0	458,0	4,81	359,5	363,0	-	96,74	0,19	0,15
4	IC	4,96	369,5	369,5	-	353,0	359,5	-	12,98	0,14	2,73
5	IC	4,96	369,5	369,5	-	353,0	359,5	-	12,98	0,14	2,73
6	IC	11,04	369,5	369,5	-	303,0	359,5	-	29,82	0,14	2,64
7	IC	93,08	369,5	369,5	-	301,6	359,5	-	30,23	0,33	9,33
8	Agua	192,87	369,5	369,5	-	311,0	359,5	3 424,93	27,46	0,64	10,98
10	Agua	52,18	352,2	352,2	-	311,0	342,2	1 440,37	22,04	0,64	3,70
11	Agua	19,35	352,2	352,2	-	311,0	342,2	534,03	22,04	0,64	1,37
12	Agua	92,58	352,2	352,2	-	311,0	342,2	2 555,57	22,04	0,64	6,56
13	Agua	25,77	354,1	354,1	-	311,0	344,1	670,52	22,66	0,64	1,78
14	Agua	650,10	354,1	354,1	-	311,0	344,1	16 915,25	22,66	0,64	44,83
15	Agua	865,54	354,2	354,2	-	311,0	344,2	22 453,05	22,69	0,64	59,61
16	Agua	150,89	354,3	354,3	-	311,0	344,3	3902,49	22,72	0,64	10,38
17	Agua	38,59	361,3	361,3	-	311,0	351,3	824,69	24,95	0,64	2,42
18	Agua	521,87	363,0	363,0	-	311,0	353,0	10 701,37	25,47	0,64	0,19

3.1.4 Optimización de la red diseñada

En esta etapa se realiza un análisis económico que abarca tanto el costo por consumo de utilidades como por amortización de la inversión de intercambiadores y accesorios. La tabla 5 reúne el precio unitario de algunas utilidades y el índice de consumo de petróleo por unidad de vapor producido.

Tabla 4: Precio unitario de algunas utilidades de la empresa e índices de consumo (datos ofrecidos por la empresa)

Utilidad	Precio unitario
Vapor a media presión (0,98 MPa).....	14,86 \$/t
Agua de enfriamiento de torre (enfriadero).....	0,45 \$/m ³
Petróleo.....	0,008 t/t vapor

El consumo de vapor es de aproximadamente 8,016 t/h. Considerando 330 días laborables al año, esto representa 943 385 \$/a.

El consumo de agua es de 5,39 m³/h. El costo, considerando el mismo período laborable, es de 19 213 \$/a,

Como se determinó en la etapa anterior el área de transferencia de calor de los intercambiadores instalados en la fábrica es mayor que la necesitada por los nuevos intercambiadores determinados en el análisis *pinch* por lo que pueden ser usados sin necesidad de una nueva inversión. Solo es necesario calcular el costo para los dos nuevos intercambiadores en el área energética, así como el de los segmentos de tubería necesarios para el transporte de los fluidos. Este tipo de inversión pequeña puede ser considerada dentro del costo de mantenimiento y reparación del año (Peters, Timmerhaus, 2002).

Para la estimación del costo de construcción, instalación y montaje de intercambiadores pueden ser utilizadas correlaciones empíricas (Boyce, *et al*, 2008):

$$\text{Costo} = a + (b \cdot A^c \cdot d \cdot e) \quad (10)$$

Donde A es el área de transferencia de calor en ft²; a, b y c son coeficientes que definen el tipo de intercambiador (anexo 5), d es el coeficiente que define al material de construcción (anexo 6 a) y e es el coeficiente que define la presión de operación del equipo (anexo 6 b).

El área calculada para los nuevos intercambiadores es de 0,15 m², Según el anexo 5, para áreas pequeñas deben emplearse intercambiadores pequeños de doble tubo (*double pipe, small*). Estos pueden ser de acero al carbono, como los utilizados actualmente en esta industria, como material de construcción. El sistema opera a una presión $P = 10 \text{ kf/cm}^2 = 0,98 \text{ MPa}$.

Resumiendo:

a	b	c	d	e
0	440	0,23	1	1

El costo de cada intercambiador es aproximadamente de \$ 487,39, Pero como la inversión se paga como costo de mantenimiento anual, entonces 487,39 \$/a.

Para la selección del diámetro de la tubería se utilizó el criterio de velocidad establecido por Pavlov, *et al*, (1981), resultando para gases a tiro natural una velocidad límite de 2 m/s, Para el flujo de 2,4 m³/h de la corriente que debe intercambiar, esta velocidad se logra, con un diámetro interior de tubería de $2,06 \cdot 10^{-2}$ m. Este valor corresponde con una tubería de acero comercial de diámetro nominal ½ in, catálogo 10S, Matthew-Davis (2013) ofrece en su catálogo de productos (anexo 7) el segmento de 6,5 m de tubería ½" – 10S a un costo de \$12,19.

Tabla 5: Costo estimado para 148 m de tubería ½" – 10S

Número de segmentos de 6,5 m	Costo tubería (\$/ 6,5 m)	Costo (\$)
23	12,19	280,37

El costo por concepto de inversión en tuberías se muestra en la tabla 5. Como la inversión se paga como costo de mantenimiento anual, entonces el costo de tubería es 280,37 \$/a.

Tabla 6: Costo de operación después de la integración

	Utilidades		Nueva inversión	
	Vapor (\$/a)	Agua (\$/a)	Tubería (\$/a)	IC (\$/a) x 2
	943 385,77	19 213,15	280,37	974,78
Subtotal	962 598,92		1255	
Total	963 853,92			

Como la inversión se paga como costo de mantenimiento, entonces el costo total (963 854 \$/a) ocurre solo el primer año de la inversión, a partir del segundo año el costo de operación es solo por concepto de utilidades (962 599 \$/a),

Según Centro Iniciativas Producción Más Limpia (2000) el plazo de recuperación de la inversión (*PRI*) se define como el tiempo necesario para que el flujo de caja diferencial acumulado compense la inversión realizada para el proyecto. El flujo de caja diferencial (*FCD*) se define como el ahorro neto imputable a la implantación de la alternativa propuesta en comparación con el actual proceso productivo. De este modo, el empresario puede conocer el momento a partir del cual los cambios introducidos en su empresa empezarán a generar beneficios netos para su cuenta de explotación.

$$FCD = CUtilidades_{actual} - CUtilidades_{después\ de\ integrado} \quad (11)$$

$$CUtilidades_{actual} = 1\ 310\ 601\ \$/a \quad (\text{reportado por la empresa})$$

$$CUtilidades_{después\ de\ integrado} = 962\ 599\ \$/a \quad (\text{tabla 6})$$

$$FCD = 348\ 003\ \$/a$$

$$PRI = \frac{\text{Nueva inversión}}{FCD} \quad (12)$$

$$\text{Nueva inversión} = \$ 1\ 255 \quad (\text{tabla 6})$$

$$PRI = 0,004 \text{ años} = 1,3 \text{ días}$$

Según el algoritmo de viabilidad técnica-económica mostrado en el anexo 2, cualquier inversión con $FCD > 0$ y $PRI < 3$ años es viable desde el punto de vista económico.

Optimización del $\Delta T_{\text{mínimo}}$

Para localizar el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ que reduce el costo total se utilizó un método de optimización gráfica, consistente en graficar para diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, los costos de cada variante y seleccionar las condiciones que minimicen el costo total.

Se repitió la integración energética seleccionando diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ (7, 8, 10, 12, 14, 16 K) para los cuales no es necesario hacer cambios en el diagrama de flujo propuesto. Para $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inferiores a 7 K o superiores a 16 K existen intercambiadores de calor que no cumplen con esta diferencia de

temperatura mínima entre ambos fluidos por lo que se debe proponer una red de intercambio diferente y rediseñar el diagrama de flujos.

Tabla 7: Resultados obtenidos para diferentes ΔT

	$\Delta T = 16$	$\Delta T = 14$	$\Delta T = 12$	$\Delta T = 10$	$\Delta T = 8$	$\Delta T = 7$
Flujo vapor (kg/h)	8,03	8,03	8,02	8,02	8,01	8,01
Costo vapor (\$/a)	945 327	944 680	944 033	943 385	942 738	942 414
Flujo agua (m³/h)	6,53	6,10	5,72	5,39	5,09	4,96
Costo agua (\$/a)	23 267	21 739	20 399	19 213	18 158	17 672
Área IC nuevos (m²)	0,383	0,305	0,226	0,145	0,063	0,021
Costo IC (\$/a)	1218,72	1156,83	1 079,66	975,32	804,53	625,64
Costo tubería (\$/a)	280,37	280,37	280,37	280,37	280,37	280,37
Costo total (\$/a)	970 093	967 856	965 792	963 853	961 981	960 992

En la figura 4 se observa que a medida que se incrementa ΔT mínimo aumenta el costo. La diferencia óptima de temperatura es 7°C, con la que se obtiene un costo mínimo de 960 087 \$/a aproximadamente.

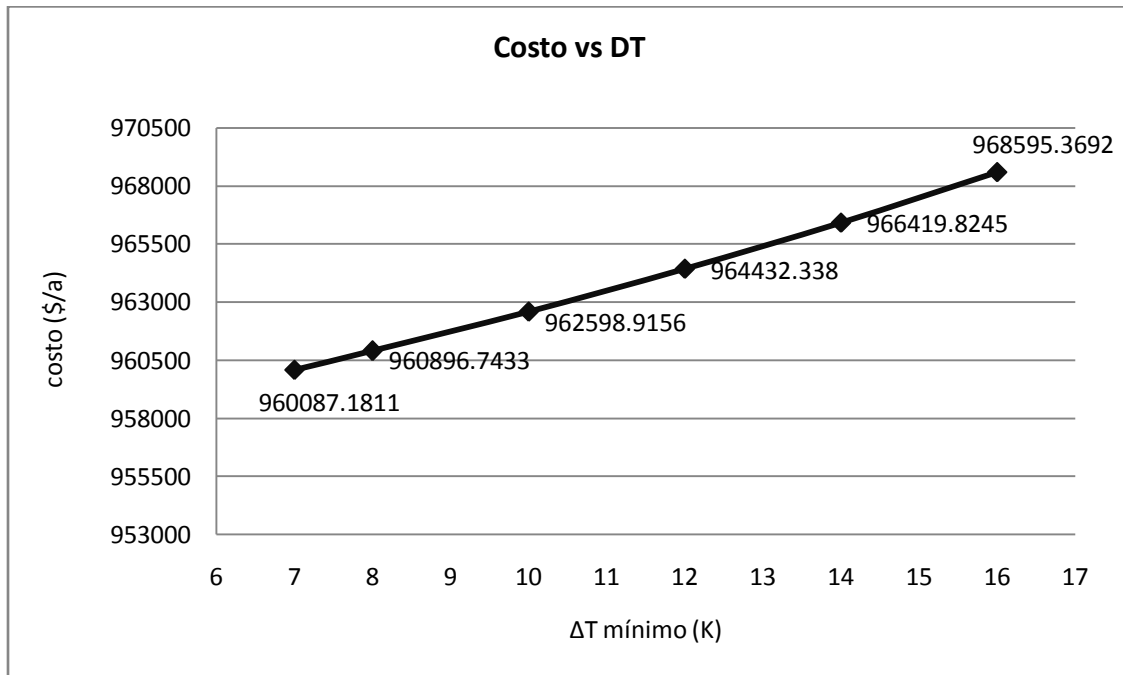


Figura 4: Gráfico de costo respecto a la variación de temperatura

Al repetir la integración para el nuevo valor de $\Delta T_{\text{mínimo}} = 7^{\circ}\text{C}$, es necesario recalcular, por medio de las expresiones (11) y (12), el *PRI*. Los resultados se muestran en la tabla 8.

Tabla 8: Datos y resultados obtenidos de las expresiones (11) y (12) para $\Delta T_{\text{mínimo}} = 7^{\circ}\text{C}$

CU_{actual} (\$/a)	$CU_{\text{después de integrado}}$ (\$/a)	FCD (\$/a)	Nueva inversión (\$)	PRI (días)
1 310 601	960 087	350 514	905	1

Se observa que aumentó el flujo de caja diferencial debido a la disminución de los costos de utilidades para un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inferior. Esto repercute de manera favorable en el plazo de recuperación de la inversión, siendo solo de 1 día aproximadamente.

La figura 7 muestra una comparación del costo actual de la empresa y el calculado para cada $\Delta T_{\text{mínimo}}$. Es de fácil observación, que aunque 7°C es la diferencia óptima de temperatura que debe existir en los cabezales de los intercambiadores de calor, la propuesta de integración energética para cualquiera de los $\Delta T_{\text{mínimo}}$ considerados en la optimización, es económicamente factible en comparación con los costos actuales reportados por la empresa.

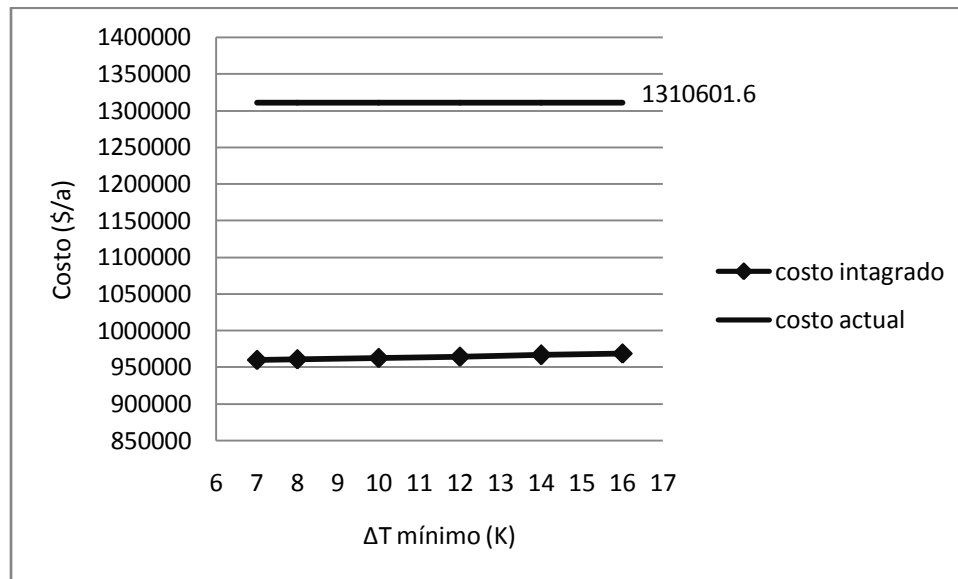


Figura 5: Comparación del costo actual y el obtenido después de la integración respecto a la variación de temperatura

Mientras menor es el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ que se seleccione, mayor será el área total de transferencia necesaria (figura 6) en los intercambiadores, aumentando los costos de instalación y mantenimiento, pero menores serán los requerimientos de utilidades disminuyendo los costos de operación (figura 7).

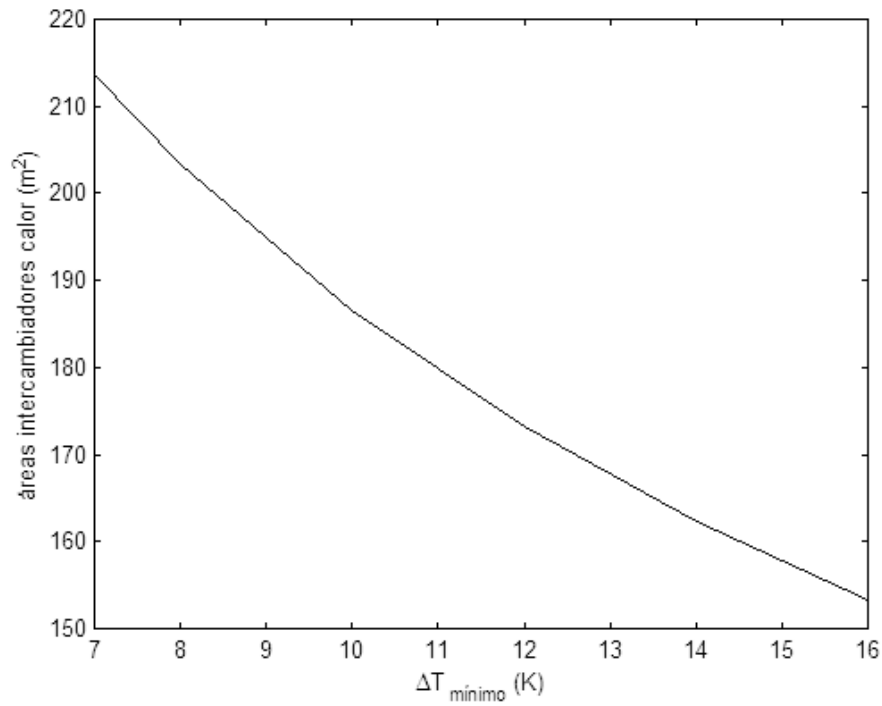


Figura 6: Gráfico de área IC respecto a la variación de temperatura

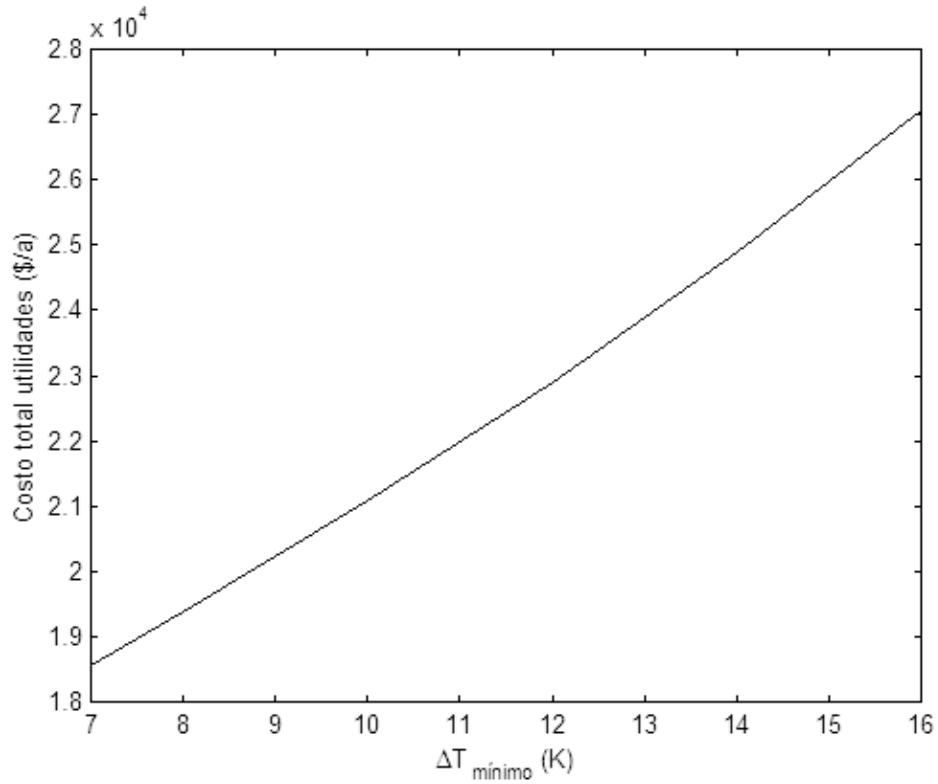


Figura 7: Gráfico de costo de utilidades respecto a la variación de temperatura

Conclusiones

- La integración energética del proceso permitió reducir el consumo de vapor en 2,49 t/h y el de agua de enfriamiento en 16 m³/h.
- El diagrama de flujo del proceso integrado necesita de dos nuevos intercambiadores de calor equivalentes a un costo de \$ 975 y de \$ 280 de la tubería que transporta el vapor al área energética.
- La diferencia de temperatura óptima es de 7°C para un costo mínimo de 960 087 \$/a, siendo inferior a los 1 310 601 \$/a que corresponde con el costo actual de las utilidades de la empresa.
- Se demostró que es técnica y económicamente factible la inversión propuesta, con un flujo de caja diferencial de 350 514 \$/a y un plazo de recuperación de la inversión de un día aproximadamente.

Recomendaciones

- Diseñar un sistema de aislamiento térmico para la nueva inversión propuesta, con el objetivo de reducir las pérdidas energéticas en los tramos largos de tubería que conducen el vapor.
- Analizar el posible uso del calor de otras corrientes del proceso para el precalentamiento del flujo de alimentación a la columna Recuperadora y lograr una reducción del consumo de vapor en la misma.

Bibliografía

1. Benítez, A., Martínez, Y., Domínguez, F.J. 2007. *Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética*. Monografías de la UMCC, 2007. ISBN: 978 - 959 - 16 - 0632 - 7. Disponible en: <<http://monografias.umcc.cu/monos07.htm>>
2. Borroto, A. 2001. *Gestión energética empresarial*. Editorial Universidad de Cienfuegos, Cuba.
3. Boyce, MP., Edwards, VH. Cowley, TW, *et al.* 2008. Transport and storage of fluids. En Green, DW. y Perry, RH. *Perry's Chemical Engineers". 8va Ed.* New York: McGraw-Hill. Sección 6.
4. Brenner, S.J., *et al.* (2000a). *Simulation basis*. Calgary, Canada: AEA Technology, Hyprotech. Appendix A: Property methods and calculations.
5. Brenner, S.J., *et al.* (2000b). *Tutorials and applications*. Calgary, Canada: AEA Technology, Hyprotech. 2000. HYSYS Applications: C1 - Ethanol plant, pp. 49 – 60.
6. Campos, J.C. 1999. *La eficiencia energética en la gestión empresarial*. Editorial Universidad de Cienfuegos, Cuba.
7. Catá, Y., González, E., González, M., Corsano, G. 2009. Experiencia en la integración de procesos en la industria papelera, utilizando el ASPEN PLUS. *Tecnología Química*. Vol. 29, No. 2, pp. 70-82.

8. Centro Iniciativas Producción Más Limpia, 2000. *DAOM: diagnóstico ambiental de oportunidades de minimización*. Generalitat de Catalunya: Departament de MediAmbient, Barcelona, España, ISBN: 84-393-5126-7.
9. ChemicalLogic, Corp. 2012. *SteamTab V3.0: thermodynamic and transport properties of water and steam*. ChemicalLogic, Corp. Woburn, MA, USA.
10. Dirección Técnica Corporación Cuba Ron. 2007. *Instrucciones de procedimiento de trabajo*.
11. Fernández L. 1987. ¿Dónde y cómo se puede ahorrar energía en las plantas de procesos? *Ingeniería Química*. pp. 63-69. Madrid, España.
12. Geldermann, J., Treitz, M., Schollenberger, H. y Rentz, O. 2005. *Evaluation of VOC recovery strategies*. Multi Objective Pinch Analysis (MOPA) for the evaluation.
13. Girau E. y Watt J. 1987. Aplicaciones de la Tecnología Pinch al diseño y mejora de plantas industriales. *Ingeniería Química*. pp. 93-97. Madrid España.
14. González S. *et.al*, 2007. *La integración de procesos en la reducción de energéticos en la industria química*. Universidad Central.Villa Clara, Cuba.
15. González, E. 2006. *La integración de procesos en la producción de biocombustibles en condiciones energéticamente sustentables y ambientalmente compatibles*. Buenos Aires, Argentina.
16. González, E. *et.al*, 2005. *Estrategia para minimizar el impacto ambiental a través del análisis y la integración de procesos*. Universidad Central.Villa Clara, Cuba.

17. Gundersen T. 2005. Process integration as applied to large energy users and producers. *18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS2005)*. Trondheim, Noruega.
18. Gundersen, T. 2000. *A process integration primer*. SINTEF Energy Research. IEA Implementing Agreement on Process Integration.
19. Jiménez O.L. 2006a. La integración de procesos y la tecnología pinch. *Jornada Iberoamericana de aprovechamiento económico de co-productos de la industria azucarera. Programa CYTED RED IV-H*. Santiago de Cali, Colombia: Universidad Autónoma de Occidente.
20. Jiménez O.L. 2006b. *Pinch technology tools for improving the energy efficiency of the sugar cane process industry*.
21. Kemp, I.C. 2007. *Pinch analysis and process integration*. 2da edición. Elsevier, Londres.
22. Kern, D.Q. 1999. *Procesos de Transferencia de Calor*. Case Institute of Technology. México, 1999.
23. León, R. 2009. *Propuesta de una estrategia técnico económica para el mejoramiento de la remoción de impurezas en la destilería de la corporación Cuba Ron gerencia Cárdenas*. Tesis en opción al título de ingeniero químico. Universidad de Matanzas.
24. Linnhoff B. 1994. "Use Pinch Analysis to knock down capital costs and emissions". pp. 33-56.

25. Linnhoff B. and Turner J. A. 1981. *"Heat-recovery networks: new insights yield big savings"*. London.
26. Linnhoff, B. 1986. User guide on process integration for efficient use of energy. *Inst. Chem. Eng.* London.
27. Linnhoff, B. 1989. Pinch technology for the synthesis of optimal heat and power systems, *Journal of Energy Resources Technology*. pp. 137-147.
28. Martin W. E. et al. 2006. *Metodología de la investigación científica*. Editorial de la Universidad de Cienfuegos.
29. Martínez, VH.; Alonso, PA.; López, J.; Salado, M.; Rocha, JA. 2000. *Simulación de procesos en ingeniería química*. Plaza y Valdés. Capítulo 6: opciones termodinámicas. p.81-91.
30. Matthew-Davis, 2013. *Stainlesssteel pipe pricelist*. [En línea] [Citado el: 20 de mayo de 2013] Disponible en:
<http://www.matthewdavis.com.au/matthew_price_list.php>.
31. Mofid, G.B., Hossein, Y.J., Mohammadtaghi, K. 2011. Optimization of heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 31, pp.779-784.
32. Morgan S. 1992. Use process integration to improve process designs and the design process. *Chemical Engineering Progress*. Vol. 88, No. 9, pp. 62-68. September.
33. Muñoz, M. J. 2009. Tesis en opción al título de ingeniero químico, Facultad Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico J. A. Echeverría.

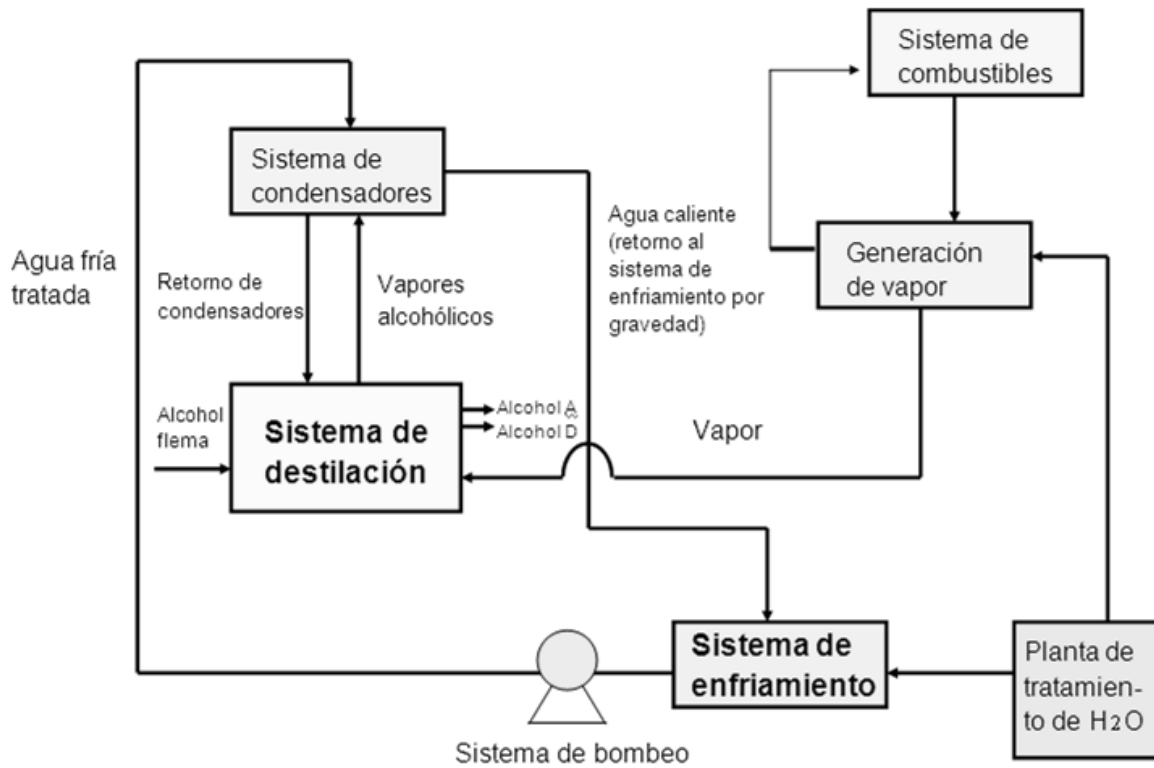
34. Pavlov, K.F., Romankov, P.G., Noskov, A.A. 1981. *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química*. Editorial Mir, Moscú. Tabla 1-1, p 19.
35. Pérez, A. 2008. *Implementación de algoritmos de análisis pinch para la integración energética en industrias de procesos*. Tesis en opción al título de master. Facultad Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico J. A. Echeverría.
36. Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. 2002. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5^{ta} edición. McGraw-Hill, New York.
37. Ravagnani, M.A.S.S., Da Silva, A.P., Andrade A.L. 2003. Detailed equipment design in heat exchanger networks synthesis and optimization. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 23, pp. 141–151.
38. Ravagnani, M.A.S.S., Silva, A.P., Arroyo P.A., Constantino A.A. 2005. Heat exchanger network synthesis and optimization using genetic algorithm. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 25, pp. 1003–1017.
39. Renedo, C.J., Fernández, P. 2003a. Tecnología pinch (I). *Ingeniería Química*. No. 402. Mayo 2003.
40. Renedo, C.J., Fernández, P. 2003b. Tecnología pinch (II). *Ingeniería Química*. No. 403. Junio 2003.
41. Renedo, C.J., Fernández, P. 2003c. Tecnología pinch (III). *Ingeniería Química*. No. 404. Julio 2003.
42. Renedo, C.J., Fernández, P., Silió, D., Peredo, J. 2003a. Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (IV): Pinch próximos y

- selección de líneas térmicas. *Ingeniería Química*. No. 405. Septiembre 2003.
43. Renedo, C.J., Fernández, P., Silió, D., Peredo, J. 2003b. Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (V): Mejora de una red instalada de intercambiadores de calor. *Ingeniería Química*. No. 406. Octubre 2003.
44. Renedo, C.J., Fernández, P., Silió, D., Peredo, J. 2003c. Tecnología pinch para el diseño de redes de intercambiadores (VI): Líneas térmicas con capacidad calorífica variable. *Ingeniería Química*. No. 407. Noviembre 2003.
45. Sardiña, L. 2012. *Integración energética en la línea de jugos simples y néctares de la empresa citrícola "Héroes de Girón" de Jagüey Grande*. Tesis en opción al título de ingeniera química. Universidad de Matanzas.
46. Serna, M., Jiménez, A. 2004. An area targeting algorithm for the synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*. Vol. 59, pp. 2517 – 2520.
47. Smith, R., Jobson, M., Chen, L. 2010. Recent development in the retrofit of heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 30, pp. 2281-2289.
48. Teopa, E., Picón, M., Rodríguez, M.A. 2005. Thermal integration of trigeneration systems. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 25, pp. 973–984.
49. Universidad de Cienfuegos. 2002. *Gestión y economía energética*. Folleto de la Maestría Eficiencia Energética. Colectivo de autores. Editorial UNIVERSO SUR.

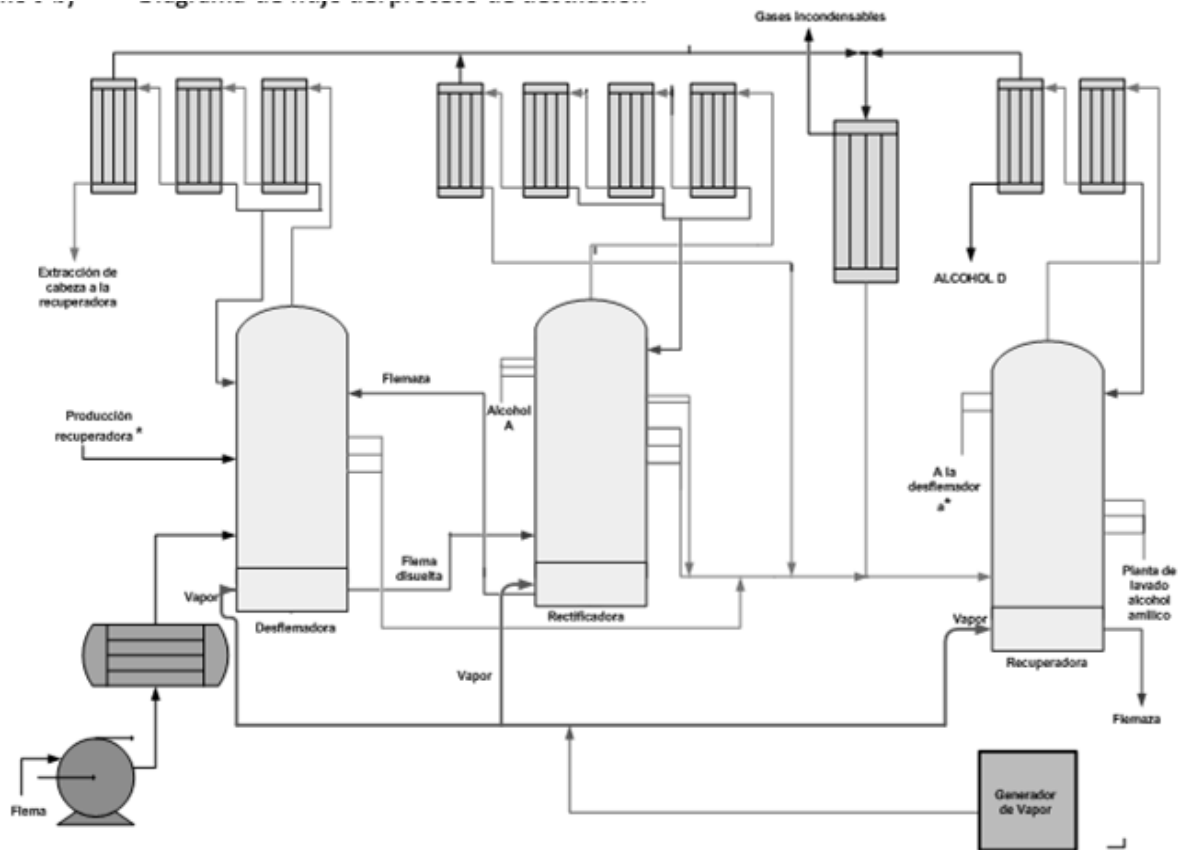
50. Wall, G., Gong, M. 1996. Exergyanalysis versus pinch technology, *ECOS'96: Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Aspects of Energy Systems*, June 25-27, 1996, Stockholm, Sweden, ISBN 91-7170-664-X, pp. 451-455.
51. Zamora, M. 2005. *Estrategia de integración material y energética en la producción de etanol e hidrógeno para electricidad a partir de la caña de azúcar*. Cuba.
52. Zamora, Y. 2009. *Evaluación energética del sistema de destilación de la Ronera Cárdenas*. Trabajo de diploma para optar por el título de ingeniero químico. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría.

Adjuntos del trabajo

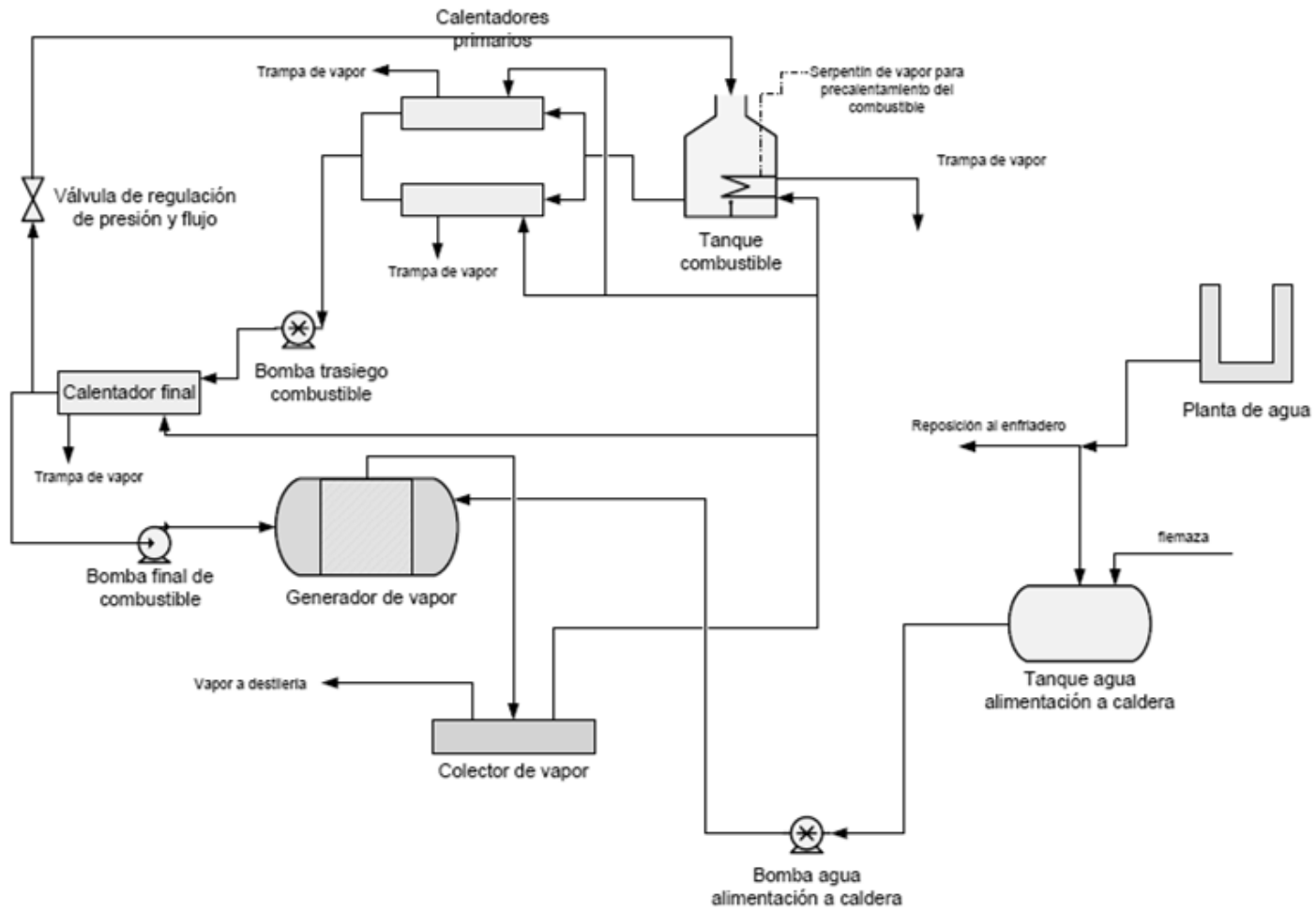
Anexo 1: Diagramas de flujo del proceso productivo



a) Áreas que conforman la planta

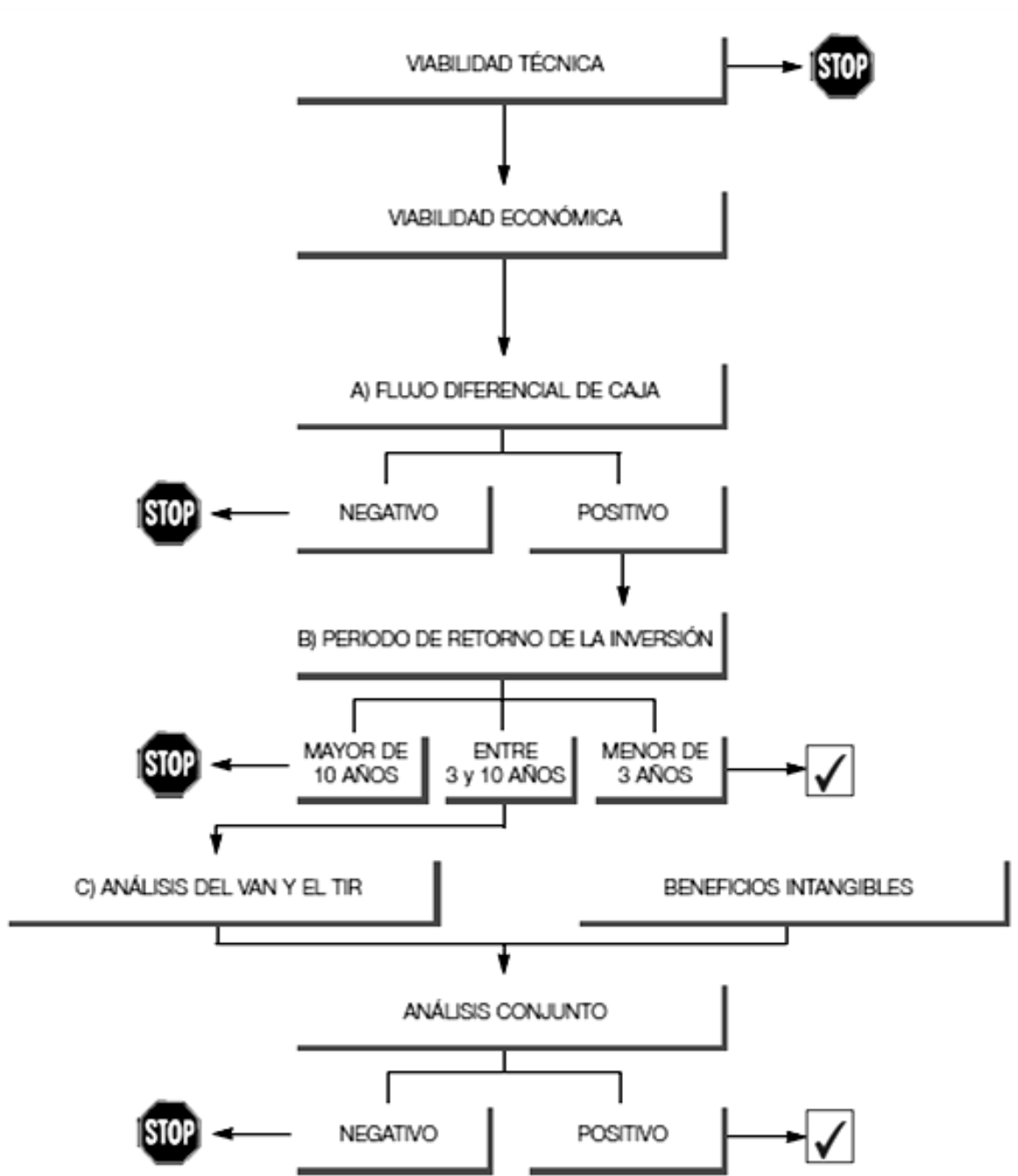


b) Diagrama de flujo del área de destilación.

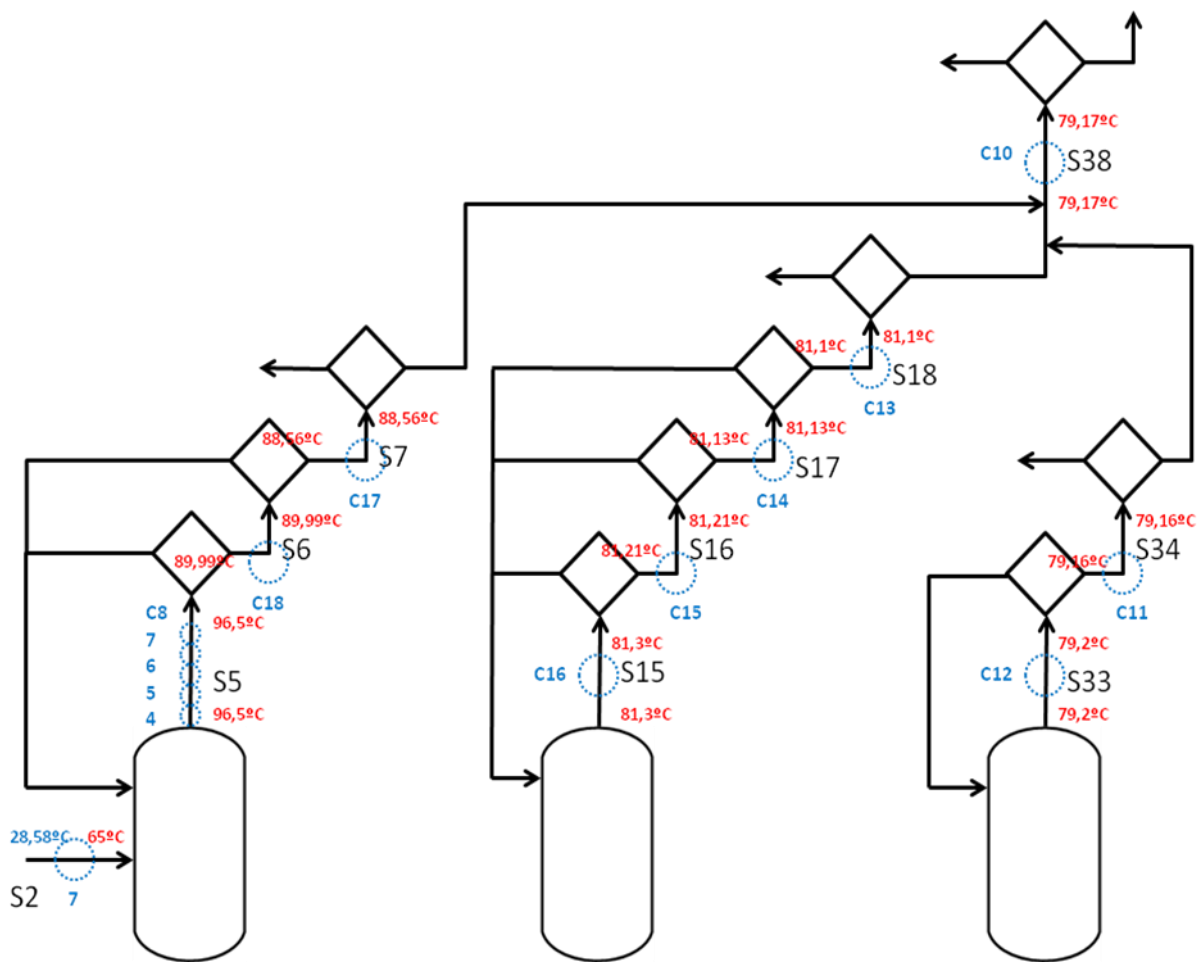


c) Diagrama de flujo del área energética.

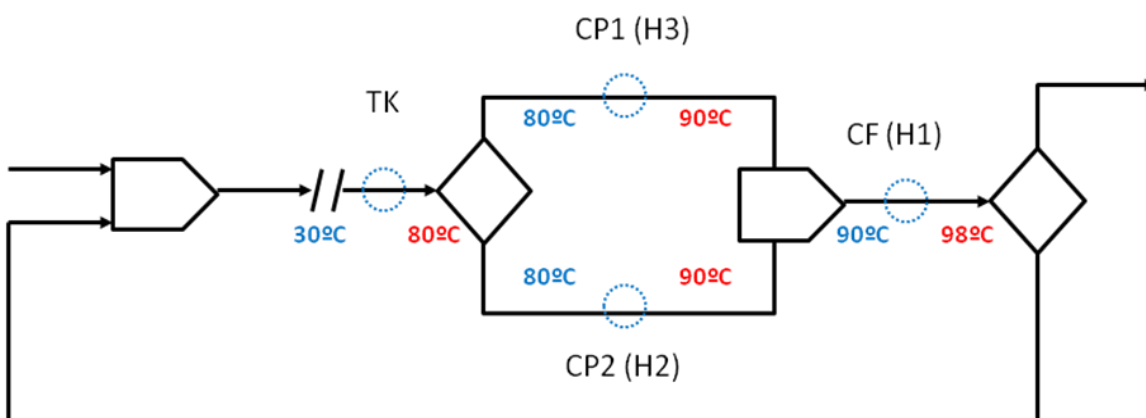
Anexo 2: Proceso de análisis de viabilidades.



Anexo 3: Desintegración energética de la planta

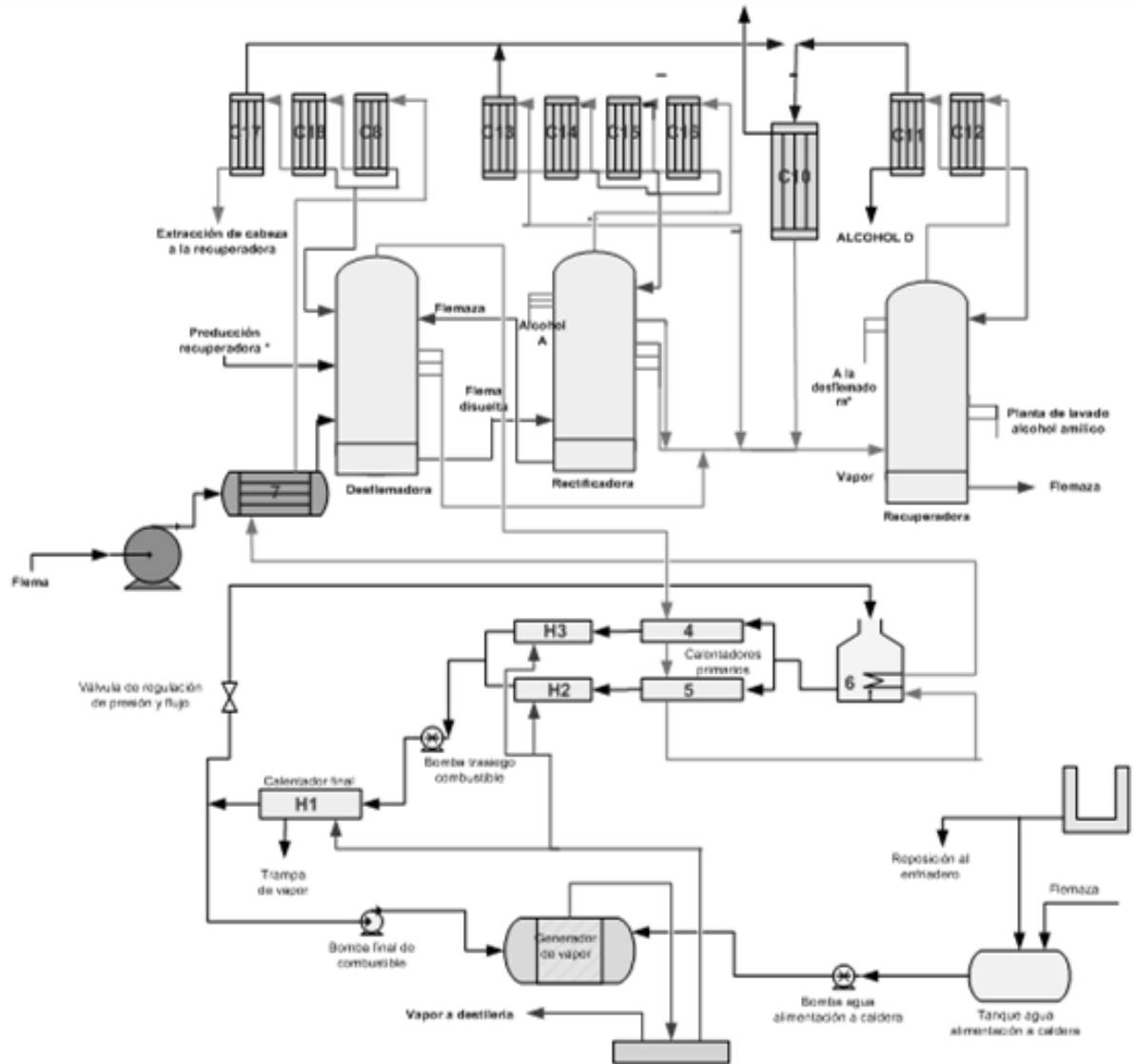


a) Área de destilación.



b) Área energética

Anexo 4: Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente



Anexo 5: Tipos de intercambiadores definidos área de transferencia de calor y los coeficientes

Tipo de intercambiador	Rango de A (ft²)	a	b	c
Air Cooled, Bare Tube Area	35 - 150000	0	2121	0,396
Condenser, Vertical Tube, Small	10 - 200	0	1516	0,497
Double Pipe, Large	100 - 2000	0	3919	0,237
Double Pipe, Small	2,5 - 120	0	440,7	0,23
Evaporator, Agitated Film	20 - 200	0	4296	0,766
Evaporator, Falling Film, Large	150 - 4000	21971	1391	0,493
Evaporator, Falling Film, Small	3,8 - 160	17830	1752	0,832
Evaporator, Forced Circulation	150 - 8000	184673	423,1	0,951
Evaporator, Horizontal Tube	100 - 8000	0	3317	0,53
Evaporator, Vertical Tube	100 - 8000	0	4600	0,552
Kettle Reboiler	100 - 1000	0	878,3	0,55
Reboiler	200 - 30000	9870	20,95	0,944
Shell/Tube, Fixed/U, Large	1500 - 6000	0	4296	0,337
Shell/Tube, Fixed/U, Medium	300 - 1500	0	102,96	0,848
Shell/Tube, Fixed/U, Small	50 - 300	0	5,558	1,36
Shell/Tube, Floating Head, Large	100 - 10000	0	287,3	0,68
Shell/Tube, Floating Head, Medium	100 - 1000	0	731	0,55
Shell/Tube, Floating Head, Small	5 - 100	0	1914	0,34
Tank Heater	200 - 6000	5848	12,41	0,944
Water Heater, Large	20 - 125	0	583,8	0,378
Water Heater, Small	5 - 20	0	179,4	0,645

Anexo 6: coeficientes d y e según material y la presión interna del intercambiador.

Material	<i>d</i> _o
Admiralty	1,91
Aluminum	1,74
Alloy 20	5,21
Copper/Brass	1,36
Carbon Steel (CS)	1,00
CS Shell, Admiralty Tube	1,91
CS Shell, Aluminum Tube	1,21
CS Shell, Brass/Copper Tube	1,34
CS Shell, 9% Chrome Tube	3,42
CS Shell, Glass Lined Tube	2,29
CS Shell, Hastelloy Tube	21,63
CS Shell, Incoloy 825 Tube	5,89
CS Shell, Inconel 625 Tube	16,5
CS Shell, Moly Tube	3,15
CS Shell, Monel Tube	4,27
CS Shell, 9% Nickel Tube	2,81
CS Shell, SS 304 Tube	2,90
CS Shell, SS 316 Tube	3,98
CS Shell, SS 321 Tube	4,77
CS Shell, SS 347 Tube	6,23
CS Shell, SS 410 Tube	3,92
CS Shell, Titanium Tube	17,04
CS Shell, Zirconium Tube	22,85
Moly Steel	3,69
Monel	7,33
Nickel	4,31
Stainless Steel, 304	4,41
Stainless Steel, 316	5,88
Stainless Steel, 321	4,93
Stainless Steel, 347	8,50
Stainless Steel, 410	4,88
Titanium	38,14
Zirconium	30,73
$d = 1$	Si $d_o = 1$ (Carbon Steel)
$d = 0.445 \cdot A^{0.13} \cdot d_o^{0.57}$	Si $d_o \neq 1$

a) Coeficiente *d* según el material

Presión Interna	<i>e</i>
Vacío absoluto (≈ 0 MPa)	1,05
≈ 150 psi (≈ 1 MPa)	1,00
≈ 300 psi (≈ 2 MPa)	1,15
≈ 450 psi (≈ 3 MPa)	1,25
≈ 600 psi (≈ 4 MPa)	1,45
≈ 900 psi (≈ 6 MPa)	1,75

b) Coeficiente *e* según la presión interna.

Anexo 7: costo de tuberías según catálogo de Matthew-Davis (2013)

Tuberías	Espesor (in)	Costo (\$/6,5 m de long)
½" – 10S	0,083	12,19
1 ½" – 10S	0,109	35,9
2 ½" – 10S	0,12	59,35
3" – 10S	0,12	72,68
5" – 10S	0,134	125,82
6" – 10S	0,134	156,75
10" – 10S	0,165	255,03
18" – 10S	0,188	461,77