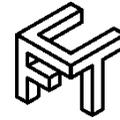




Universidad de Matanzas
Facultad de Ciencias Técnicas



PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN LA PLANTA DE QUESO CREMA DE LA UEB PRODUCTOS LÁCTEOS DE CÁRDENAS

Tesis Presentada como Requisito Parcial
para la Obtención del Título de
Máster en Ingeniería Asistida por Computadora

Autor: Ana Diana Pérez León

Tutor: Agustín Benítez Hernández

Matanzas, 2017

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD Y NOTA LEGAL

Yo, Ana Diana Pérez León, declaro que soy la única autora de la siguiente tesis, titulada “Propuesta de integración energética en la planta de queso crema de la UEB Productos Lácteos de Cárdenas” y, en virtud de tal, cedo el derecho de copia de la misma a la Universidad de Matanzas, bajo la licencia *Creative Commons* de tipo *Reconocimiento No Comercial Sin Obra Derivada*, con lo cual se permite su copia y distribución por cualquier medio siempre que mantenga el reconocimiento de sus autores, no haga uso comercial de la obra y no realice ninguna modificación de ella.

Matanzas, 2017.

Ana Diana Pérez León

DEDICATORIA

A las personas que han sido mi motivación y mi fuerza en cada momento MIS PADRES.

AGRADECIMIENTOS

A mis papás por su sacrificio, aliento, tolerancia y sobretodo por su infinito amor.

A Agustín Benítez, que además de mi tutor, ha constituido ejemplo y guía en mi desarrollo profesional y ha dedicado su precioso tiempo sin reparos a mi preparación y culminación satisfactoria de esta maestría.

RESUMEN

La investigación tiene como objetivo reducir el consumo de portadores energéticos en la Planta de Queso Crema perteneciente a la UEB Productos Lácteos de Cárdenas mediante la aplicación de la tecnología *pinch*. Se detectó que el principal consumo de energía está dado por los intercambiadores de calor, especialmente los utilizados en el proceso de pasteurización de la leche. Actualmente la energía de los fluidos calientes se pierde por disipación a la atmósfera, mientras en otra parte del proceso se precisa del calentamiento de agua y leche. La integración energética permitió reconstruir el diagrama de flujo del proceso y calcular los intercambiadores de calor para una diferencia de temperatura de 10 °C. Además, se demostró que no es necesario instalar nuevos intercambiadores sino que los actuales pueden ser utilizados, con la única inversión de los divisores. Esta inversión se incluye en el costo de mantenimiento anual. El costo de operación, después de la integración, es 6 181,74 \$/a; valor inferior al reportado en la industria actualmente.

Palabras claves: [*Pinch*; integración energética; industria láctea; queso crema]

ABSTRACT

The investigation has the goal of reducing the consumption of energy in the Plant of Cream Cheese which belong to UEB Productos Lácteos de Cárdenas by means of the *pinch* technology application. It was detected that the main energy consumption is given by the heat exchanger, especially those used in the milk pasteurization process. At the moment, the energy of warm fluids is wasted by dissipation to the atmosphere, while, in another part of the process, the heating of water and milk is necessary. The energy integration allowed to rebuild the process flow diagram and to calculate the heat exchanger with a minimal temperature difference of 10 °C. It also demonstrated that it is not necessary to install new heat exchanger but rather, the current can be used, with the only investment of the splits. This investment is included in the cost of annual maintenance. The operation cost, after the integration, is 6 181,74 \$/a; inferior value to the one reported at the moment in the industry.

Keywords: [Pinch; heat integration; dairy industry; cream cheese]

TABLA DE CONTENIDO

Introducción	1
Capítulo 1: Revisión bibliográfica.....	3
1.1 Eficiencia energética	3
1.2 Integración de procesos.....	4
1.2.1 Clasificación de integración de procesos.....	5
1.3 Métodos de integración energética. Clasificación.....	6
1.4 El pinch energético.....	18
1.4.1 Etapas del análisis pinch e importancia del uso de este análisis	19
1.5 Conclusiones parciales del capítulo	21
Capítulo II: Materiales y métodos.....	22
2.1 Descripción del proceso tecnológico del queso de crema.....	22
2.2 Descripción del pasteurizador	24
2.3 Desarrollo de la tecnología pinch.....	24
2.3.1 Metodología del análisis pinch.....	25
2.3.2 Determinación del punto de pinch.....	28
2.3.4 Diseño de la red de intercambiadores.....	30
Capítulo III: Análisis de resultados.....	32
3.1 Variante 1: Pasterización de la “Cuajada con Sal”	32
Diseño de la red de intercambiadores.....	37
3.1.1 Intercambio entre Masas estandarizadas y entre Cuajadas.....	38
3.1.2 Intercambio de Masas estandarizadas con Cuajada.....	41

3.2 Variante 2: Pasterización de la salmuera.....	44
3.2.1 Intercambio de Salmuera con Cultivo	49
3.2.2 Intercambio de Salmuera con Salmuera	51
3.3 Análisis tecnológico	53
3.4 Análisis económico	56
3.4.1 Estimación del costo de los intercambiadores de calor.	56
3.4.2 Cálculo del costo de las utilidades.....	56
Conclusiones	58
Recomendaciones	60
Bibliografía	61

INTRODUCCIÓN

Como resultado de la política del Gobierno Revolucionario de incrementar el desarrollo industrial del país, surge el 13 de marzo de 1991 la Planta de Queso Crema en la UEB de Productos Lácteos de Cárdenas “Germán Hernández Salas”.

El desarrollo sostenible de esta UEB necesita en sus procesos de elaboración una buena eficiencia energética, un aprovechamiento casi total de la materia prima y un impacto medioambiental menor; por tanto, se busca maximizar la reutilización interna de las fuentes de energía, lo que se traduce en un ahorro energético.

En la industria existen reservas energéticas significativas para un incremento de la eficiencia en el uso de la energía, realizando cambios en la configuración del sistema. El consumo de energía de esta industria está muy asociado a los intercambiadores de calor utilizados en el proceso de pasteurización de la leche, consumidores de gran cantidad de agua caliente y agua fría. La energía de los fluidos calientes se pierde por disipación a la atmósfera, mientras, por otra parte, se precisa del calentamiento del agua, la leche y los cultivos. La generación de vapor en las calderas 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.

Debido a las dificultades que presenta Cuba, la empresa, en respuesta a la estrategia trazada por el país, ha decidido llevar a cabo acciones para la ejecución de proyectos que representen ahorros de portadores energéticos, por lo que se propone llevar a cabo esta investigación.

Problema: ¿Cómo reducir el consumo de portadores energéticos en la Planta de Queso Crema de la UEB Productos Lácteos Cárdenas?

Para dar solución a este problema se plantea como **hipótesis** de trabajo:

Si se integra energéticamente el proceso se puede reducir el consumo de portadores energéticos.

Para dar cumplimiento a la hipótesis se propone como **objetivo general**:

Aplicar la tecnología *pinch* para la integración energética en la Planta de Queso Crema de la UEB Productos Lácteos Cárdenas.

Objetivos específicos:

1. Seleccionar, mediante una revisión bibliográfica, la técnica de integración energética más adecuada para la industria láctea.
2. Determinar las corrientes energéticas involucradas en el proceso.
3. Determinar el mínimo consumo de utilidades y el punto de *pinch* mediante el diagrama de cascada y/o las curvas compuestas.
4. Proponer la red de intercambio de calor.
5. Evaluar económicamente la propuesta.

CAPÍTULO 1. ESTADO DEL ARTE

1.1 Eficiencia energética

Los recursos energéticos son utilizados por los países del mundo para intentar cubrir sus necesidades de energía, base de la civilización industrial; por lo que sin ella la vida moderna dejaría de existir (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.

Según Borroto (2001) y Teopa, *et al.* (2005) la eficiencia energética (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. Satisfacer los requisitos del cliente con el menor gasto energético posible y la menor contaminación ambiental por este concepto.

De acuerdo a Muñoz (2009) 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 %).

Por otro lado, Boyce, *et al.* (2008) subraya que sobre la base de la tendencia del calor de pasar espontáneamente de temperaturas más altas a temperaturas más bajas (segundo principio de la termodinámica), la pérdida de energía es inevitable cada vez que esta se utiliza.

La idea de 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, se debe valorar 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 que permite al ingeniero identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlos 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 que identifican las posibilidades de reducir el consumo energético y de residuales y alcanzar significativos ahorros en costos y utilidades.

Jiménez (2006) 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.

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).

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. 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*) mediante *curvas compuestas* que representan a las corrientes calientes y frías 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. (González, 2005; González, 2007).

El objetivo principal de un diseñador de procesos es maximizar la recuperación de calor de proceso a proceso y minimizar el uso del requerimiento de servicios (energía). Para esto se requiere una apropiada red de intercambio de calor (Gundersen, 2005).

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.

La integración de energía busca minimizar el requerimiento energético de una planta de procesos, mediante el aprovechamiento de la energía disponible. (Catá, *et. al*, 2009).

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. Clasificación

Una de las clasificaciones, para los métodos de integración de procesos, que se reportan son las planteadas por Gundersen (2005), dividiéndolos en: reglas heurísticas, sistemas basados en el conocimiento, métodos termodinámicos y métodos de optimización.

El enfoque de las reglas heurísticas está dado por la experiencia del ingeniero y su intuición, mientras que los sistemas basados en el conocimiento intentan formalizar las reglas heurísticas dentro de las pautas de la automatización. Los métodos termodinámicos usan visiones físicas del proceso o sistema y los métodos de optimización usan modelos de optimización y algoritmos implementados a las computadoras. (Gundersen, 2000).

Los métodos termodinámicos pueden ser clasificados en:

- Métodos basados en el análisis de la Primera Ley (tecnología *pinch* y programación matemática).
- Métodos basados en el análisis de la Segunda Ley (análisis exergético).
- Métodos basados en la combinación del análisis económico y la segunda ley (análisis exergoeconómico).

En la aplicación de estos métodos se hace primordial la selección de un proceso en el cual sea posible la integración de calor, es decir, en el cual existan corrientes energéticas que estén siendo desaprovechadas.

1. Métodos basados en el análisis de la Primera Ley

a) Método basado en la tecnología pinch

La tecnología *pinch*, desarrollada por Linnhoff y Flower (1978), ha sido exitosa. Permite analizar cómo se utiliza la energía en una planta o sección, y proponer una operación de mayor rendimiento. Con esta técnica el ingeniero puede evaluar los efectos de diferentes configuraciones de una red de intercambiadores de calor sin realizar un diseño detallado. Una de las principales ventajas de la tecnología *pinch* es que permite conocer el alcance de los ahorros de energía y los requerimientos de inversión (Renedo y Fernández, 2003b).

Para Ravagnani, *et al*, (2003) y Renedo y Fernández (2003a), 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. Está basada en la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. La Primera Ley proporciona la ecuación de energía para el cálculo de la variación de entalpía de las corrientes que atraviesan el intercambiador de calor, mientras que la Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor. Esto implica que la energía calorífica solo puede fluir en la dirección de la corriente caliente a la corriente fría, lo que prohíbe el cruce de temperaturas entre las corrientes calientes y frías, a través de la unidad de intercambio (CheResources, 2004).

El éxito de esta técnica está dado 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 y Ríos, *et al.*, 2004).

Mediante la aplicación de esta técnica se han reportado ahorros de energía 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.

Por este motivo, la tecnología *Pinch* es muy útil para realizar una estimación rápida del rendimiento de una alternativa de diseño; para obtener información que permita proponer modificaciones y mejoras en esta alternativa de diseño; o para comparar varias alternativas sin tener que completar el diseño de cada una de ellas.

Estudios realizados con la tecnología *pinch*

En nuestro país los principales estudios se han realizado en la producción de azúcar y sus derivados (Borroto, 2001).

Se verificó, utilizando análisis *pinch*, un sistema de calentamiento para una red de intercambiadores de calor en una destilería de alcohol, dando un ahorro de más del 10% del vapor y una inversión que puede ser recuperada en poco tiempo. Permitted detectar las deficiencias energéticas del proceso: desaprovechamiento del calor del mosto, calentamiento deficiente de la batición alto consumo de vapor de la columna por baja temperatura del alimento, serios problemas de contaminación por el mosto caliente (Borroto, 2001).

Se han realizado, además, estudios energéticos en ingenios productores de azúcar crudo utilizando la tecnología *pinch*. Se logró detectar el gran desbalance que existe en cuanto a vapor generado por los equipos primarios y el vapor utilizado en el proceso tecnológico, lo que causa un déficit de bagazo apreciable. (Ponce, Silva y Nebra, 2000)

Varios estudios de *pinch* aplicados a fábricas de pasta y papel han conseguido ahorros energéticos del 30 al 50% (Catá *et al.*, 2009).

Se aplica el análisis *pinch* para la reducción de consumo de energía y agua en el proceso de producción de etanol carburante y se demuestra la viabilidad técnica, económica y ambiental. Se reducen los consumos de calor, agua y costo total de proceso hasta 50, 40 y 25%, respectivamente.

Esta técnica se ha aplicado en refinerías, fundidoras, plantas petroquímicas, papeleras, cerveceras y textiles, entre otras.

En 1984, Union Carbide declaró públicamente el haber logrado “ahorros promedio del 50% en los costos energéticos para plantas nuevas y períodos de recuperación de la inversión de seis meses en proyectos de rediseño” (CheResources, 2004).

En 1992, Shell hizo públicos los resultados obtenidos en un complejo de refinación en Holanda: una disminución global del 40% en el consumo de energía y del 75% en las emisiones líquidas contaminantes (CheResources, 2004).

Según Covas (2012), con su propuesta de mejora de la red de intercambiadores de calor en la planta de reformación catalítica de una refinería de petróleo, se demuestra que la inversión es una fracción pequeña respecto los costos de parada.

Por otro lado, un estudio de integración energética basado en la aplicación de la tecnología *pinch*, permitió reducir el consumo de utilidades de vapor en 2 ton y en 16 m³ de agua en la destilería de Cuba Ron en Cárdenas (Pérez, 2013).

La integración de procesos en la industria alimentaria se ha extendido a la industria láctea, donde existen numerosos estudios, especialmente en las fábricas de queso de crema. Sin embargo, durante la revisión bibliográfica, no se encuentran reportadas investigaciones de este tipo en las industrias lácteas cubanas.

Atkins y Walmsley (2013) publicaron sus resultados obtenidos con la aplicación de la integración de procesos en la industria láctea, particularmente en las plantas de elaboración de leche en polvo y de queso.

Becker, Vuillermoz y Maréchal (2012) muestran sus resultados de la aplicación de la integración energética en una industria láctea con el objetivo de minimizar los costos de operación, fundamentalmente, en la fábrica de queso.

b) 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, las cuales 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).

La programación matemática involucra la formulación de un problema de optimización con restricciones, las principales investigaciones desarrolladas en esta área han sido publicadas por Gundersen (2005), Alicante, (2005), Grisales *et al.* (2005).

Biegler (1997) plantea que existen dos estrategias para la síntesis de una red de intercambiadores: optimización secuencial y optimización simultánea. En la optimización simultánea se presenta un modelo MINLP (programación no lineal de enteros mixtos) en el cual la recuperación de energía y el cálculo de las áreas se optimizan simultáneamente.

Mientras que la optimización secuencial provee procedimientos sistemáticos que permiten la automatización de los problemas de síntesis en una computadora. Los modelos, tales como programación lineal (LP), programación no lineal (NLP) y programación no lineal de enteros mixtos (MINLP) permiten ampliarlos tipos de problemas a tener en cuenta (utilidades múltiples, bifurcación de corrientes, entre otros) (Shivakumar y Narasimhan, 2002).

La Programación Matemática es una herramienta eficaz en el análisis y optimización de sistemas de energía. El mayor esfuerzo debe ponerse en la formulación y modelación de estos problemas, si no los mismos no podrán ser resueltos por las computadoras en un tiempo práctico o los resultados generados serán pobres. (Laukkanen, 2003).

En teoría la programación matemática mejora 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).

Estudios realizados con programación matemática

La disminución de un 50% del consumo de potencia fue reportado en la sección de destilación de una refinería (Lugo, 2017).

La integración energética por programación lineal en la sección de hidrofinación del diésel en una refinería redujo el consumo de *fuel oil* en 77,2% y el de electricidad en 58,3% (Calzadilla, 2016).

Según Rivero (2016) el ahorro de agua de enfriamiento superior al 95%, *fuel oil* 31% y electricidad 90% en la sección de destilación atmosférica en una refinería de petróleo, fueron reportados como resultado de la aplicación de su integración energética. Para esto emplearon el método de programación matemática.

La integración energética mediante programación lineal en la planta de reformación catalítica e hidrofinación de naftas en una refinería permitió reducir el consumo de utilidades total a más de 20 millones de pesos anuales (Yamaret, 2016).

Un estudio similar en la unidad de desmineralización de aceite de una refinería arrojó como resultado la reducción del consumo de agua de enfriamiento en un 72% y el de vapor en un 85% (González, 2014).

2. Métodos basados en el análisis de la Segunda Ley

a) Análisis exergético

La principal dificultad del análisis energético radica en que no considera la calidad de la energía, es decir la Segunda Ley de la Termodinámica. Con el objetivo de superar esta limitación, fue desarrollado el *Análisis Exergético* que se basa en la Segunda Ley de la Termodinámica.

La exergía es una propiedad termodinámica, es la porción de la energía que puede ser transformada en trabajo mecánico, la parte restante, sin utilidad práctica, recibe el nombre de entropía. Se puede plantear que la energía mecánica y la eléctrica son totalmente exergía, puesto que no existen limitaciones teóricas para su transformación total en trabajo útil. Sin embargo, la energía térmica sólo es transformable en trabajo útil con un rendimiento limitado, que depende, fundamentalmente de las temperaturas del foco caliente y del ambiente, siendo, en la mayoría de los casos, más interesante conocer la exergía disponible que la energía. (Espinosa, Ezquerro y Castellenos, 2004)

El método exergético de integración de procesos utiliza la exergía en el análisis de sistemas energéticos. La exergía clasifica los 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, *et al.* (2003c) coinciden en afirmar que el análisis exergético resulta de interés principalmente en situaciones donde se realiza trabajo sobre o por el sistema.

En otras investigaciones se plantea que la exergía se encuentra sujeta a la ley de conservación solamente en procesos reversibles; en todos los otros casos puede desaparecer parcial o completamente como resultado de la disipación de energía, la cual es consecuencia de irreversibilidades. Cuanto menor sea la pérdida de exergía más perfecto es el proceso. Entre las irreversibilidades que pueden presentarse en un proceso se encuentran: fricción, libre expansión, mezcla de dos gases, transferencias de calor a

través de diferencias finitas de temperaturas, resistencias eléctricas, deformaciones inelásticas de sólidos y reacciones químicas, con lo que se demuestra que es casi imposible la eliminación de éstas, sólo es posible su minimización en el proceso. (Mateos, 2004).

Otros autores agregan que el balance exergético y la noción de exergía perdida es el instrumento capaz de cuantificar la irreversibilidad de un proceso y la pérdida de trabajo útil a que ésta da lugar, así mismo permite analizar los mecanismos básicos de la ineficiencia en la ingeniería, cosa que no es posible realizar exclusivamente con el balance energético. Su generalidad le permite además tratar tanto procesos cíclicos como no cíclicos; procesos en máquinas térmicas y procesos de la ingeniería química; considerar en su totalidad una instalación, así como cada uno de los procesos que en ella tienen lugar por separado. (Gómez, Monleón and Ribes, 1990)

La mayor desventaja del análisis exergético es que se necesitan los valores de la entropía para los diferentes flujos y obtenerlos puede hacerse muy difícil. Esto se hace realmente importante en la determinación de la exergía química, donde es muy difícil o incluso imposible obtener estos valores. Otra desventaja es que la ineficacia obtenida del análisis exergético no dice nada sobre cómo evitar esa ineficacia o si estas ineficacias son en absoluto evitables. (Laukkanen, 2003)

Estudios realizados con el análisis exergético

En China se realizó un estudio comparativo de un ciclo de refrigeración con dióxido de carbono con el objetivo de comparar su eficiencia utilizando una válvula de estrangulación y una de expansión, el cual se basó en la Primera y Segunda Ley de la

Termodinámica. En el mismo se determinaron los efectos de la temperatura de evaporación, la temperatura de salida del gas frío a la presión óptima del evaporador, los coeficientes de rendimiento, las pérdidas exergéticas en cada componente y la eficiencia exergética del proceso, demostrando que estos parámetros complementan la base teórica de la optimización y el funcionamiento de estos procesos. (Yang, et al, 2003)

El análisis exergético fue aplicado, también, en un proceso de producción de etileno en Taiwan, y a su sistema de refrigeración auxiliar. Los resultados arrojados indican que las eficiencias exergéticas de las zonas de demetanización y debutanización son las más bajas, planteándose que estas secciones son muy ineficientes, con una eficiencia exergética por debajo del 7%. (Chang, 2004).

Otro estudio aplica esta metodología al proceso de hidrodealquilación de tolueno y a la síntesis simplificada de amoníaco. En el mismo se calculan, en ambos casos, las eficiencias globales del proceso, eficiencias individuales, cargas primarias y transformadas de cada uno de los equipos que intervienen. (Mateos, 2004)

Aunque el análisis exergético minimiza las ineficacias de un sistema o proceso, no considera la economía de las alternativas evaluadas, por lo que existe la posibilidad de obtener soluciones que son termodinámicamente eficaces, pero económicamente impracticables.

3. Métodos basados en la combinación del análisis económico y la segunda ley

La *termoeconomía* intenta superar esta desventaja del análisis exergético básico (Universidad de Cienfuegos, 2002). Basada en proporcionar un valor monetario a las

ineficacias termodinámicas. Un análisis termoeconómico combina los análisis termodinámicos y económicos al nivel del componente. El elemento más característico de este análisis es que se asignan costos a la exergía (no la energía) contenida en un portador energético (el costo exergético). Este método se publicó por El-Sayed y Evans (Laukkanen, 2003).

El objetivo del análisis termoeconómico puede ser: (a) calcular el costo de cada producto generado por un sistema que tenga más de un producto; (b) entender la formación de los costos en un proceso y el costo de cada corriente en el sistema; (c) optimizar variables específicas en un solo componente del sistema; o (d) optimizar el sistema en su totalidad (Tsatsaronis, 1993 y Ponce, *et al.*, 2000).

En la termoeconomía se considera cualquier análisis que incluya tanto variables termodinámicas como económicas, no necesariamente combinadas. Por consiguiente, la exergoeconomía es una parte, la más significativa, de la termoeconomía. (Ponce, Silva y Nebra, 2000)

La exergoeconomía es la rama de la ingeniería que combina el análisis exergético y las consideraciones económicas. Así, la exergoeconomía puede definirse como la minimización de los costos ayudado por la exergía (Tsatsaronis, 1996 y Valero, 1997).

En la literatura se reportan diferentes metodologías para el cálculo exergoeconómico, pero todas tienen una característica en común: reconocen que la exergía, no la energía, es la variable de valor, y asignan costos, o precios a las variables exergéticas. Las diferencias quedan en los datos que cada metodología requiere, en el procedimiento para analizar y, eventualmente, en la optimización del sistema de energía. Pueden diferir,

además, en la complejidad del sistema que puede manejarse y en la cantidad y calidad de los resultados (d'Accadia, *et al.*, 2002 y Kim, *et al.*, 2003).

1.4 El *pinch* energético

La tecnología *pinch* actualmente incluye el diseño de redes de recuperación de calor, sistemas de separación, sistemas de remoción de desechos, sistemas de calor y potencia, sistemas de servicios auxiliares, complejos industriales, entre otros.

Sus objetivos, además del mejoramiento de la eficiencia energética del proceso, incluyen reducción del costo de capital, reducción del costo de la energía, reducción de emisiones contaminantes, optimación del uso del agua, mejoramiento de la operación y de la producción.

De acuerdo a Ravagnani, *et al.*, (2005) y Renedo, *et al.* (2003b), 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, etc.) y servicios fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante, y otros) 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 ($\Delta T_{\text{mín}}$) El nivel de temperatura en el cual $\Delta T_{\text{mín}}$ se observa en el proceso es llamado punto *pinch* o condición *pinch*. (Ravagnani, 2003)

De aquí se pueden constatar tres reglas básicas planteadas por Laukkanen (2003) 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* (Laukkanen, 2003)

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

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).

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:

1. Estimación de los objetivos prácticos para el diseño de la red de intercambio de calor.
2. Estimación del valor de $\Delta T_{mín}$ 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 $\Delta T_{mín}$.
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 y Fernández, 2003c).

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*.

1.5 Conclusiones parciales del capítulo

1. La integración energética constituye un paso fundamental en la síntesis y diseño de una planta. Mejora la eficiencia económica de cualquier proceso químico.
2. El método termodinámico de análisis *pinch* es una herramienta simple para la integración y optimización energética de cualquier proceso, su aplicación requiere sólo del conocimiento de algunas variables termodinámicas.
3. Los métodos de programación matemática permiten una optimización más profunda, pero tienen el inconveniente que las funciones que describen los procesos químicos son, por lo general, fuertemente no lineales.
4. Los métodos basados en la Segunda Ley de la Termodinámica tienen mayor aplicación en equipos que realizan trabajo útil, como bombas, turbinas, compresores, entre otros.
5. La mayoría de los estudios de integración energética realizados en Cuba han sido en las refinerías de petróleo, utilizando métodos de programación matemática.

CAPÍTULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS

2.1 Descripción del proceso tecnológico del queso de crema

El queso de crema se elabora a partir de leche fresca, leche en polvo (LEP) y aceite vegetal hasta normalizar los sólidos no grasos ($\approx 7\%$) y la grasa ($\approx 10\%$) y así obtener un producto terminado que cumpla con las especificaciones establecidas.

El proceso (anexo 1, figura 1) comienza en el tanque guarda, donde la leche se estandariza con la grasa vegetal a $65\text{ }^{\circ}\text{C}$ aproximadamente (previamente fundida con agua caliente) proveniente del tanque disolutor de grasa. Posteriormente comienza el proceso simultáneo de homogenización y pasteurización. Para esto se emplea un intercambiador de placas dividido en 3 secciones: una de calentamiento, una de intercambio y otra de enfriamiento. Primeramente, pasa por la zona de intercambio donde se eleva la temperatura de la mezcla normalizada hasta el valor apropiado para su homogenización ($65\text{ }^{\circ}\text{C}$), posteriormente va al homogenizador con el objetivo de distribuir uniformemente los glóbulos de grasa en la mezcla normalizada. A su regreso comienza la primera pasteurización en la sección de calentamiento con la intención de disminuir las poblaciones patógenas de microorganismos y desactivar las enzimas que modifican el sabor. La masa homogenizada se somete a un tratamiento térmico a una temperatura entre $75\text{ }^{\circ}\text{C}$ con un tiempo de retención de 16 – 20 segundos. De ahí va a la zona de intercambio para bajar temperatura a través su intercambio térmico con la mezcla proveniente del tanque guarda. La masa homogenizada se enfría hasta $57\text{ }^{\circ}\text{C}$ aproximadamente y la mezcla normalizada incrementa su temperatura hasta el valor

apropiado para su homogenización. Posteriormente pasa a la sección de frío hasta alcanzar la temperatura de inoculación del cultivo industrial (23 °C).

La masa estandarizada y pasterizada pasa al tanque de maduración donde es inoculada con cultivo industrial. Las bacterias producen fermentación láctea en la que transforman los azúcares de la leche en ácidos lácticos, efectuando la coagulación de la mezcla. La cuajada se deja en completo reposo por un período de 18 horas.

Al día siguiente se adiciona salmuera. La sal además de aportar un sabor salado, se emplea para mejorar la conservación, y para afirmar la textura con su interacción con las proteínas. La cuajada sufre una segunda pasterización, pasando igualmente por las 3 secciones del intercambiador de placas. A la salida de la sección de enfriamiento la cuajada alcanza 11 °C. Se adiciona sorbato de potasio como conservante alimentario, para reducir el desarrollo de las levaduras y de mohos, mejorando así la vida de mercado del alimento. El proceso continúa con el autoprensado en los volteadores para extraerle el suero. Por último, tiene lugar el proceso de prensado con hielo frappé para mantener el frío y evitar aumento de acidez. Con este proceso se acaba de extraer el suero. Al día siguiente se comienza con el envase del producto terminado.

Por otra parte, el cultivo industrial que se adiciona a la masa estandarizada se prepara a partir de una mezcla de leche fresca, enriquecida con leche descremada en polvo. Para la pasterización de la leche estandarizada se hace circular vapor de agua a través del serpentín colocado en el interior del tanque hasta que la mezcla alcanza 92 °C. Luego se deja enfriar hasta la temperatura ambiente disipándose a la atmosfera gran carga térmica. Posteriormente se hace circular agua helada a través del serpentín hasta alcanzar una

temperatura de 23 °C y se inocula en cultivo técnico proveniente del laboratorio. Se deja reposar durante 24 horas.

El consumo de vapor y agua de enfriamiento en la planta es de 0,94 t/h y 55 ton/h respectivamente.

2.2 Descripción del pasteurizador

El pasterizador (anexo 1, figura 2) es un intercambiador de placas. El mismo se encuentra dividido en 3 secciones: sección de calentamiento con 40 placas, sección de intercambio con 65 placas y sección de enfriamiento con 35 placas. Cada placa tiene 30 cm de ancho por 120 cm de alto.

El área total de transferencia de calor del pasterizador es de 50 m² aproximadamente y el de cada placa es de 0,36 m².

2.3 Desarrollo de la tecnología *pinch*

Con el análisis bibliográfico se demuestra que para la integración energética del proceso en estudio el método más adecuado es la tecnología *pinch*, los equipos analizados son intercambiadores de calor, donde no existe transformación de energía en trabajo mecánico.

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):

1. Consumos mínimos de utilidades
2. Número mínimo de intercambiadores

3. Área mínima del intercambiador de calor
4. Costo total

2.3.1 Consumos mínimos de utilidades

Etapa preliminar: Desintegración energética del proceso.

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. 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 (Boehm, 2015).

Etapa I: Identificación de las corrientes y utilidades (frías y calientes).

Las corrientes energéticas son aquellas 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. Estas se clasifican en frías y calientes.

Etapa II: Extracción de los datos térmicos de las corrientes y utilidades del proceso.

Para cada corriente se debe obtener su valor energético (entalpía, capacidad calórica, calor latente, etc.). Estos datos, para corrientes lácteas, se pueden obtener de la literatura especializada (Keenan *et al.*, 1969, Poling *et al.*, 2008, Shilling *et al.*, 2008).

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 la capacidad calórica de las mezclas.

Etapa III: Selección del valor inicial de la temperatura aproximación mínima
($\Delta T_{mín}$).

La temperatura 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. El $\Delta T_{mín}$ inicial se fija, por lo común, en 10 °C (Renedo, *et. al.* 2003c; Kemp, 2007) y representa el punto de partida en la recuperación de calor.

Etapa IV: Construcción del diagrama de intervalos de temperatura.

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 $\Delta T_{mín}$ entre el lado caliente y el 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:

$$Q_{int} = \sum_{i=1}^{Corr\ Cal} (m_i \Delta H_{i\ int}) + \sum_{i=1}^{Corr\ Fria} (m_i \Delta H_{i\ int}) \quad \forall\ int = A \dots Q \quad (2.1)$$

Etapa V: 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.

Para cada intervalo de temperatura se indica el valor energético del mismo (Q_{int}) y 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 intervalo 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.

Etapa VI: Construcción de las curvas compuestas.

Para construir las curvas compuestas:

1. Se separan las corrientes frías de las calientes
2. Se calculan los datos energéticos de cada intervalo de temperatura (Q_{int} : Ec. 2.1)

Una vez representadas ambas tablas de temperatura y entalpía acumulada, la curva compuesta se debe ajustar para el ΔT_{\min} seleccionado. Para ello se mueve la línea de la corriente fría hacia la derecha hasta que ambas líneas queden separadas, en el punto donde más se aproximan por el eje vertical, con una diferencia igual al ΔT_{\min} .

2.3.2 Número mínimo de intercambiadores

Etapa VII: Determinación del número mínimo de intercambiadores requeridos.

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. El número total de intercambiadores de calor a instalar es la suma de intercambiadores sobre y bajo el *pinch*, el cual se determina como:

$$N_{\text{intercambiadores sobre el pinch}} = N_{\text{corrientes}} + N_{\text{utilidades calientes}} - 1 \quad (2.2)$$

$$N_{\text{intercambiadores bajo el pinch}} = N_{\text{corrientes}} + N_{\text{utilidades frías}} - 1 \quad (2.3)$$

Etapa VIII: Distribución de las cantidades a intercambiar.

Después se debe proponer una red preliminar de intercambio de calor entre las corrientes. El objetivo de esta etapa consiste en determinar, para cada intercambiador de calor, las corrientes involucradas y cantidad de energía intercambiada.

Etapa IX: Diseño de la red de intercambiadores de calor.

En este punto se determina la posición de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo y se calcula la temperatura de salida o entrada para cada corriente según corresponda:

$$T_{salida_{corr_cal}} = T_{entrada_{corr_cal}} - \frac{Q}{m \cdot Cp} \quad (2.4)$$

$$T_{entrada_{corr_cal}} = T_{salida_{corr_cal}} + \frac{Q}{m \cdot Cp} \quad (2.5)$$

$$T_{salida_{corr_fria}} = T_{entrada_{corr_fria}} + \frac{Q}{m \cdot Cp} \quad (2.6)$$

$$T_{entrada_{corr_fria}} = T_{salida_{corr_fria}} - \frac{Q}{m \cdot Cp} \quad (2.7)$$

Es importante analizar, en cada intercambiador de calor, que la diferencia entre las temperaturas de las corrientes calientes y frías sea mayor o igual al $\Delta T_{mín}$ seleccionado:

$$\Delta T_{Frio} = T_{salida_{Corr_caliente}} - T_{entrada_{Corr_Fria}} \quad (2.8)$$

$$\Delta T_{Caliente} = T_{entrada_{Corr_caliente}} - T_{salida_{Corr_Fria}} \quad (2.9)$$

En caso de existir intercambiadores que no garanticen el $\Delta T_{mín}$ se debe realizar otra distribución. En términos prácticos se debe considerar la precisión del instrumento utilizado para la medición de la temperatura.

2.3.3 Área mínima del intercambiador de calor

Etapa X: Cálculo del área de transferencia de calor y del consumo de utilidades

Se realiza el diseño preliminar de los intercambiadores:

Paso 1: Especificar los flujos, temperaturas y propiedades físicas.

Paso 2: Calcular la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) y el factor de corrección de temperaturas, F_T .

Paso 3: Calcular el coeficiente global de transferencia de calor (U_D) mediante los coeficientes individuales o estimar un valor de la literatura especializada.

Paso 4: Calcular el área de transferencia de calor del intercambiador:

$$A_{IC} = \frac{Q}{U_D \cdot LMTD \cdot F_T} \quad (2.10)$$

Y se calculan los caudales de las utilidades frías (generalmente como calor sensible) y calientes (generalmente como calor latente):

$$m = \frac{Q}{c_p (T_2 - T_1)} \quad \text{o} \quad m = \frac{Q}{\Delta H_{fg}} \quad (2.11)$$

Las temperaturas de entrada (T_1) y salida (T_2) del agua de enfriamiento y otros refrigerantes y las presiones de vapor de calentamiento pueden ser estimadas mediante reglas heurísticas (Couper, *et al.*, 2005).

2.3.4 Costo total

Etapa XI: Estimación del costo de la inversión

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 es estimado, aproximadamente, mediante las fichas de costo aportadas por el Dpto. Económico de la UEB (anexo 2).

El costo de inversión de los intercambiadores de calor de placa se estima por la correlación de Maroulis y Saravacos (2003) (anexo 3).

$$C_{eq} = C_{exc} \cdot A^{n_{exc}} \quad (2.12)$$

Donde:

C_{exc} : es el costo unitario del equipo ($C_{exc} = 3000 \text{ \$/m}^2$)

n_{exc} : factor de escala

C_{eq} : Costo del equipo ($C_{eq} = 0,65$)

Los valores del costo unitario y del factor de escala son extraídos de la misma bibliografía (anexo 3).

CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se exponen los resultados de varias alternativas de integración. Como se enunció en el capítulo 2, las redes de intercambio no son únicas, se pueden obtener varias y todas ser viables. Un análisis de los mismos permite seleccionar la variante más factible económicamente.

3.1 Variante 1: Pasterización de la Cuajada con Sal

Actualmente en la UEB, una vez incorporada la salmuera a la cuajada, se realiza una segunda pasterización (pasterización de la cuajada con sal). Como resultado de la desintegración energética se obtuvo el diagrama mostrado en el anexo 4. Se eliminan todos los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso y en su lugar se indica el calentamiento y enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final respectivamente.

La tabla 3.1 muestra las corrientes identificadas y clasificadas según sus temperaturas iniciales y finales, además de las necesidades calóricas y energía remanente de dichas corrientes respectivamente. Como resultado se obtienen 9 corrientes (5 frías y 4 calientes).

Tabla 3.1: Datos de las corrientes involucradas en la variante 1

Corrientes	c (kW/K)	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (kW)
C1	7,53	15	12	22,59
C2	0,69	12	65	-36,57
C3	0,24	30	65	-8,33
C4	7,07	18	75	-402,80
C5	7,07	75	23	367,47

C6	7,99	23	75	-415,56
C7	7,99	75	11	511,46
C8	0,40	30	90	-23,78
C9	0,40	90	23	26,55
				41,03

El calor neto del sistema es la suma del calor de todas las corrientes y representa la cantidad de energía adicional que debe suministrarse o eliminarse del sistema mediante utilidades para lograr el balance energético. El mismo fue de 41,03 kW, lo que indica que el calor debe ser eliminado mediante utilidades frías. En otras palabras, la cantidad de utilidades frías debe superar a las calientes en 41,03 kW.

Los datos de calores específicos para cada corriente se muestran en el anexo 5 (Engineering-ToolBox, 2016). Para las corrientes compuestas por dos o más sustancias, los calores específicos se determinan por medio de la expresión de Poling (2008) y se muestran en el anexo 6.

Se fija como ΔT inicial 10 °C (Renedo, *et. al.*, 2003a; Kemp, 2007). Otros autores (Couper, 2005) recomiendan diferencias mínimas de temperatura inferiores cuando en el proceso las utilidades son mayormente refrigerantes.

En el diagrama de intervalo de temperaturas (figura 3.1) se observan 11 intervalos identificados con letras de forma consecutiva desde la A hasta la K, que representan los diferentes niveles de temperatura del sistema.

El calor de cada intervalo se calcula como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías (Ec. 2.1)

Donde $T_{cal_{m\acute{a}x}}$ y $T_{cal_{m\acute{i}n}}$ son las temperaturas máximas y máximas 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.

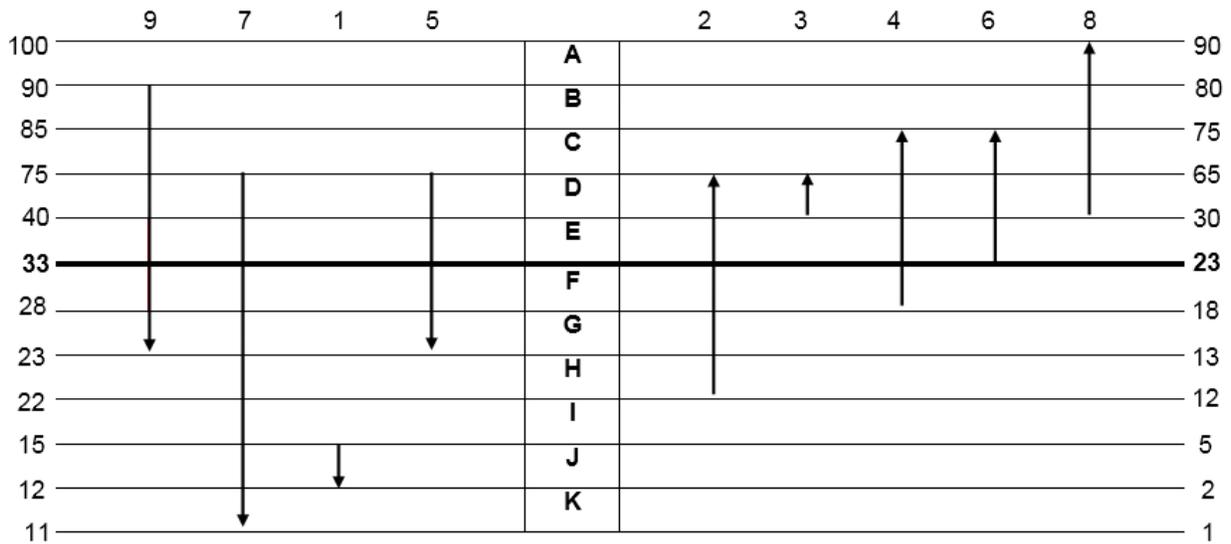


Figura 3.1: Diagrama de intervalo de temperaturas para la Variante 1

Los resultados obtenidos en el balance de energía se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2: Calor calculado para cada intervalo en kW

<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>D</i>	<i>E</i>	<i>F</i>	<i>G</i>	<i>H</i>	<i>I</i>	<i>J</i>	<i>K</i>
-3,96	0	150,58	-32,48	-2,06	38,49	73,82	7,30	55,94	46,57	7,99

El calor neto del sistema es la suma de calor de todos los intervalos y el mismo es de 41,03 kW. Una vez más se corrobora lo estimado en el análisis de las corrientes (tabla 3.1): el sistema tiene un exceso de calor de 41,03 kW por lo que la cantidad de utilidades frías debe superar a las calientes en esta cifra.

Mediante el diagrama de cascada (figura 3.2) se determinan, además, las necesidades mínimas de calefacción del sistema y las necesidades de refrigeración:

$$Q_{utilidades\ calientes} = 189,08\ kW$$

$$Q_{utilidades\ frías} = 230,11\ kW$$

Estas cantidades de energía deben suministrarse o eliminarse del sistema mediante utilidades para lograr el balance energético.

Como se ha mencionado con anterioridad, el calor neto del sistema es la diferencia de calor entre las utilidades frías y calientes. Como resultado se obtienen 41,03 kW .

Mediante el diagrama de cascada (figura 3.2) además es posible determinar que el *pinch* energético se produce entre los intervalos de temperatura E y F, que es el punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos de temperatura es cero.

Utilizando el diagrama de intervalos de temperaturas (figura 3.1) se puede determinar que los intervalos E y F están separados por el nivel de temperatura de 23 °C y 33 °C .

$$\text{Por tanto } T_{pinch\ fría} = 23\ ^\circ\text{C} \text{ y } T_{pinch\ caliente} = 33\ ^\circ\text{C}$$

Un análisis similar puede realizarse mediante las curvas compuestas (anexo 7). La diferencia de entalpía a bajas temperaturas corresponde a la energía que se debe remover (230 kW) y la diferencia de entalpía a altas temperaturas corresponde a la energía que se debe suministrar (189 kW). La mayor aproximación entre la curva de corrientes calientes y la de corrientes frías ocurre en el intervalo de 23 a 33 °C .

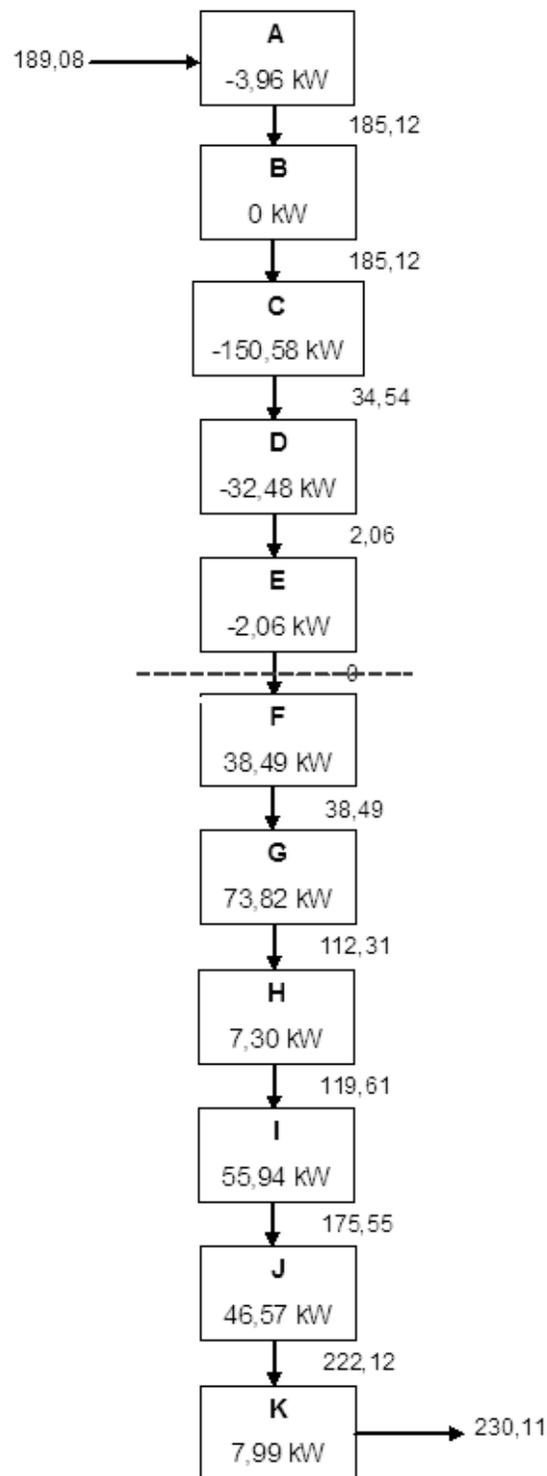


Figura 3.2: Diagrama de cascada para la Variante 2

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.

Cumpliendo las reglas de oro de la tecnología *pinch*, definidas en el primer capítulo, el número de intercambiadores de calor se calculó por separado sobre el *pinch* (Ec. 2.2) y bajo este (Ec. 2.3).

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 14.

Se proponen dos redes preliminares de intercambio de calor sobre y bajo el *pinch*, donde se determinan, para cada intercambiador, las corrientes involucradas (figuras 3.3 y 3.4).

En la primera propuesta (3.1.1) se intercambia el flujo de masa estandarizada pasteurizada (C5) con el flujo de masa estandarizada a pasteurizar (C4), de igual manera ocurre con la cuajada con sal (esta propuesta es similar a la que se encuentra operando actualmente).

En el caso del cultivo industrial, actualmente se pasteuriza la leche con vapor de agua que circula a través del serpentín colocado en el interior del tanque hasta que la mezcla alcanza 92 °C. Luego se deja enfriar hasta la temperatura ambiente disipándose a la atmósfera. Posteriormente se hace circular agua helada a través del serpentín hasta alcanzar una temperatura de 23 °C. Con la propuesta 3.1.1 se aprovecha este calor residual disminuyendo el consumo de portadores energéticos de la UEB actualmente.

A partir de la propuesta de intercambio de energía quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí.

3.1.1 Intercambio entre Masas estandarizadas y entre Cuajadas

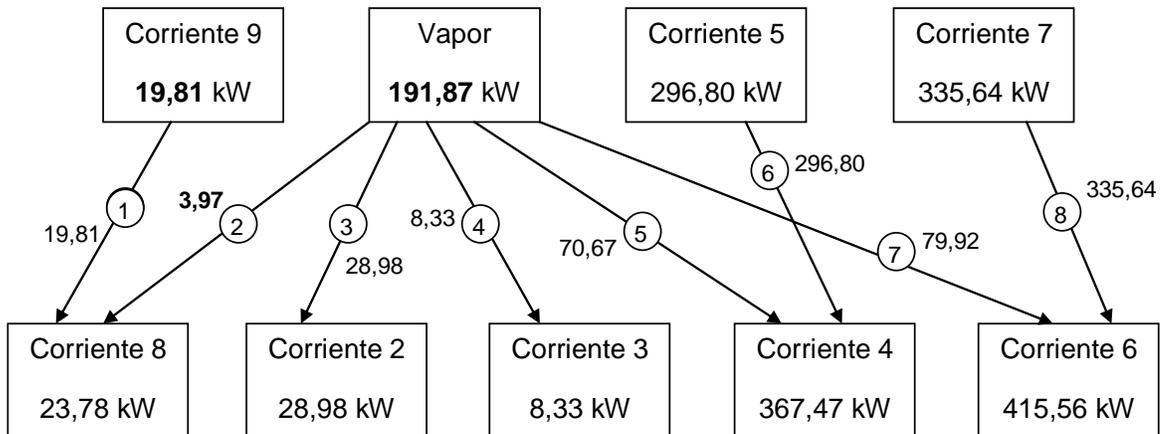


Figura 3.3: Propuesta de intercambio sobre el pinch para la alternativa 3.1.1

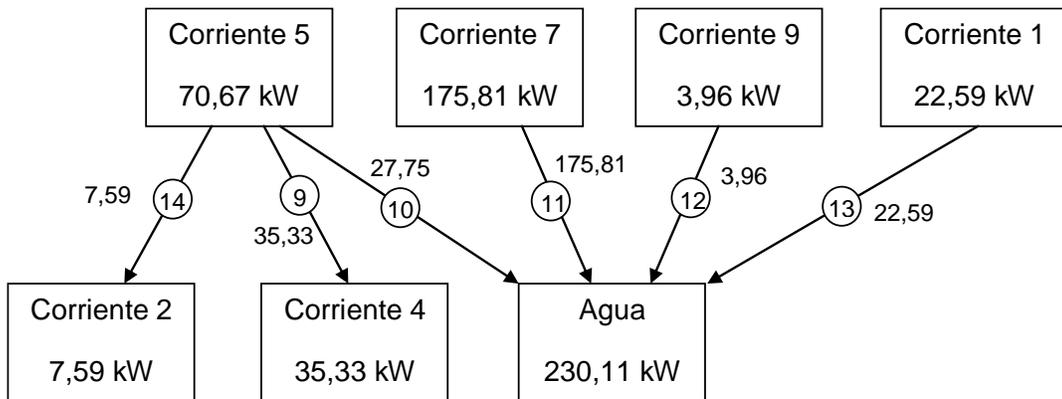


Figura 3.4: Propuesta de intercambio bajo el pinch para la alternativa 3.1.1

Ubicando el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo, la propuesta preliminar de intercambio de calor se muestra en la figura 3.5.

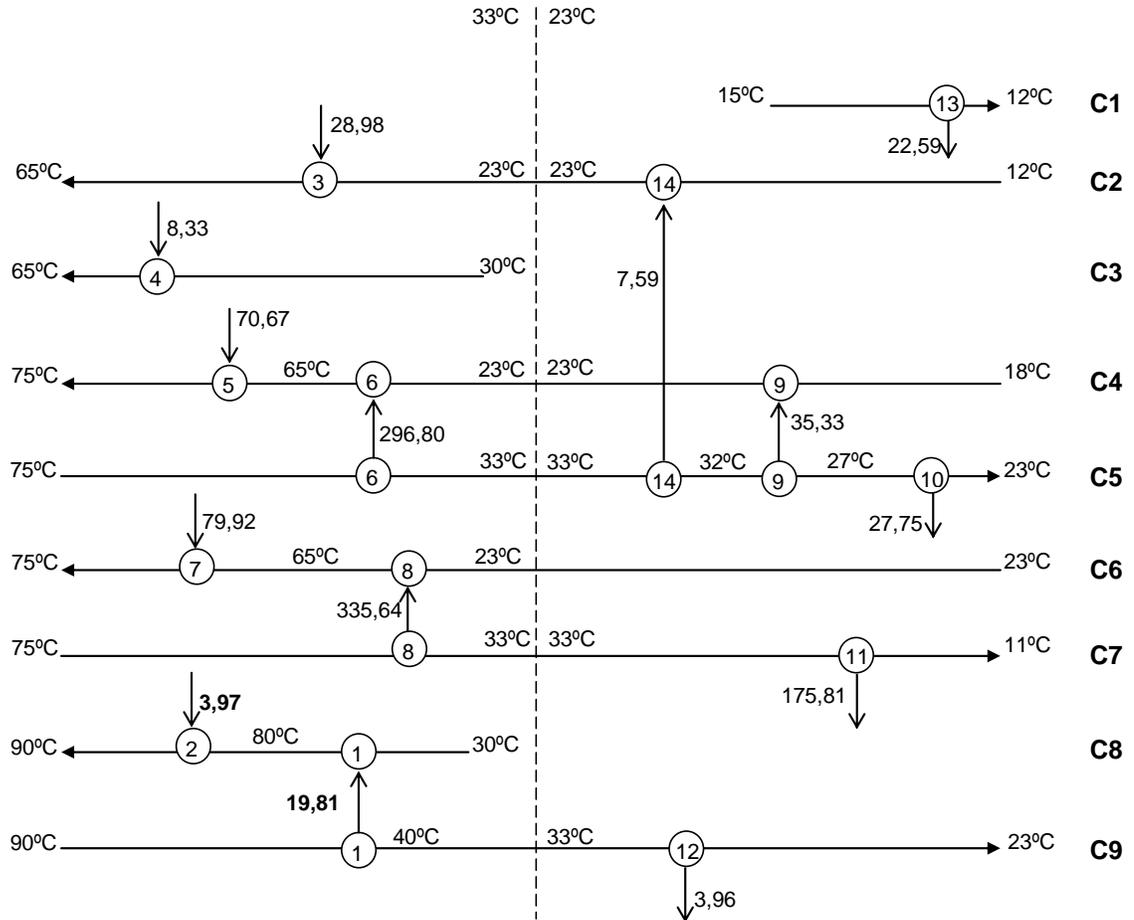


Figura 3.5: Propuesta preliminar de la red de intercambio de calor (propuesta 3.1.1)

Los calores están expresados en kW.

Las temperaturas de entrada y salida de cada corriente a cada intercambiador son determinadas por medio de las expresiones 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7.

Los intercambiadores 10, 11, 12 y 13 emplean utilidades frías. El flujo de agua de enfriamiento necesario se calcula mediante la ecuación 2.11, siendo $c_p = 4,18 \text{ kW}\cdot\text{s}/\text{kg K}$

obtenido de la bibliografía (Kern, 1999, figura 2, p. 909) y la temperatura de entrada del agua helada entre 1 y 5 °C (Couper, et al., 2005).

El requerimiento total de utilidades frías, en forma de agua de enfriamiento, es de 49 474,2 kg/h.

El flujo de agua necesario en cada uno de los intercambiadores se muestra en el anexo 8.

En el caso de los intercambiadores de calor 2, 3, 4, 5 y 7 la temperatura del vapor es de 143 °C (se corresponde con la presión del generador de vapor: 4 kgf/cm²). El flujo de utilidades calientes necesarias en dichos intercambiadores se determina a través de la expresión 2.11, donde la diferencia de entalpía del cambio de fase $\Delta H_{fg} = 2\,133,61$ kJ/kg (Keenan, 1969 y ChemicalLogic, 2012).

El requerimiento de utilidades calientes, en forma de vapor saturado en el área energética, es de 323,73 kg/h. El flujo de vapor a utilizar por cada calentador se muestra en el anexo 8.

El anexo 9 constituye una tabla resumen con los resultados obtenido por las ecuaciones 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7; así como la diferencia entre las temperaturas de las corrientes calientes y frías, demostrándose que son mayores o iguales al ΔT mínimo seleccionado.

El diagrama de flujo integrado energéticamente para la propuesta 3.1.1 se muestra en el anexo 10.

El área de transferencia de calor viene dada por la ecuación 2.10; utilizando, para intercambiadores de placa, un factor de corrección $F_T = 0,95$ (Lamb, 2001, p. 26/442). El coeficiente de transferencia de calor U_D se estima mediante la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Valores de coeficientes de calor

Tipo de fluido	U_D (W/m² °C)
Glycol - Glycol	2300 – 4000
Agua – agua	5700 - 7400
Leche – agua	
Leche – leche	
Leche - vapor	

Fuente: Shilling *et al.* (2008)

Los resultados obtenidos en el cálculo del área de transferencia de calor de los intercambiadores se pueden apreciar en el anexo 11.

3.1.2 Intercambio de Masas estandarizadas con Cuajada

En este epígrafe se propone utilizar el calor, que actualmente se disipa a la atmósfera como resultado de la pasterización de la leche para cultivo industrial (C9), para calentar el flujo de leche a disolver con grasa vegetal (C3). Además, se propone intercambiar la cuajada con sal (C7) con una $T = 80$ °C resultante de la segunda pasterización, con la masa estandarizada a pasterizar (C7 – C4) y a su vez disminuir la temperatura de la masa estandarizada a inocular (C5) por medio del intercambio calórico con la cuajada con sal a pasterizar (C5 – C6).

Se propone la red preliminar de intercambio de calor entre las corrientes para esta propuesta. Para ello se analizaron, de igual forma, las redes de intercambio sobre y bajo

el *pinch* (figura 3.6 y 3.7 respectivamente). Con esta etapa se determinaron las corrientes involucradas para cada intercambiador de calor.

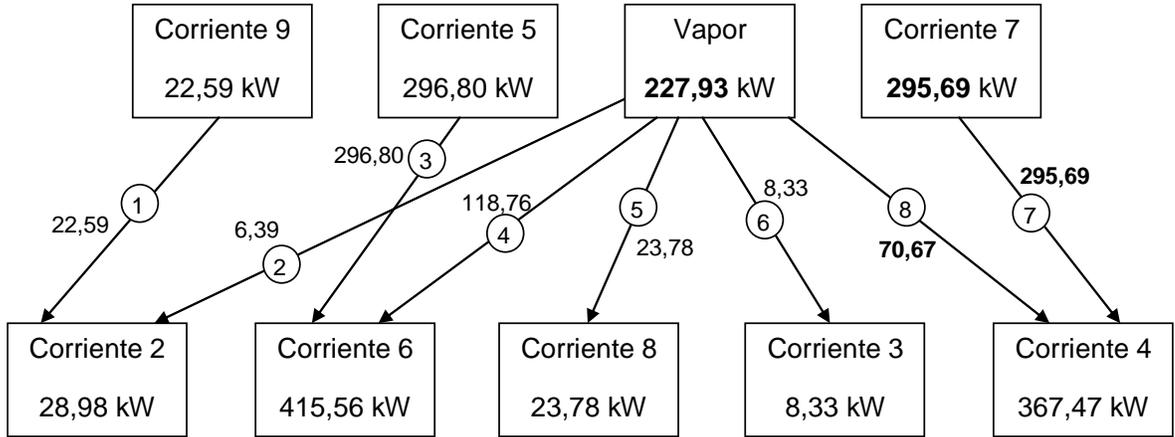


Figura 3.6: Propuesta de intercambio sobre el pinch (Propuesta 3.1.2)

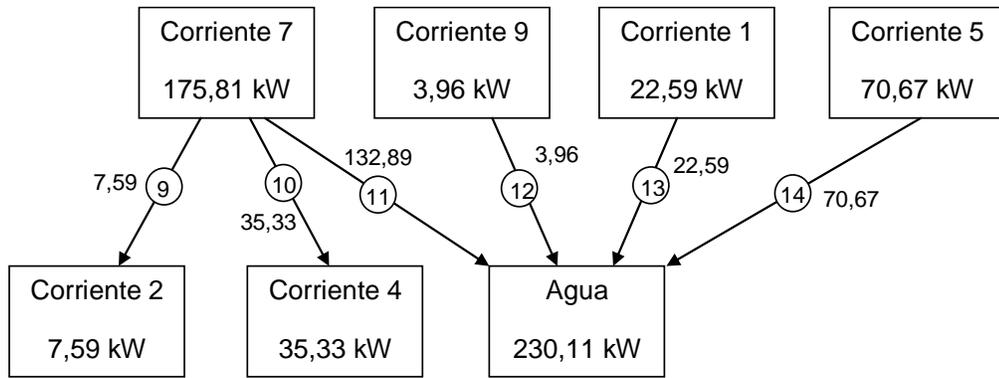


Figura 3.7: Propuesta de intercambio bajo el pinch (Propuesta 3.1.2)

A partir de la propuesta de intercambio de energía quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí.

Los intercambiadores de calor son ubicados en la red (figura 3.8). Sobre cada intercambiador se indica el calor que debe intercambiar y las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos.

En el anexo 12 se muestra una tabla resumen con los resultados obtenidos por las ecuaciones 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7; así como la diferencia entre las temperaturas de las corrientes calientes y frías, demostrándose que son mayores o iguales al ΔT mínimo seleccionado.

Además, se determinan los flujos de utilidades frías y calientes por medio de la expresión 2.11. Los resultados se muestran en el anexo 13.

Se construye el diagrama de flujo del proceso integrado energéticamente (anexo 14) y se realiza el diseño de los intercambiadores (anexo 15). Para esto se calculan las áreas de transferencia de calor, según lo descrito en la variante anterior.

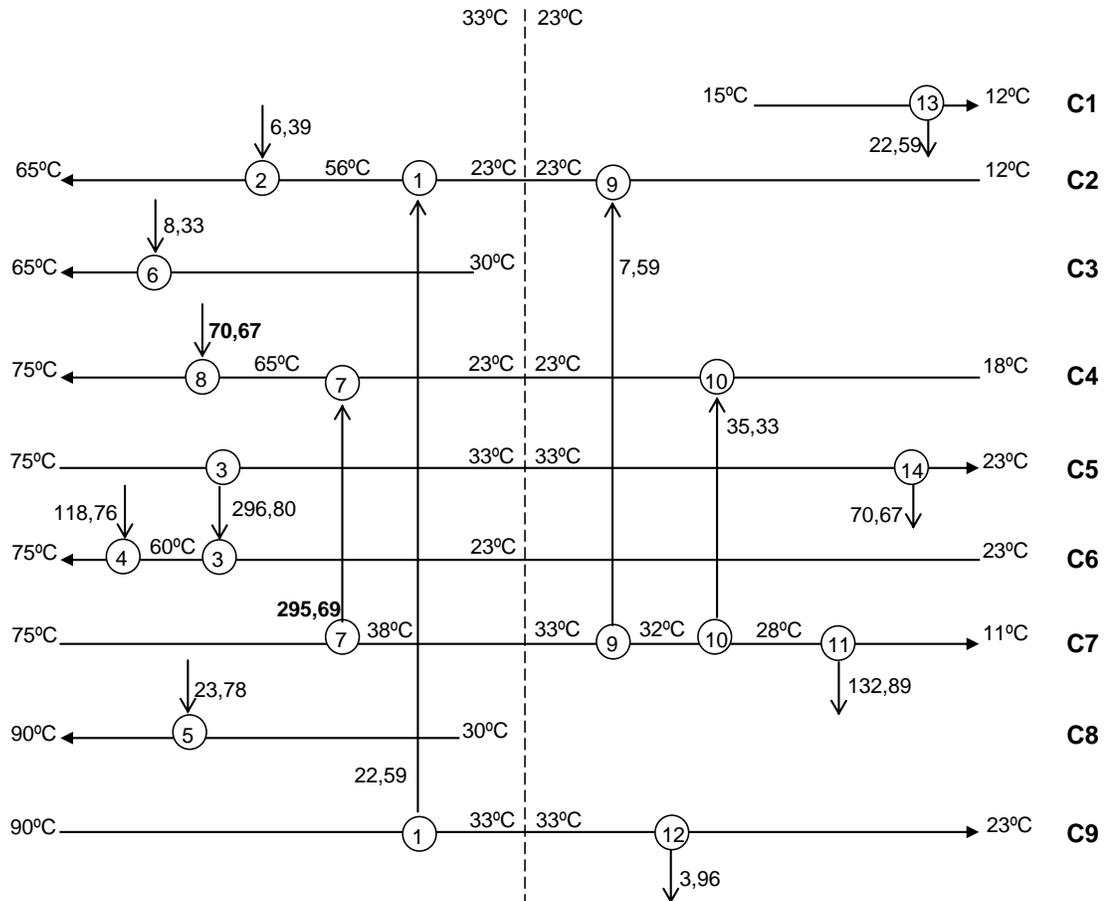


Figura 3.8: Propuesta preliminar de la red óptima de intercambiadores.

(Propuesta 3.1.2)

3.2 Variante 2: Pasterización de la salmuera

En esta segunda variante se propone eliminar la segunda pasterización de la cuajada (anexo 16: diagrama de flujo desintegrado energéticamente para estas variantes) que, desde el punto de vista tecnológico, provoca debilitamiento del coágulo, deficiencias en el proceso de desuere y, por consiguiente, pérdidas en el proceso productivo (Mirabal-Quintero y Codovés-Urquiza, 2015 y Oliva-Caballero y García-Guerra, 2015).

El principal objetivo de la segunda pasteurización es eliminar los microorganismos patógenos incorporados con la salmuera. Es por ello que, en lugar de pasteurizar nuevamente la cuajada, se propone pasteurizar la salmuera antes de ser incorporada en el tanque de maduración.

Aunque desde el punto de vista tecnológico resultaría factible, surge la interrogante si desde el punto de vista económico también lo sería.

La tabla 3.4 muestra las corrientes identificadas y clasificadas según sus temperaturas iniciales y finales, además de las necesidades calóricas y energía remanente de dichas corrientes respectivamente. Como resultado se obtienen 10 corrientes (5 frías y 5 calientes).

El calor neto del sistema es la suma del calor de todas las corrientes es de 29,42 kW . Este resultado infiere al de la variante 1 en 11,61 kW .

Tabla 3.4: Datos de las corrientes involucradas en la variante 2

Corrientes	c (kW/K)	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (kW)
1	7,530	15	12	22,59
2	0,690	12	65	-36,57
3	0,238	30	65	-8,33
4	7,067	18	75	-402,80
5	7,067	75	23	367,47
6	0,531	30	75	-23,87
7	0,531	75	30	23,87
8	0,396	30	90	-23,78
9	0,396	90	23	26,55

10	7,024	23	11	84,29
				29,42

Como $Q_{neto} > 0$, el calor debe ser eliminado mediante utilidades frías

Las capacidades calóricas de las corrientes compuestas fueron determinadas de forma análoga a la Variante 1 (anexo 17).

El diagrama de intervalo de temperatura se muestra en la figura 3.9. Puede observarse que la T_{pinch} por el lado frío es de 30 °C y por el lado caliente es de 40 °C. Este intervalo fue determinado por el diagrama de cascada (Figura 3.10) donde se observa que el *pinch* energético se produce entre los intervalos de temperatura D y E, que es el último punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos de temperatura es cero.

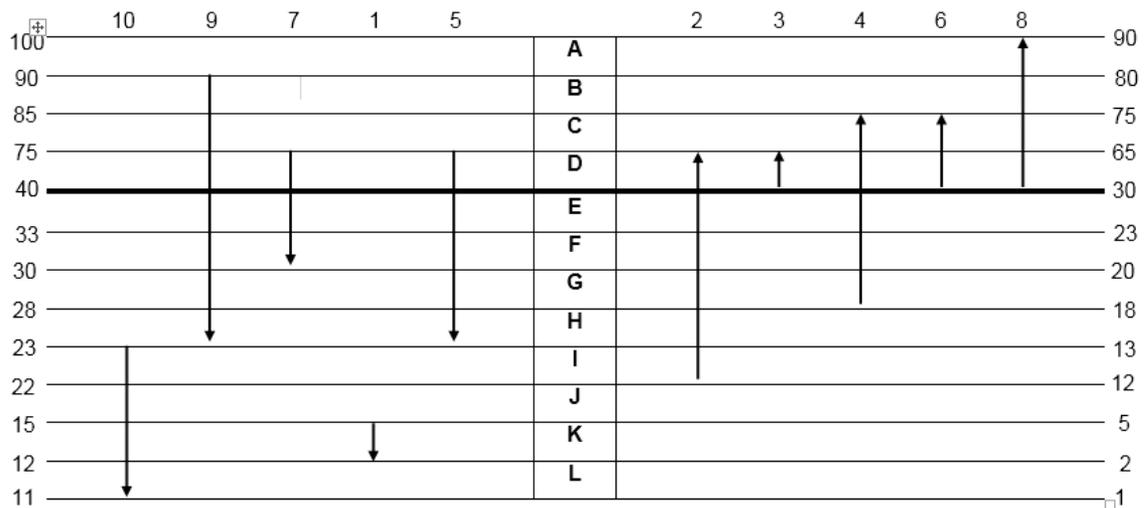


Figura 3.9: Diagrama de Intervalos de temperaturas (Variante 2)

El diagrama de cascada permite obtener la cantidad óptima de energía que se debe suministrar y extraer del proceso mediante utilidades. Como resultado, debe suministrarse 112,41 kW. Al final toda la energía remanente del proceso se pasa a la utilidad fría por lo que se necesitan 141,83 kW.

Un resultado similar puede apreciarse mediante el diagrama de curvas compuestas que se muestra en el anexo 18.

A través de las ecuaciones 2.2 y 2.3 se determinó el número de intercambiadores de calor sobre y bajo el *pinch*, siendo de 8 y 7 respectivamente, para un total de 15 intercambiadores de calor.

Esta variante 2 ha sido dividida en dos variantes. En la primera, el calor residual de la pasterización de la salmuera se aprovecha para pasterizar el cultivo industrial y en la segunda el calor residual se utiliza para calentar la salmuera alimentada.

En ambas propuestas se proponen las redes preliminares de intercambio de calor sobre y bajo el *pinch* (figuras 3.11 y 3.12 respectivamente) donde se determinan, para cada intercambiador, las corrientes involucradas.

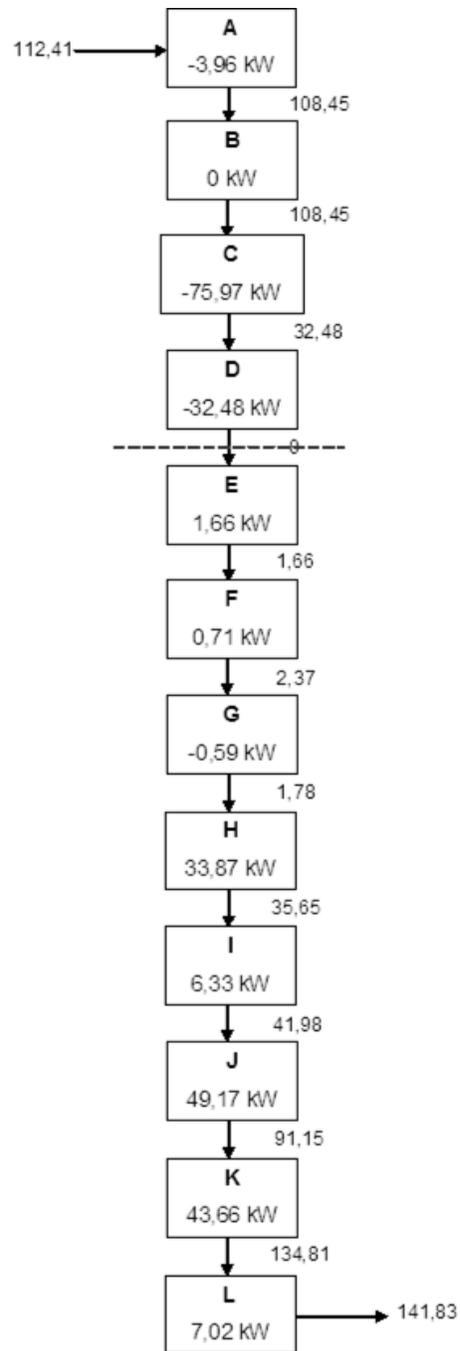


Figura 3.10: Diagrama de cascada para la Variante 2

3.2.1 Intercambio de Salmuera con Cultivo

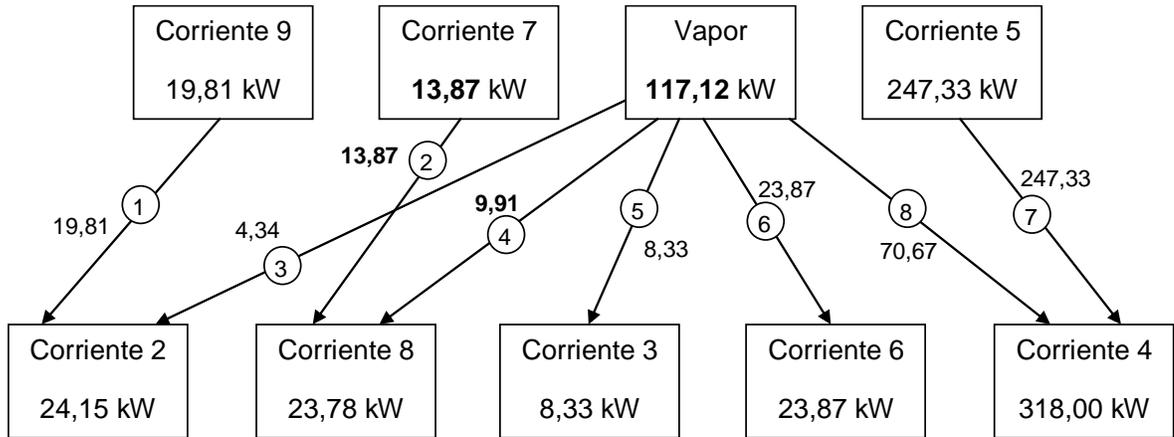


Figura 3.11: Propuesta de intercambio sobre el pinch (propuesta 3.2.1)

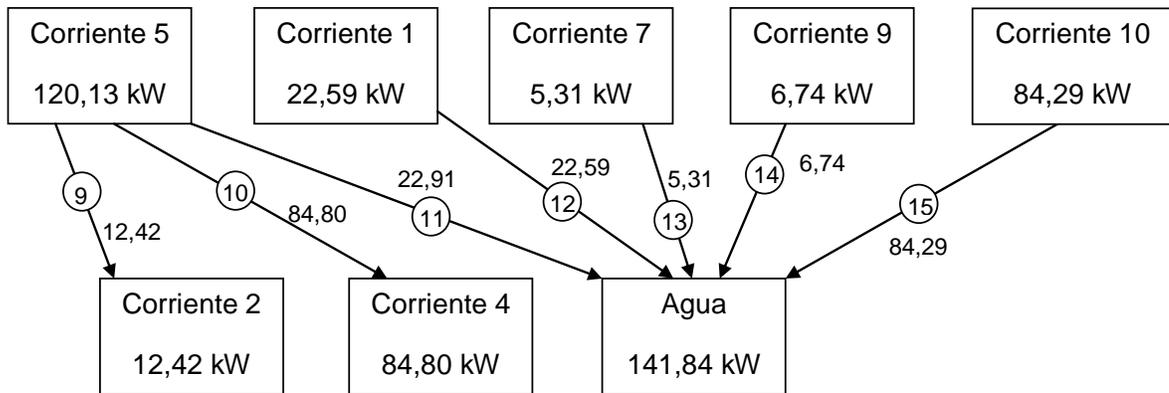


Figura 3.12: Propuesta de intercambio bajo el pinch (propuesta 3.2.1)

La propuesta preliminar de la red de intercambio de calor entre las corrientes se muestra en la figura 3.13.

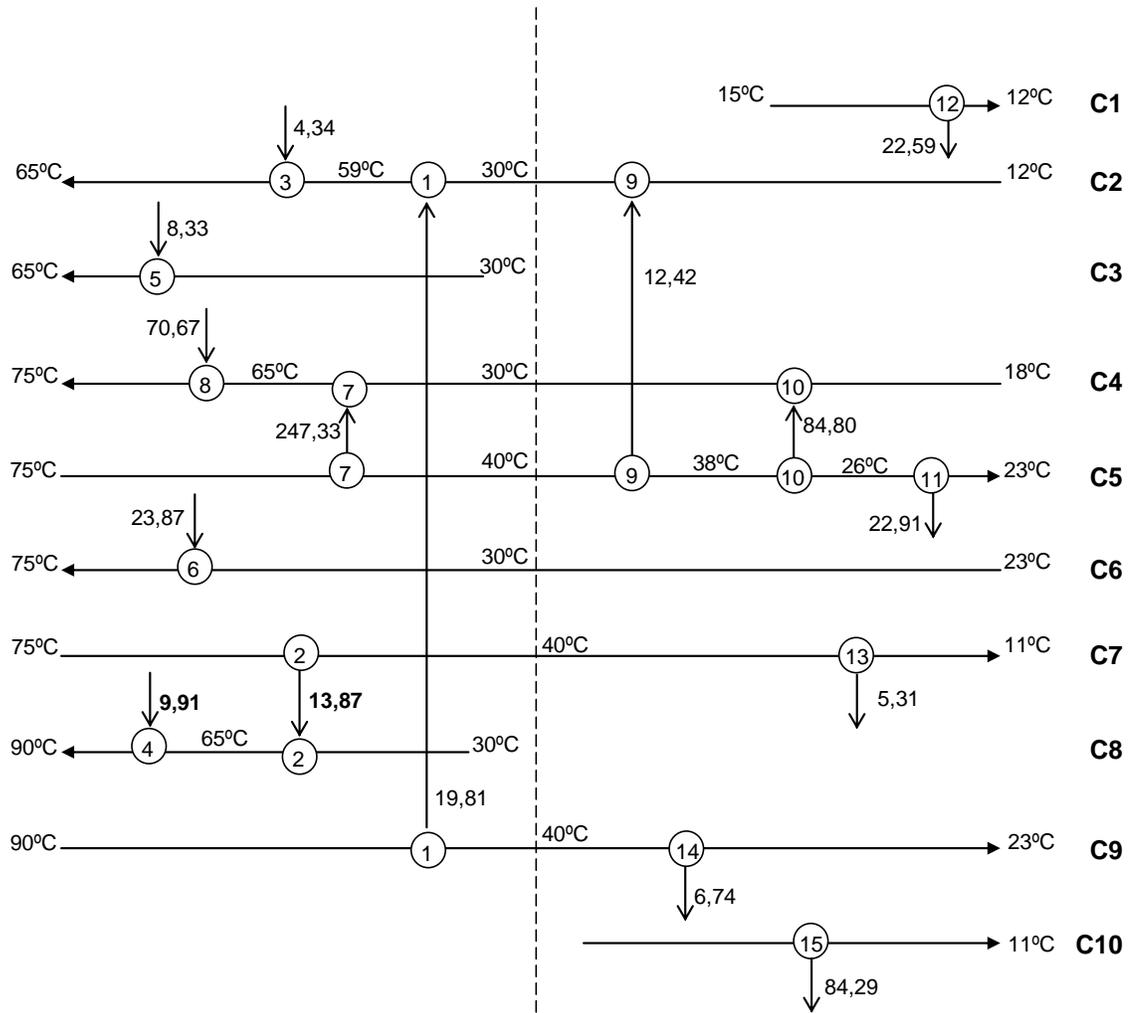


Figura 3.13: Propuesta preliminar de la red óptima de intercambiadores. (Propuesta 3.2.1)

Siguiendo la metodología descrita en las variantes anteriores, se determinaron los flujos de utilidades, cuyos resultados se muestran en el anexo 19.

Las áreas de transferencia de calor de cada intercambiador fueron calculadas y los valores resultantes han sido reflejados en el anexo 20.

Las diferencias de temperaturas entre los fluidos son mayores que el ΔT mínimo seleccionado ($10\text{ }^{\circ}\text{C}$) (anexo 21).

El diagrama de flujo integrado energéticamente se muestra en el anexo 22.

3.2.2 Intercambio de Salmuera con Salmuera

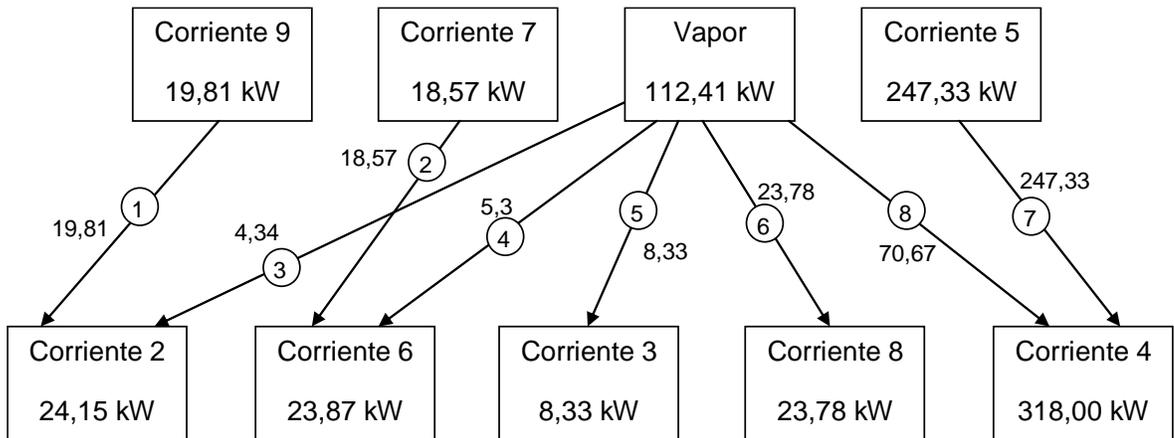


Figura 3.14: Propuesta de intercambio sobre el pinch (alternativa 3.2.2)

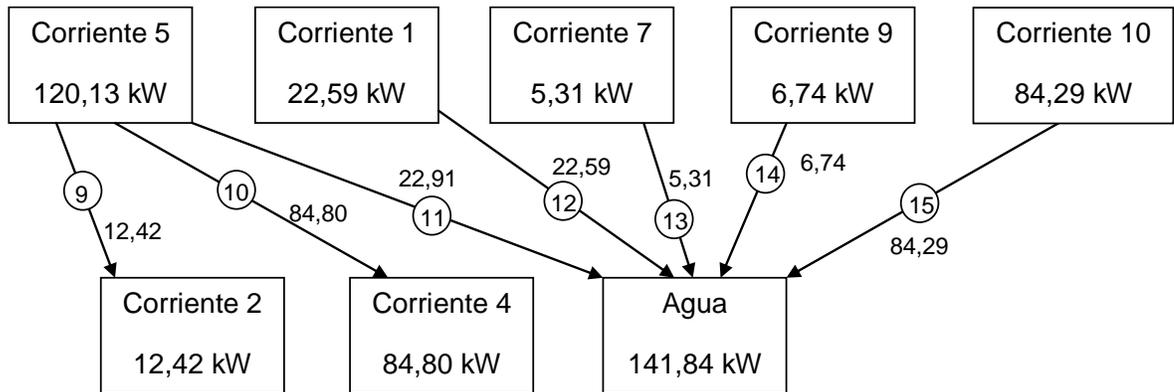


Figura 3.15: Propuesta de intercambio bajo el pinch (alternativa 3.2.2)

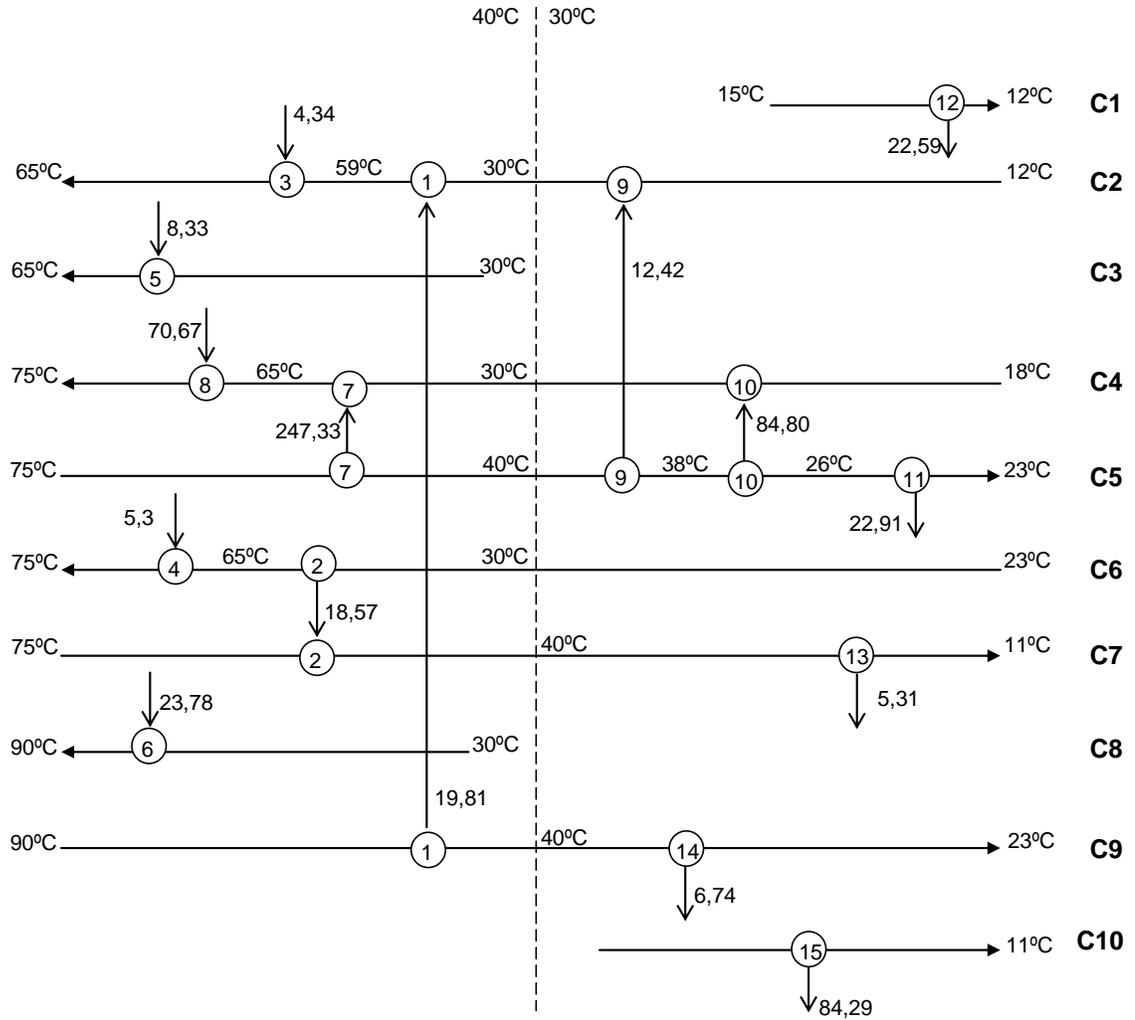


Figura 3.16: Propuesta preliminar de la red óptima de intercambiadores. (Alternativa 3.2.2)

Una vez propuesta la red preliminar de intercambio de calor entre las corrientes, se determinan las corrientes involucradas para cada intercambiador de calor. A partir de la propuesta de intercambio de energía quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí.

En el anexo 23 se muestra una tabla resumen con los resultados de las temperaturas, así como la diferencia entre las temperaturas de las corrientes calientes y frías, demostrándose que son mayores al ΔT mínimo seleccionado.

Además, se determinan los flujos de utilidades frías y calientes por medio de la expresión 2.11. Los resultados se muestran en el anexo 24.

Se construye el diagrama de flujo del proceso integrado energéticamente (anexo 25) y se realiza el diseño de los intercambiadores (anexo 26). Para esto se calculan las áreas de transferencia de calor.

3.3 Análisis tecnológico

La tabla 3.5 muestra un resumen de todos los resultados obtenidos para las 2 variantes y sus subvariantes.

Tabla 3.5: Resumen de los resultados obtenidos

Parámetros	Variante 1	Variante 2
Q neto (kW/K)	43,01	29,42
No. de corrientes	9	10
No. de Corrientes frías	5	5
No. de Corrientes calientes	4	5
ΔT_{pinch} (°C)	23-33	30-40
Q utilidades frías (kW) (teórico)	230,11	141,83
Q utilidades calientes (kW) (teórico)	189,08	112,41
No. intercambiadores de calor total	14	15

No. interc. de calor sobre el <i>pinch</i>	8		8	
No. interc. de calor bajo el <i>pinch</i>	6		7	
Subvariante	3.1.1	3.1.2	3.2.1	3.2.2
Q utilidades frías (kW) (real)	230,11	230,11	141,84	141,84
Q utilidades calientes (kW) (real)	191,86	227,93	117,12	112,42
Área total de transf. de calor (m ²)	12,99	16,92	8,08	8,09

El análisis *pinch* indica que el requerimiento teórico de utilidades calientes de la variante 1 excede a la 2 en 76,67 kW. Sin embargo, con esta distribución no se logra que $\Delta T \leq 10$ °C en todos los casos. Un análisis de las variantes, con el objetivo de respetar este ΔT , arroja que, en lugar de 189,08 kW, las variantes 3.1.1 y 3.1.2 requieren realmente de 191,86 y 227,93 kW respectivamente. De igual manera ocurre con la variante 3.2.1 que requiere de 117,12 kW en lugar de 112,41 kW.

En cuanto a las utilidades frías, el requerimiento de la variante 1 también supera a la 2 en 88,28 kW.

Para efectuar la integración energética de la variante 1 se necesitan 14 intercambiadores de calor y para la 2 se necesitan 15. A pesar de que esta última excede en un intercambiador a la variante 1, el área de transferencia de calor total es inferior.

De la tabla 3.5 se concluye que la variante 2 es la más factible desde el punto de vista tecnológico. De esta, la variante 3.2.2 (el calor residual de la pasterización de la salmuera se aprovecha para calentar la salmuera alimentada) resulta de mayor interés a la entidad porque la operación es continua y el intercambio se realiza entre corrientes similares, lo que reduce el riesgo de contaminación. La variante 3.2.1 (salmuera con cultivo) implica

el intercambio alterno con vapor porque el cultivo se elabora cada 2 días. Esta variante también aumenta el riesgo de contaminación del cultivo.

Otra conclusión arribada con el análisis de la tabla 3.5 es que el intercambiador de placas que se encuentra operando actualmente en la entidad puede ser utilizado en las propuestas de integración energética ya que su área supera los 50 m², lo que disminuye los costos de inversión.

3.4 Análisis económico

3.4.1 Estimación del costo de los intercambiadores de calor.

Para la estimación del costo de construcción, instalación y montaje de intercambiadores de placa pueden ser utilizadas correlaciones empíricas. Según Maroulis y Saravacos (2003) el costo de los intercambiadores de placas puede ser estimado por medio de la expresión 2.12.

El costo de los intercambiadores de calor para cada variante se muestra en la tabla 3.7 (el análisis detallado puede ser apreciado en los anexos 11, 15, 20 y 26 respectivamente).

3.4.2 Cálculo del costo de las utilidades y total

El índice de consumo del generador de vapor se reporta en las fichas de costo del Departamento Económico de la UEB (anexo 2). A partir de esta información se calculan los datos del combustible que se reflejan en la tabla 3.6.

Tabla 3.6: Datos del combustible

Precio comb. (\$/L)	Densidad (kg/L)	Precio comb. (\$/kg)	Flujo comb. (L/d)
0.295673	0.9607	0.3078	280

El costo de producción de agua helada es de 0,40 \$/m³.

Teniendo en cuenta los flujos de utilidades de cada variante y los datos de vida útil para los intercambiadores, se determina sus costos anuales.

Tiempo de vida útil del intercambiador (Balajee y Reddy, 2016) = 10 años

Días hábiles en un año = 312

Los mismos se encuentran detallados en la tabla 3.7.

Tabla 3.7: Resultados económicos obtenidos

	Variante 1		Variante 2	
	3.1.1	3.1.2	3.2.1	3.2.2
Costo anual IC (\$/a)	3 173,94	3 773,40	2 401,18	2 404,38
Utilidades cal (\$/a)	3 344,78	3 973,48	2 207,84	2 207,84
Utilidades frías (\$/a)	6 174,38	6 174,38	3 805,89	3 805,89
TOTAL (\$/a)	12 693,10	13 921,26	8 414,91	8 418,12

De la tabla 3.7 se puede concluir que la variante 2 es la que resulta más factible desde el punto de vista económico lo que coincide con el análisis realizado desde el punto de vista tecnológico con la integración energética.

3.4.3 Propuesta de reutilización de intercambiadores.

Como se ha mencionado en el epígrafe 3.3, el intercambiador de placas que opera actualmente en la planta, puede ser utilizado en la nueva configuración del flujo tecnológico, lo que disminuye los costos por sustitución de importaciones en \$2 230,38 (tabla 3.8)

En la variante 1 se requieren 14 intercambiadores, por lo que se necesitan 13 divisores de placas. En el pasteurizador actual hay instalados dos divisores. Como resultado se deben

adquirir 11 nuevos divisores. La variante 2 necesita 15 intercambiadores, por lo que es deben adquirir 12 nuevos separadores. El costo de los divisores es 140 USD (Loh, *et al.*, 2002).

Este resultado se aprecia en la tabla 3.8.

Tabla 3.8: Resultados económicos obtenidos por sustitución de importaciones.

	variante 1		variante 2	
	3.1.1	3.1.2	3.2.1	3.2.2
Divisores (\$/a)	154,00	154,00	168,00	168,00
Utilidades cal (\$/a)	3 344,78	3 973,48	2 207,84	2 207,84
Utilidades frías (\$/a)	6 174,38	6 174,38	3 805,89	3 805,89
TOTAL (\$/a)	9 673,16	10 301,86	6 181,74	6 181,74

CONCLUSIONES

1. Después de integrar energéticamente la planta, se reduce el consumo de utilidades calientes en 0,7 t/h y de utilidades frías en 24,5 ton/h.
2. El método de tecnología *pinch* es el más apropiado para integrar la planta, porque no existe transformación de energía en trabajo mecánico.
3. Se demostró que es técnica y económicamente factible la inversión propuesta con un costo de operación de 6 181,74 \$/a.
4. Se puede reutilizar el pasteurizador actual con la única inversión de 12 divisores necesarios en la nueva configuración del flujo tecnológico.

RECOMENDACIONES

1. Una vez determinada la posibilidad de integrar energéticamente el proceso se recomienda optimizar la diferencia mínima de temperatura.

BIBLIOGRAFÍA

Alicante, U. (2005). *Applications of Mathematical Programming for automated Design and Operation of Chemical Processes* Retrieved from <http://iq.ua.es>

Atkins, M. J. & Walmsley, M. R. W. (2013). Applications of process integration methodologies in dairy and cheese production. En *Handbook of process integration*, University of Waikato, New Zealand: Woodhead Publishing Limited.

Balajee, R., & Reddy, C. C. S. (2016). Process safety in revamps projects. In G. P. Rangaiah (Ed.), *Chemical Process Retrofitting and Revamping: Techniques and Applications* (pp. 57-80): John Wiley & Sons.

Becker, H., Vuillermoz, A. & Maréchal, F. (2012). Heat pump integration in a cheese factory. *Applied Thermal Engineering*, vol. 43, pp. 118-127

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.

Biegler, L. T., Grossma, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic Methods of Chemical Design*.

Boehm, R. F. (2015). *Developments in the Design of Thermal Systems*: Cambridge University Press.

Borroto, A. (2001). *Gestión energética empresarial*: Editorial Universidad de Cienfuegos, Cuba.

Boyce, M. P., Edwards, V. H., & Cowley, T. W. (2008). *Transport and storage of fluids*: Perry's Chemical Engineers. 8va Ed. New York: McGraw-Hill. Sección 6.

Calzadilla, L. (2016). *Integración energética mediante programación lineal en la sección de Hidrofinación de Diesel de una refinería de petróleo*. Trabajo de diploma en ingeniería química. Universidad de Matanzas, Cuba.

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.

Chang, H. (2004). *Exergy Analysis and Exergoeconomic Analysis of an Ethylene Process*: Department of Chemical Engineering, Tamkang University.

ChemicalLogic (2012). *SteamTab V3.0: thermodynamic and transport properties of water and steam*: ChemicalLogic, Corp. Woburn, MA, USA.

CheResources (2004). *Pinch Technology: Basics for Beginners* Retrieved from <http://www.cheresources.com>

Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2005). *Chemical process equipment: selection and design* (2 ed.). Oxford: Gulf Professional Publishing (Elsevier)

Covas, J.A. (2012). *Propuesta de mejora de la red de intercambio de calor de la planta de Reformación Catalítica de la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos"*. Trabajo final de especialidad. Universidad de Matanzas, Cuba.

d'Accadia, M. D., *et al.* (2002). Determining the optimal configuration of a heat exchanger with a two-phase refrigerant using exergoeconomics. *Applied Energy*. Volume 71 March: 191-203.

Engineering-ToolBox. (2016). *Liquids and fluids: specific heats*. 2016, from http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html

Espinosa, R., Ezquerra, Y., & Castellanos, J. (2004). Análisis de algunos índices del trabajo energético en centrales azucareros. *Centro Azúcar No. 2 abril - junio: 15 - 21*.

Gómez, J. L., Monleón, M., & Ribes, A. (1990). *Termodinámica: Análisis Exergético*: Barcelona.

González, A. (2014). *Integración energética mediante programación lineal en la unidad de desmineralización de aceite de una refinería de petróleo*. Trabajo de diploma en ingeniería química. Universidad de Matanzas, Cuba.

González, E. (2006). *La integración de procesos en la producción de biocombustibles en condiciones energéticamente sustentables y ambientalmente compatibles*: Buenos Aires, Argentina.

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.

González, S. *et al.* (2007). *La integración de procesos en la reducción de energéticos en la industria química*: Universidad Central. Villa Clara, Cuba.

Grisales, R., Sánchez, O. J, Gutiérrez, L. F. (2005). *Heat integration of fermentation*

and recovery steps for fuel ethanol production from lignocellulosic biomass. Paper presented at the Mercosur Cong. Chemical Engineering and 41 h Mercosur Cong. Process Systems Engineering. Río de Janeiro, Brasil.

Gundersen, T. (2000). *A process integration primer:* SINTEF Energy Research. IEA Implementing Agreement on Process Integration. Dept. of Thermal Energy and Hydro Power.

Gundersen, T. (2005). *Process integration as applied to large energy users and producers.* Paper presented at the 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems ECOS2005 Trondheim, Noruega.

Jiménez, O. L. (2006). *La integración de procesos y la tecnología pinch.* Paper presented at the 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.

Keenan, J. H., Keyes, F. G., & Hill, P. G. (1969). *Steam Tables Thermodynamic Properties of Water Including Vapor, Liquid, and Solid Phases:* John Wiley & Sons Inc.

Kemp, I. C. (2007). *Pinch analysis and process integration:* 2^{da} edición. Elsevier, Londres.

Kim, S.M., *et al.* (2003). *Exergoeconomic analysis of thermal systems:* Mechanical Engineering Department, Chung-Ang University Seoul.

Lamb, B. R. (2001). Heat exchanger. In R. K. Mobley (Ed.), *Plant engineer's handbook* (pp. 26/439 - 426/445). Boston: Butterworth-Heinemann.

Laukkanen, T. (2003). *A Methodology for Cost-Effective Thermal Integration of Production Plant Sections and the Utility System*: Department of Mechanical Engineering, Helsinki University of Technology. Degree of Licentiate of Science in Technology.

Linnhoff, B. (1986). User guide on process integration for efficient use of energy. *Inst. Chem. Eng. London*.

Linnhoff, B. (1989). Pinch technology for the synthesis of optimal heat and power systems. *Journal of Energy Resources Technology*. pp. 137-147.

Linnhoff, B., & Flower, J. (1978). Synthesis of Heat Exchanger Networks: I Systematic Generation of Energy Optimal Networks. *AIChE Journal*, 24, No 4, pp 633-642.

Linnhoff, B., & Turner, J. A. (1981). Heat-recovery networks: new insights yield big savings. *Chemical Engineering*, 88 22, pp. 56-70.

Loh, H.P., Lyons, J. & White, Ch.W. (2002). *Process equipment cost estimation*. National Energy Technology Laboratory (NETL). US Department of Energy, Pittsburgh (USA).

- Lugo, R. (2017). *Propuesta de la red de intercambio de calor en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo*. Tesis de maestría. Universidad de Matanzas, Cuba.
- Maroulis, Z. B., & Saravacos, G. D. (2003). *Food Process Design* (Vol. 126): CRC Press.
- Mateos, E. (2004). *Análisis Exergético de una planta de hidrodealquilación de tolueno y una planta simplificada de síntesis de amoníaco mediante el método de distribución de cargas exergéticas*: Departamento de Ingeniería Química y Alimentos, Universidad de las Américas, Puebla. México. Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos.
- Mirabal-Quintero, L. & Codovés-Urquiza, J. C. (2015). *Incidencia del uso de los cultivos Liofilizados y del coagulante Genético en la eficiencia, calidad y en el rendimiento Quesero*. Proyecto final del curso en industria láctea. Escuela Superior de Lechería, Nueva Helvecia, Uruguay.
- Mofid, G. B., Hossein, Y.J. & Mohammadtaghi, K. (2011). Optimization of heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 31, pp.779-784.
- Muñoz, M. J. (2009). *Tesis en opción al título de ingeniero químico*: Facultad Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico J. A. Echeverría.
- Oliva-Caballero, B.D. & García-Guerra, S. (2015). *Estudio de una propuesta tecnológica en el proceso de queso crema natural para mejorar su rendimiento*. Proyecto final del curso en industria láctea. Escuela Superior de Lechería, Nueva

Helvecia, Uruguay.

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.

Pérez, A.D. (2013). *Propuesta de integración energética en la destilería de la corporación Cuba Ron de Cárdenas*. Trabajo de diploma en ingeniería química. Universidad de Matanzas, Cuba.

Poling, B. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Rowley, R. L., & Wilding, W. V. (2008). Physical and Chemical Data. In D. W. Green & R. H. Perry (Eds.), *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (pp. 2:497-492:498). New York: McGraw-Hill.

Ponce, F. R., Silva, E., & Nebra, S. A. (2000). *Thermoeconomic Analysis of Big GT CC Cogeneration Plant: Brazil*.

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*.

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*.

Renedo, C. J., Fernández, P. (2003a). Tecnología pinch I. *Ingeniería Química. No. 402. Mayo 2003*.

Renedo, C. J., Fernández, P. (2003b). Tecnología pinch II. *Ingeniería Química. No. 403. Junio 2003.*

Renedo, C. J., Fernández, P. (2003c). Tecnología pinch III. *Ingeniería Química. No. 404. Julio 2003.*

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.*

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.*

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.*

Ríos C. M, G. R., Cardona C. A. (2004). Integración térmica de procesos a través de tecnología Pinch. *Rev. Naos 18: 25-32.*

Rivero, H.L. (2016). *Integración energética en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.* Trabajo de diploma en ingeniería química. Universidad de Matanzas, Cuba.

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.

Serna, M., Jiménez, A. (2004). An area targeting algorithm for the synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*. Vol. 59, pp. 2517 – 2520.

Shilling, R. L., Bernhagen, P. M., Goldschmidt, V. M., Hrnjak, P. S., Johnson, D., & Timmerhaus, K. D. (2008). Heat-Transfer Equipment. In D. W. Green & R. H. Perry (Eds.), *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (pp. 11/56-11/57). New York: McGraw-Hill.

Shivakumar, K., & Narasimhan, S. (2002). A robust and efficient NLP formulation using graph theoretic principles for synthesis of heat exchanger networks. *Computers and Chemical Engineering*. No. 26: 1517 – 1532.

Smith, R., Jobson, M., Chen, L. (2010). Recent development in the retrofit of heat exchanger networks. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 30, pp. 2281-2289.

Teopa, E., Picón, M., Rodriguez, M.A. (2005). Thermal integration of trigeneration systems. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 25, pp. 973–984.

Tsatsaronis, G. (1993). Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems. *Energy Combustion Science*. No. 19: 227 – 257.

Tsatsaronis, G. (1996). Exergoeconomics: Is It Only a New Name? *Chemical Engineering Technology*. No. 19: 163 – 169.

Tsatsaronis, G. (1997). *A Review of Exergoeconomic Methodologies*: Center for Energy Power. Tennessee Technological University. Cookeville, Tennessee.

Tsatsaronis, G., & Morán, M. (1997). Exergy - Aided Cost Minimization. *Energy Conversion and Management*. Vol. 38 No. 15-17: 1535 – 1542.

Universidad de Cienfuegos (2002). *Gestión y economía energética*: Folleto de la Maestría Eficiencia Energética. Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”.

Valero, A. (1997). Los balances de Entropía, Exergía y Energía. *Ingeniería Química* 1997. Mayo.

Wall, G., Gong, M. (1996). *Exergy analysis versus pinch technology*. Paper presented at the 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.

Yamaret, Y.C. (2016). *Integración energética mediante programación lineal en la planta de reformación catalítica e hidrofínación de naftas de una refinería de petróleo*. Trabajo de diploma en ingeniería química. Universidad de Matanzas, Cuba.

Yang, J. L., & et al. (2003). *Exergy analysis of transcritical carbon dioxide refrigeration cycle with an expander*.

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.

Zamora, Y. (2009). *Evaluación energética del sistema de destilación de la Ronera Cárdenas*: Trabajo de diploma. Instituto Superior Politécnico José A. Echeverría.

Anexo 1: Diagrama de flujo del proceso de producción de queso de crema

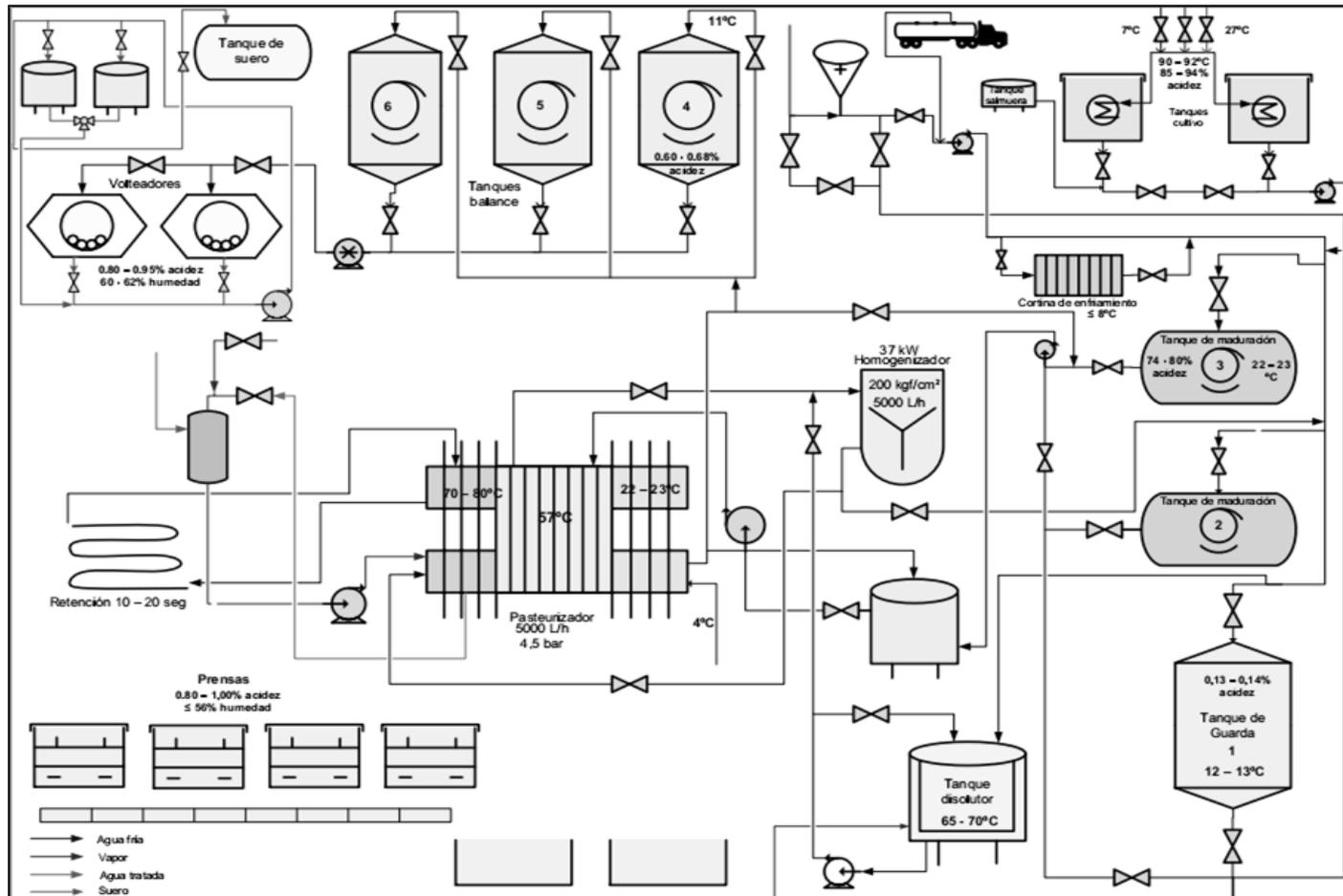


Figura 1: Diagrama de flujo del proceso

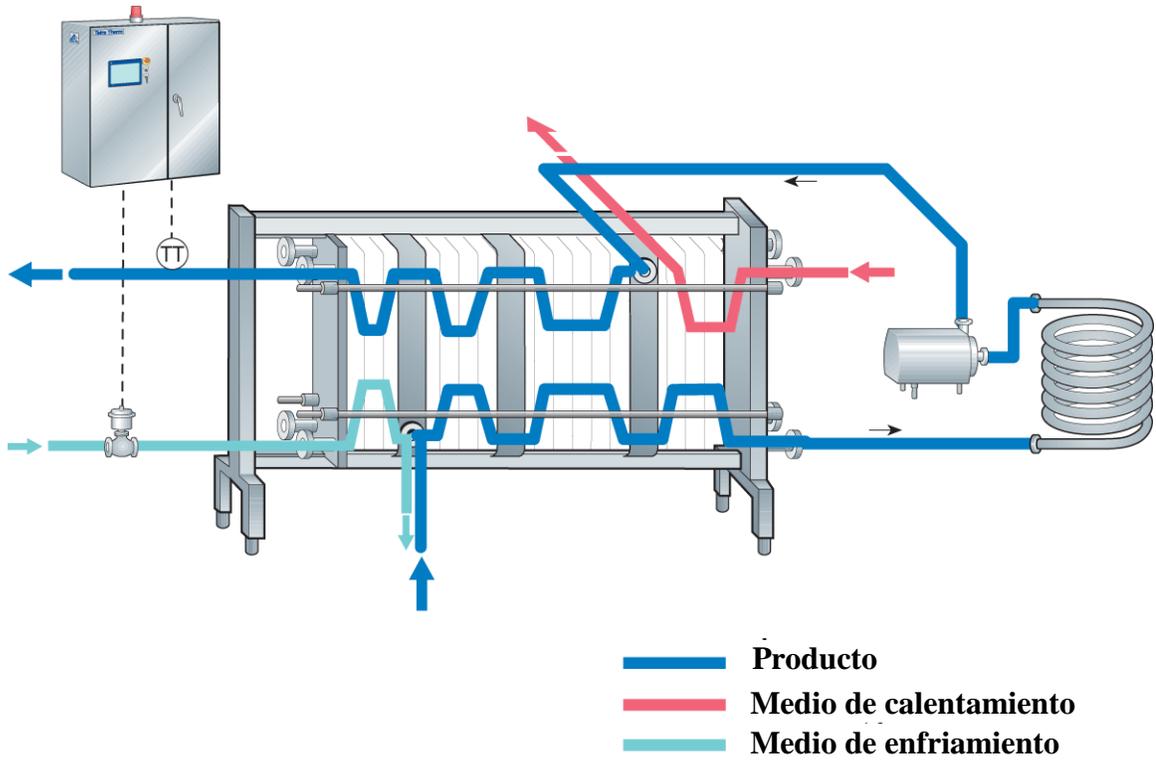


Figura 2: Detalle del diagrama de flujo del pasteurizador

Anexo 2: Ficha de costo del Departamento económico.

ÁREA DE GENERACIÓN DE VAPOR		
Producción de caldera	t vap/h	2,5
Tiempo de trabajo de la caldera	h/día	9
Consumo combustible caldera	L/t QC	140
Precio unitario combustible	\$/L	0,295673
Precio unitario combustible	\$/ton	307,77
Índice de consumo de vapor	t vap/t comb	83,64

QC: queso crema

SALA DE MÁQUINAS		
Precio unitario del agua tratada	\$/m ³	0,10
Precio unitario del agua de helada	\$/m ³	0,40

Anexo 3: Estimación del costo de intercambiadores de placa

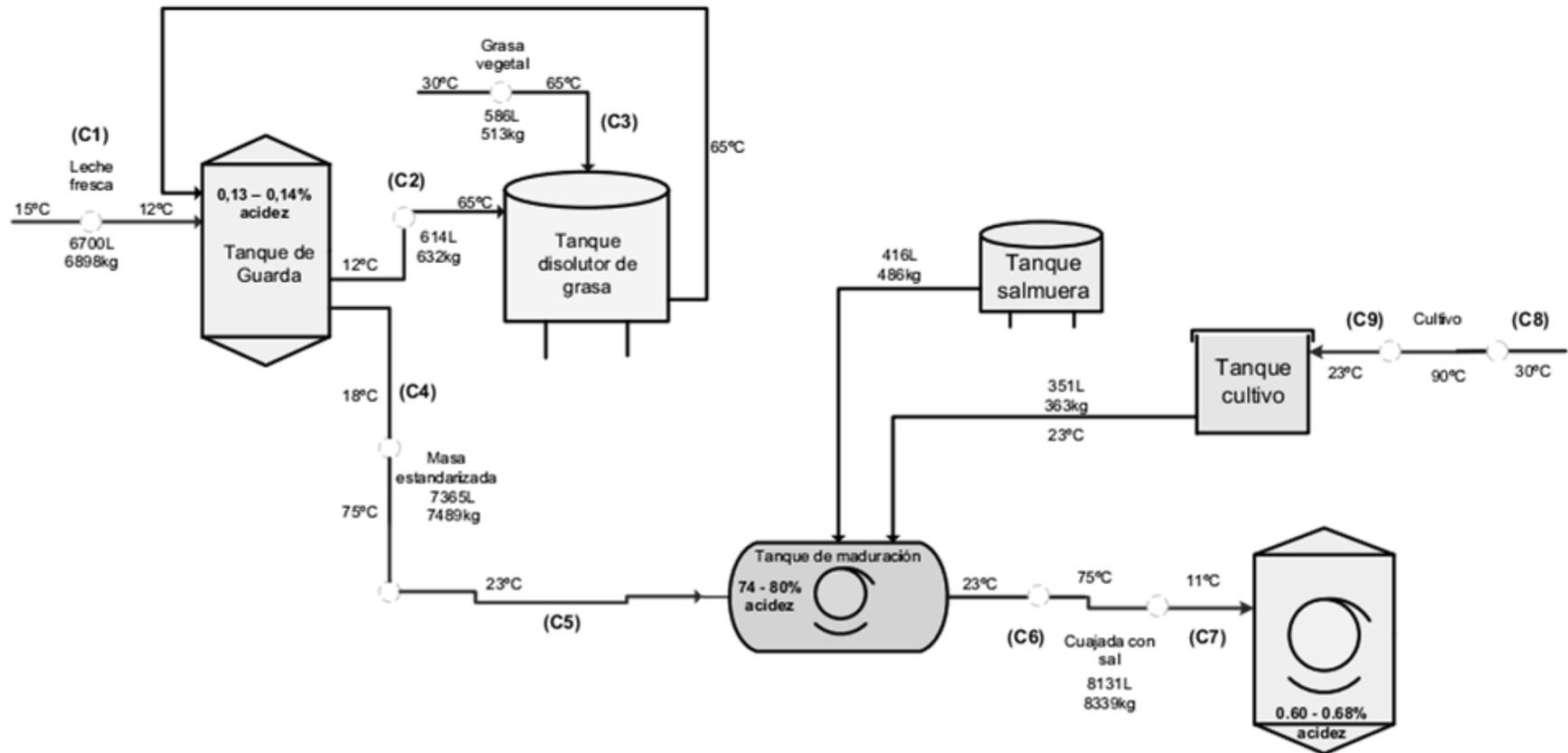
Equipment cost		
$C_{eq} = C_{exc} A^{n_{exc}}$		(F01)
Annual operating cost		
$C_{op} = (C_s Q + C_e E) t_y$		(F02)
Total annual cost (objective function)		
$TAC = e C_{eq} + C_{op}$		(F03)
where the Capital Recovery Factor is calculated from the equation		
$e = \frac{i_r(1+i_r)^{l_f}}{(1+i_r)^{l_f} - 1}$	(F04)	
Cost Data		
C_{exc}	\$/m ²	Heat exchange unit cost
n_{exc}	-	Heat exchanger scaling factor
C_s	\$/kWh	Cost of heating steam
C_e	\$/kWh	Cost of electricity
t_y	hr/yr	Annual operating time
i_r	-	Interest rate
l_f	yr	Lifetime

Fuente: Maroulis y Saravacos (2003)

Donde:

C_{exc}	= 3.00 k\$/m ²	Heat exchanger
n_{exc}	= 0.65	Heat exchanger

Anexo 4: Diagrama de flujo desintegrado energéticamente para las propuestas 3.1.1 y 3.1.2



C1: Leche fresca

C2: Leche fresca al Tanque disolutor de grasa

C3: Grasa vegetal

C4: Masa estandarizada

C5: Masa estandarizada pasterizada

C6: Cuajada con sal

C7: Cuajada con sal pasterizada

C8: Magra para cultivo

C9: Masa estandarizada

Anexo 5: Calores específicos.

Corrientes	C_p (kJ/kgK)
Leche fresca (C1)	3,93
Salmuera	3,93
Grasa vegetal (C3)	1,67

Anexo 6: Cálculo del calor específico de las corrientes compuestas por 2 o varios fluidos.

(Variante 1).

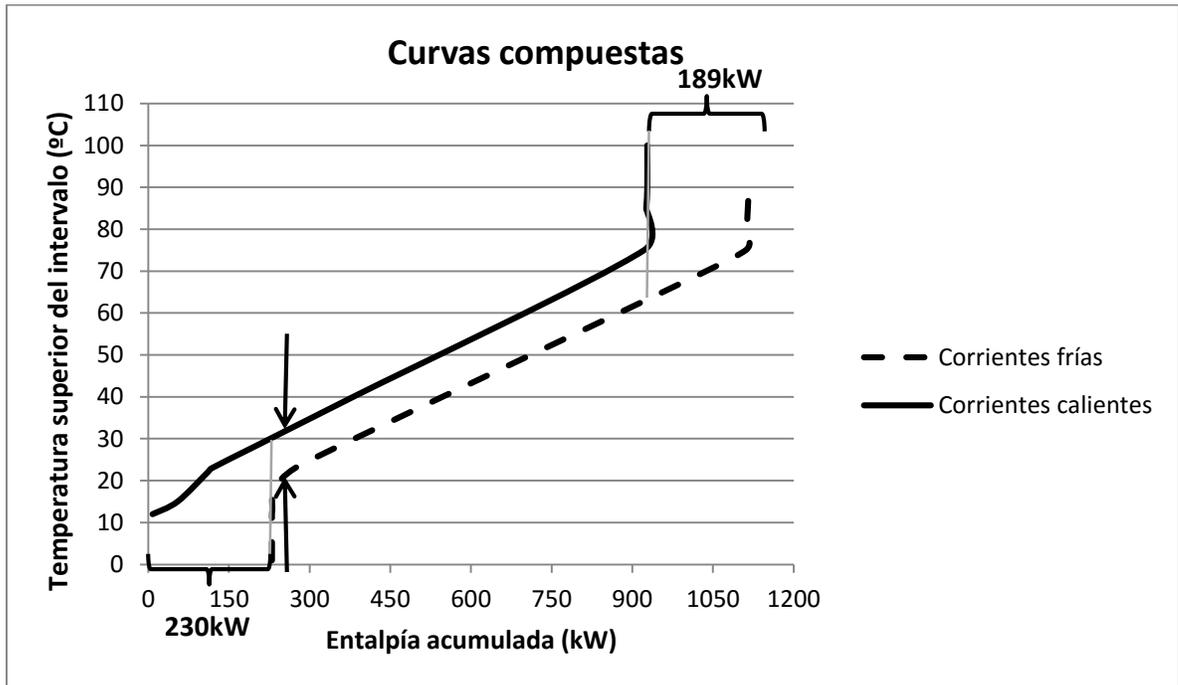
La masa estandarizada (C4) está constituida por un 83,77% de leche fresca y 6,307% de grasa vegetal, de ahí que, según Poling (2008) se pueda calcular:

$$C_{p\text{Masa estandarizada}} = 3,397 \text{ kJ/kgK}$$

De forma análoga puede ser calculada la capacidad calórica de la cuajada con sal (C6) partiendo de que está compuesta por un 90,1% de masa estandarizada, 5,85% de salmuera y 4,053% cultivo industrial. La capacidad calórica del cultivo industrial puede considerarse igual a la de la leche fresca, pues este se encuentra compuesto de un 97,6% de leche fresca y solo un 2,4% de cultivo técnico.

$$C_{p\text{Cuajada con sal}} = 3,45 \text{ kJ/kgK}$$

Anexo 7: Diagrama de curvas compuestas para la variante 1



Las flechas indican el intervalo de temperaturas donde tiene lugar el *pinch* energético. En el eje "Temperatura superior de intervalo" puede observarse que se corresponde con 23 – 33°C.

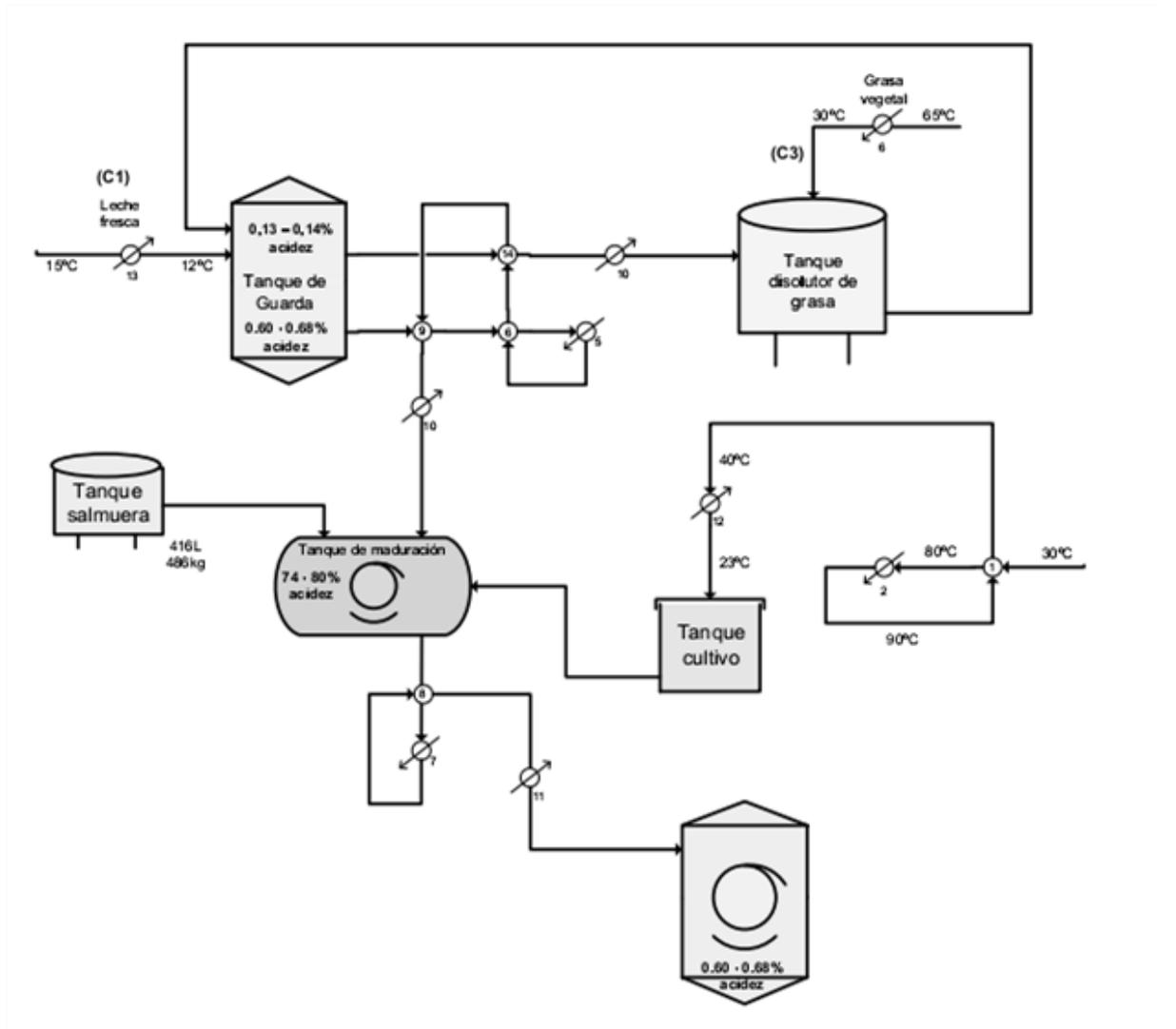
Anexo 8: Flujos de utilidades (3.1.1)

	Q (kW)	m (Agua) (kg/h)	m (vapor) (kg/h)
2	3,97		6,69
3	28,98		48,90
4	8,33		14,06
5	70,67		119,24
7	79,92		134,85
10	27,75	5966,32	
11	175,81	37799,57	
12	3,96	851,41	
13	22,59	4856,90	

Anexo 9: Diferencia de temperatura entre corrientes calientes y frías

IC	Corriente caliente		Corriente fría		ΔT frío	ΔT caliente
	T ent (°C)	T sal (°C)	T ent (°C)	T sal (°C)		
1	90	40	30	80	10	10
2	143	143	80	90	63	53
3	143	143	23	65	120	78
4	143	143	30	65	113	78
5	143	143	65	75	78	68
6	75	33	23	65	10	10
7	143	143	65	75	78	68
8	75	33	23	65	10	10
9	32	27	18	23	9	9
10	27	23	1	5	22	22
11	33	11	1	5	10	28
12	33	23	1	5	22	28
13	15	12	1	5	11	10
14	33	32	12	23	19,9	10

Anexo 10: Diagrama de flujo integrado energéticamente para la variante 3.1.1



Anexo 11: Área y costo de los intercambiadores de calor (3.1.1)

IC	Q (kW)	LMTD (°C)	Ud (kW/°C m²)	Ft	A (m²)	Ceq (\$)
1	19,81	50	5,7	0,95	0,0732	548,25
2	3,97	57,86	5,7	0,95	0,0127	175,27
3	28,98	97,50	5,7	0,95	0,0549	454,78
4	8,33	94,42	5,7	0,95	0,0163	206,49
5	70,67	72,89	5,7	0,95	0,1791	980,77
6	296,8	22	5,7	0,95	2,4914	5430,12
7	79,92	72,89	5,7	0,95	0,2025	1062,40
8	335,6	22	5,7	0,95	2,8174	5882,01
9	35,33	8,00	5,7	0,95	0,8156	2627,65
10	27,75	21,96	2,3	0,95	0,5782	2101,33
11	175,8	17,48	2,3	0,95	4,6026	8092,30
12	3,96	24,88	2,3	0,95	0,0729	546,66
13	22,59	10,49	2,3	0,95	0,9854	2971,42
14	7,59	14,40	5,7	0,95	0,0974	660,01
						31 739,44

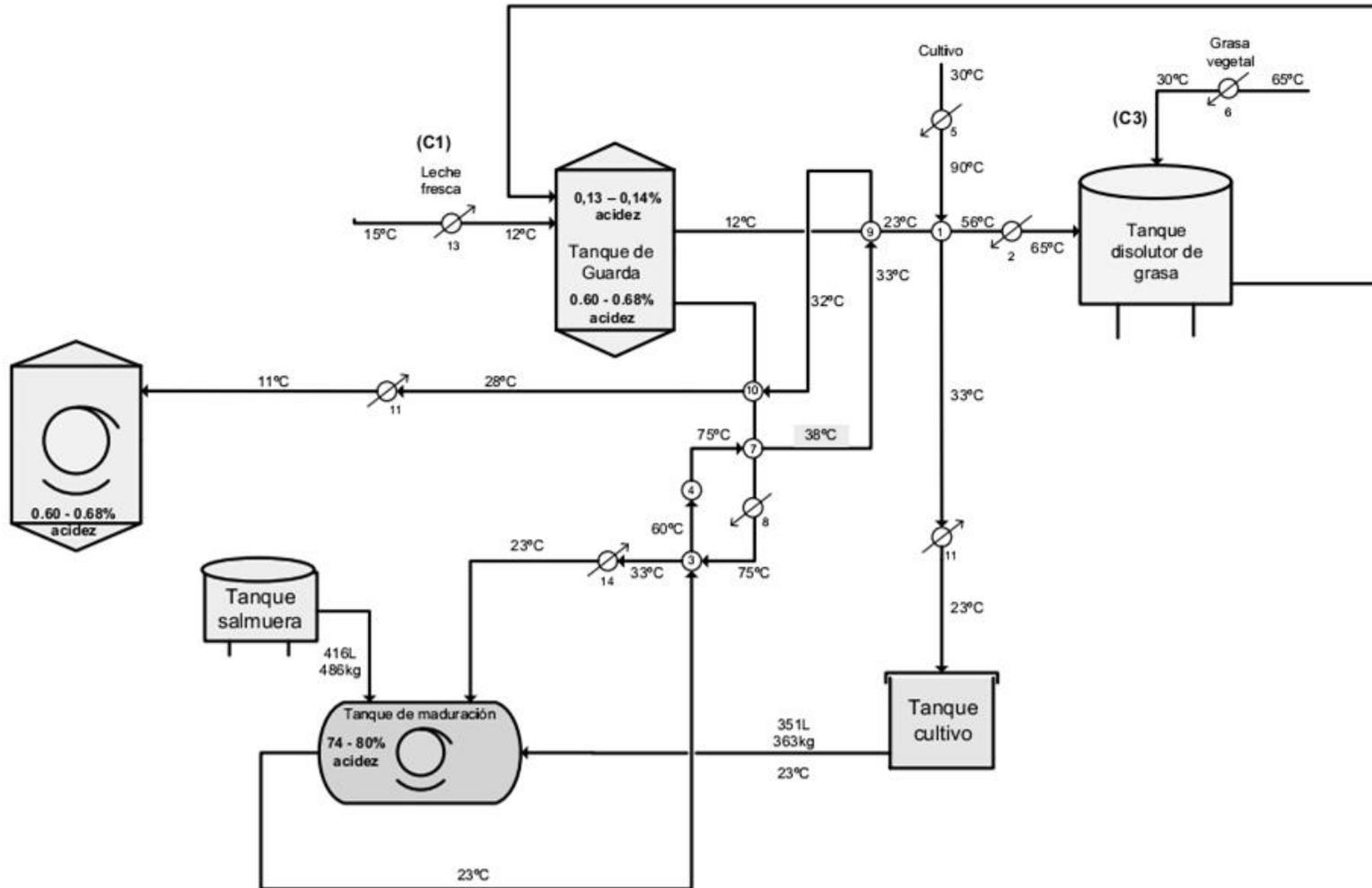
Anexo 12: Diferencia de temperatura entre corrientes calientes y frías (3.1.2)

IC	Corriente caliente		Corriente fría		ΔT frío	ΔT caliente
	T ent (°C)	T sal (°C)	T ent (°C)	T sal (°C)		
1	90	33	23	80	10	10
2	143	143	56	65	87	78
3	75	33	23	60	10	15
4	143	143	60	75	83	68
5	143	143	30	90	113	53
6	143	143	30	65	113	78
7	75	38	23	65	15	10
8	143	143	65	75	78	68
9	33	32	12	23	20	10
10	32	28	18	23	10	9
11	28	11	1	5	10	23
12	33	23	1	5	22	28
13	15	12	1	5	11	10
14	33	23	1	5	22	28

Anexo 13: Flujos de utilidades (3.1.2)

	Q (kW)	m (H2O) (kg/h)	m (vapor) (kg/h)
2	6,39		10,78
3	296,8		
4	118,76		200,38
5	23,78		40,12
6	8,33		14,06
8	31,83		119,24
11	132,89	28571,67	
12	3,96	851,41	
13	22,59	4856,90	
14	70,67	15194,22	

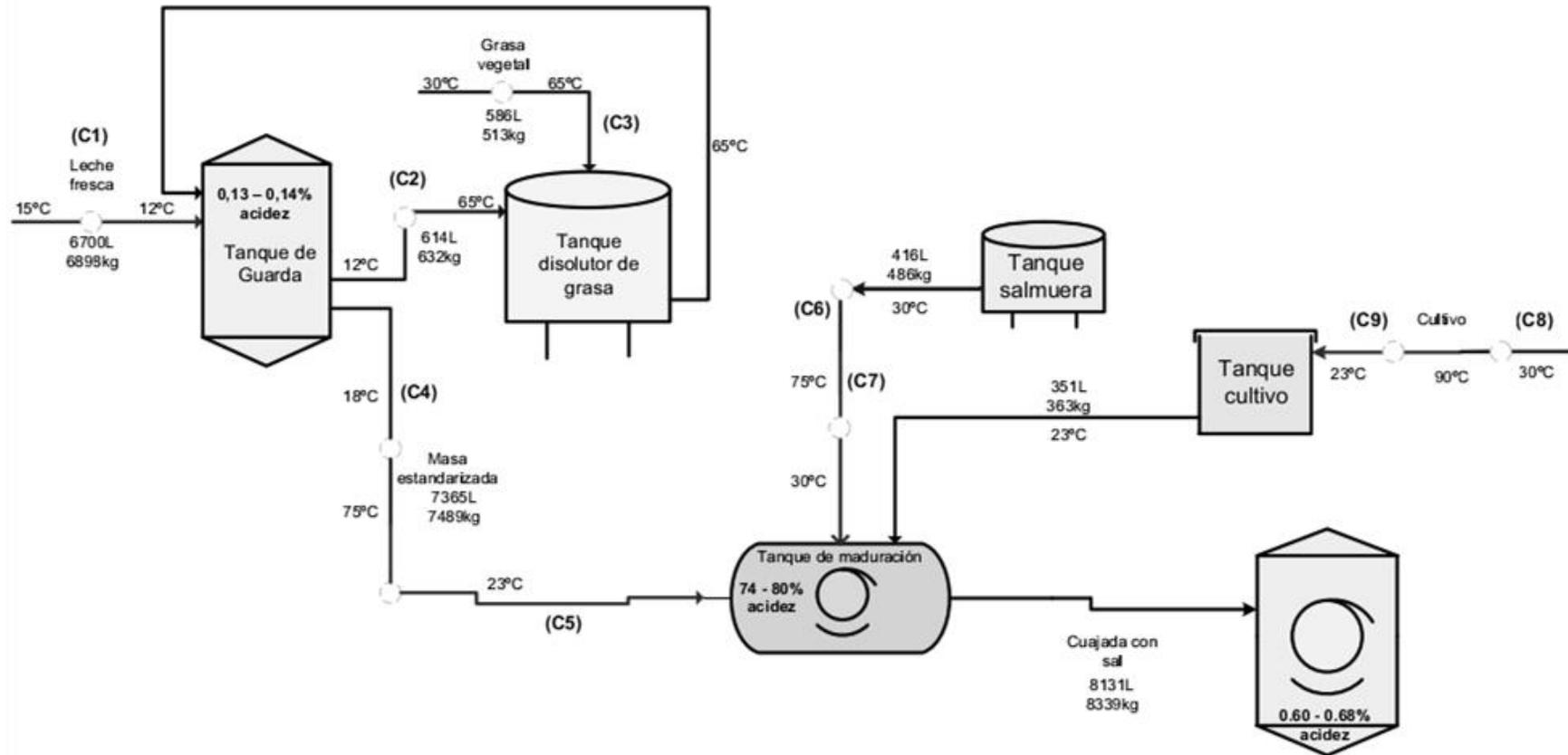
Anexo 14: Diagrama de flujo integrado energéticamente para la variante 3.1.2



Anexo 15: Área y costo de los intercambiadores de calor (3.1.2).

IC	Q (kW)	LMTD (°C)	Ud (kW/°C m ²)	Ft	A (m ²)	Ceq (\$)
1	22,59	19,61	5,7	0,95	0,2127	1096,97
2	6,39	82,54	5,7	0,95	0,0143	189,68
3	296,8	12,33	5,7	0,95	4,4448	7910,85
4	118,8	75,19	5,7	0,95	0,2917	1346,88
5	23,78	79,25	5,7	0,95	0,0554	457,57
6	8,33	94,42	5,7	0,95	0,0163	206,49
7	295,69	12,33	5,7	0,95	4,4281	7891,55
8	70,67	72,89	5,7	0,95	0,1791	980,74
9	7,59	14,43	5,7	0,95	0,0972	659,13
10	35,33	9,49	2,3	0,95	1,7036	4241,43
11	132,9	15,61	2,3	0,95	3,8967	7262,28
12	3,96	24,88	2,3	0,95	0,0729	546,66
13	22,59	10,49	2,3	0,95	0,9854	2971,42
14	70,67	24,88	5,7	0,95	0,5246	1972,38
						37 734,03

Anexo 16: Diagrama de flujo desintegrado energéticamente para las variantes 3.2.1 y 3.2.2



Anexo 17: Cálculo del calor específico de las corrientes compuestas por 2 o varios fluidos. (Variante 2).

Variante 2

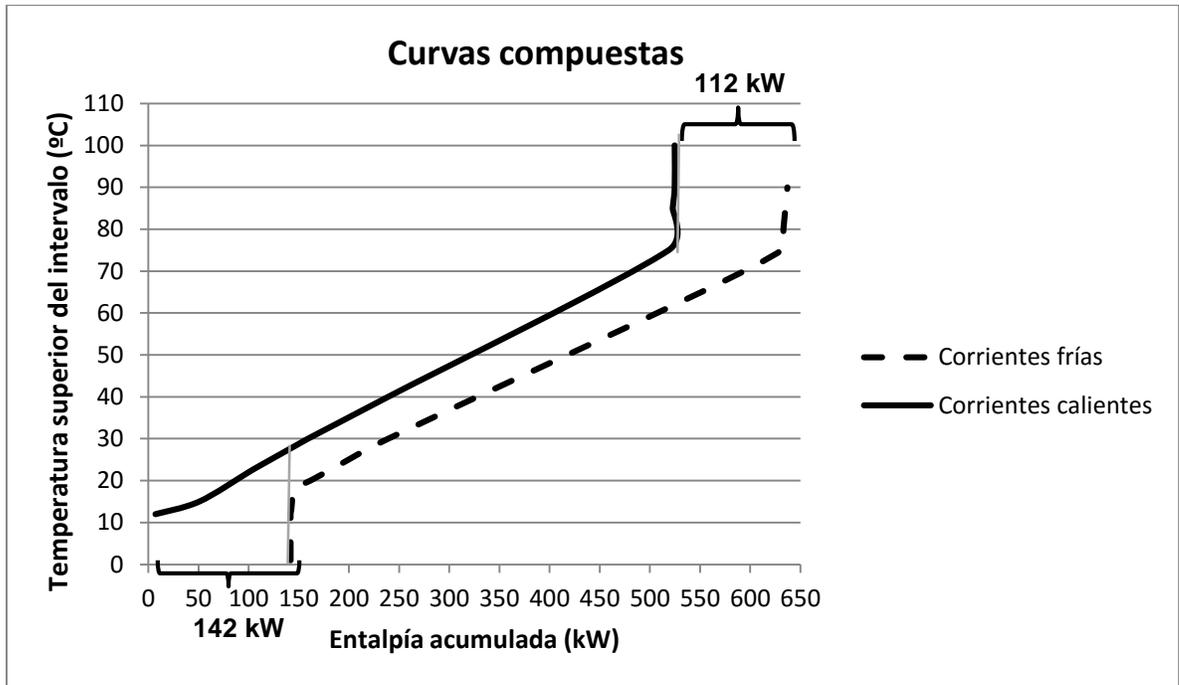
$$C_{p\text{Masa estandarizada}} = 0,8377*3,93 + 0,06307*1,67 = 3,397 \text{ kJ/kgK}$$

Cuajada sin sal (90,1% de masa estandarizada y 4,053% cultivo industrial)

$$C_{p\text{Salmuera}} = 3,93 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_{p\text{Cuajada sin sal}} = 0,901*3,397 + 0,04053*3,93 = 3,220 \text{ kJ/kgK}$$

Anexo 18: Diagrama de curvas compuestas para la variante 2



Anexo 19: Flujo de utilidades (3.2.1)

	Q (kW)	m (H ₂ O) (kg/h)	m (vapor) (kg/h)
2	18,57		23,40
4	5,21		16,72
5	8,33		14,06
6	23,87		40,28
8	70,67		119,24
11	22,91	4925,70	
12	22,59	4856,90	
13	5,31	1141,66	
14	6,74	1449,12	
15	84,29	18122,55	

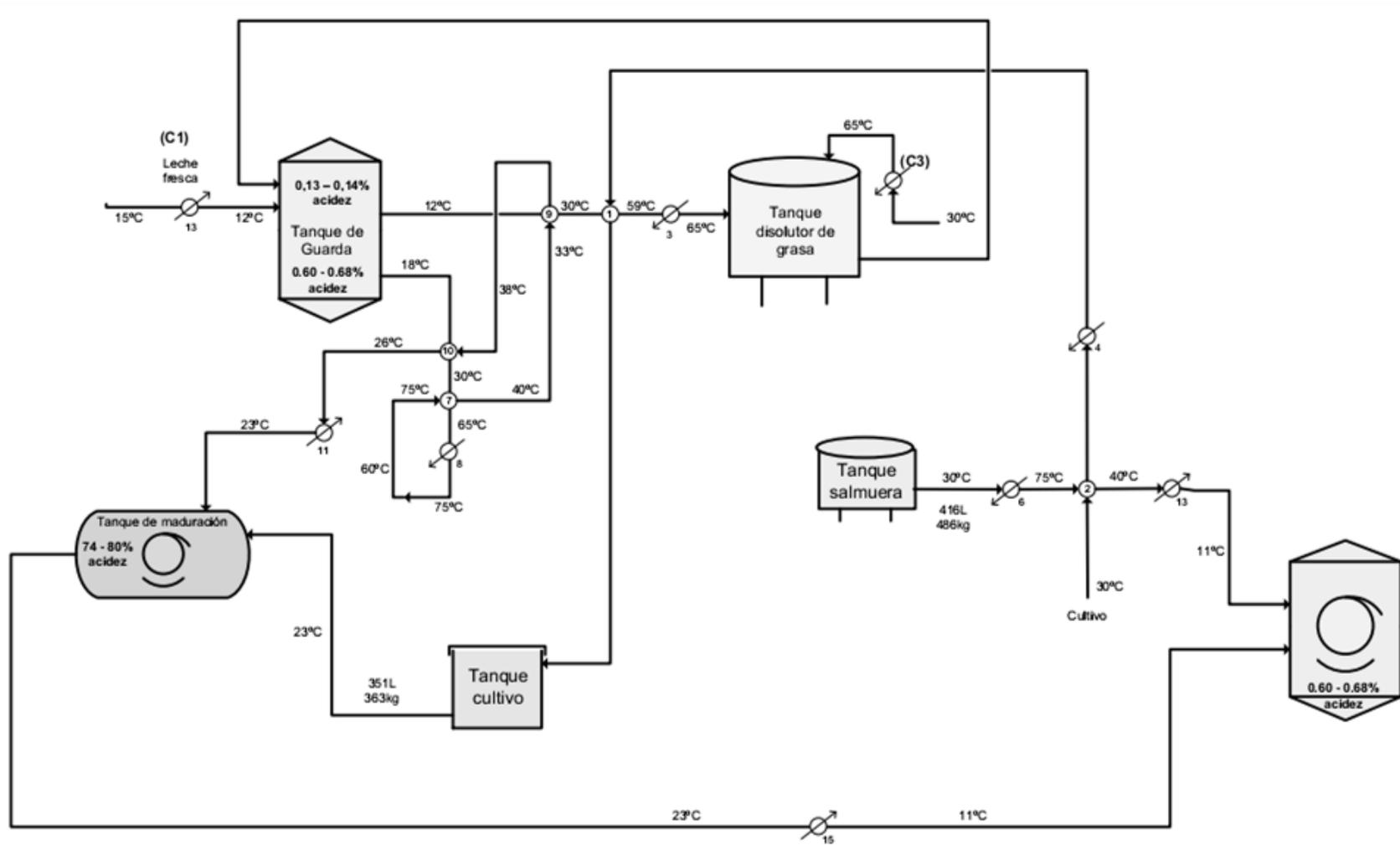
Anexo 20: Área y costo de los intercambiadores de calor (3.2.1)

IC	Q (kW)	LMTD (°C)	Ud (kW/°C m ²)	Ft	A (m ²)	Ceq (\$)
1	19,8	18,561	5,7	0,95	0,1971	1043,92
2	13,87	35,000	5,7	0,95	0,0732	548,25
3	4,34	81,105	5,7	0,95	0,0099	149,20
4	9,91	64,697	5,7	0,95	0,0283	295,51
5	8,33	94,423	5,7	0,95	0,0163	206,49
6	23,9	88,600	5,7	0,95	0,0498	426,63
7	247	35,000	5,7	0,95	1,3050	3566,71
8	70,7	72,886	5,7	0,95	0,1791	980,77
9	12,4	16,745	5,7	0,95	0,1370	824,02
10	84,8	12,000	2,3	0,95	3,2342	6433,80
11	22,9	21,619	2,3	0,95	0,4850	1874,36
12	22,6	10,492	2,3	0,95	0,9854	2971,42
13	5,31	12,766	2,3	0,95	0,1904	1020,60
14	6,74	27,999	5,7	0,95	0,0445	396,52
15	84,3	13,610	5,7	0,95	1,1437	3273,57
						24 011,77

Anexo 21: Diferencia de temperatura entre corrientes calientes y frías (3.2.1)

IC	Corriente caliente		Corriente fría		ΔT frío	ΔT caliente
	T ent (°C)	T sal (°C)	T ent (°C)	T sal (°C)		
1	90	40	30	59	10	31
2	75	40	30	65	10	10
3	143	143	59	65	84	78
4	143	143	65	90	78	53
5	143	143	30	65	113	78
6	143	143	30	75	113	68
7	75	40	30	65	10	10
8	143	143	65	75	78	68
9	40	38	12	30	26	10
10	38	26	18	30	8	8
11	26	23	1	5	22	21
12	15	12	1	5	11	10
13	21	11	1	5	10	16
14	40	23	1	5	22	35
15	23	11	1	5	10	18

Anexo 22: Diagrama de flujo integrado energéticamente para la variante 3.2.1



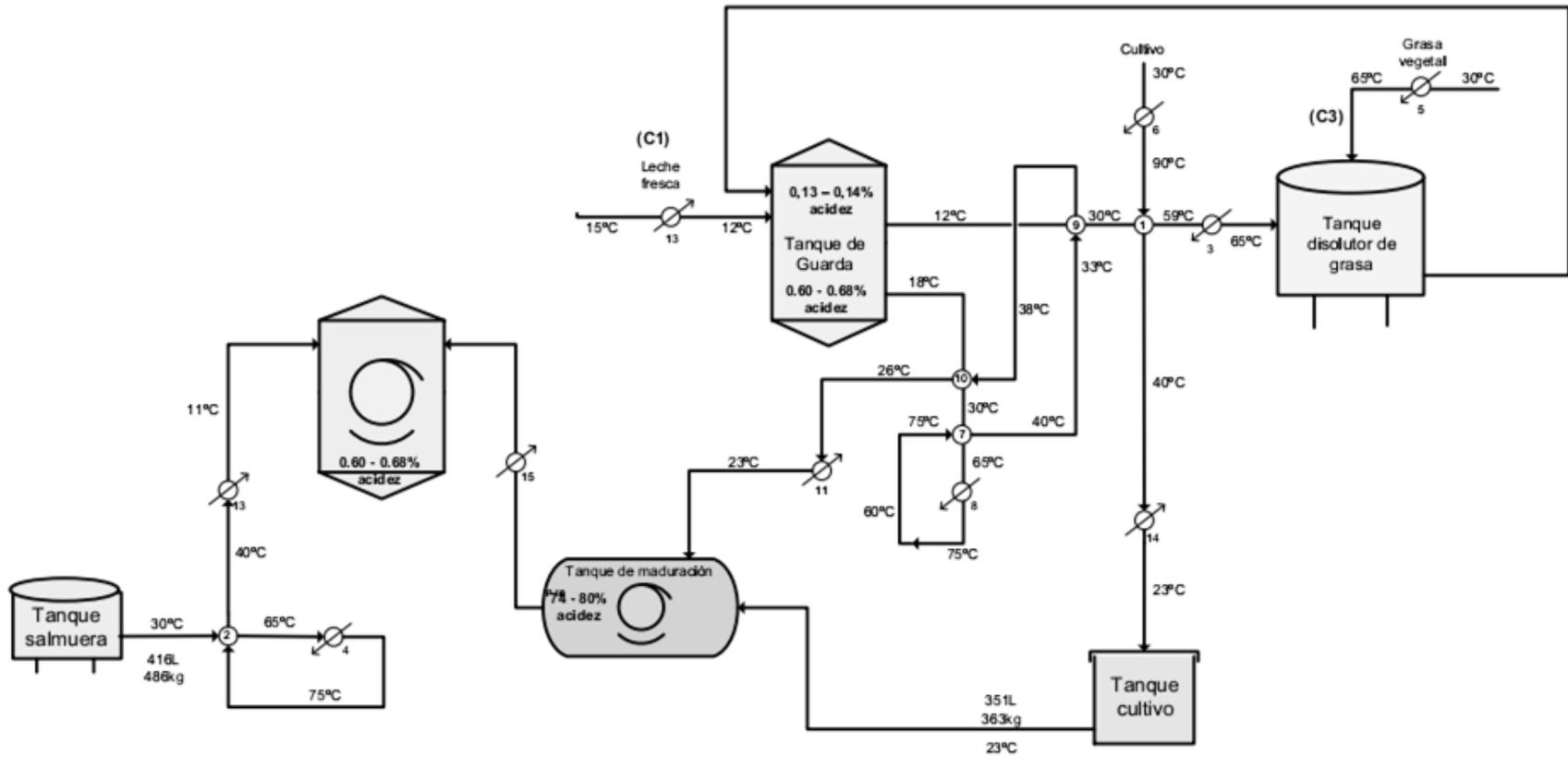
Anexo 23: Diferencia de temperatura entre corrientes calientes y frías (3.2.2)

IC	Corriente caliente		Corriente fría		ΔT frío	ΔT caliente
	T ent (°C)	T sal (°C)	T ent (°C)	T sal (°C)		
1	90	40	30	59	10	31
2	75	40	30	65	10	10
3	143	143	59	65	84	78
4	143	143	65	75	78	68
5	143	143	30	65	113	78
6	143	143	30	90	113	53
7	75	40	30	65	10	10
8	143	143	65	75	78	68
9	40	38	12	30	26	10
10	38	26	18	30	8	8
11	26	23	1	5	22	21
12	15	12	1	5	11	10
13	21	11	1	5	10	16
14	40	23	1	5	22	35
15	23	11	1	5	10	18

Anexo 24: Flujo de utilidades (3.2.2)

	Q (kW)	m (H2O) (kg/h)	m (vapor) (kg/h)
2	18,57		31,33
4	5,3		8,94
5	8,33		14,06
6	23,78		40,12
8	70,67		119,24
11	22,91	4925,70	
12	22,59	4856,90	
13	5,31	1141,66	
14	6,74	1449,12	
15	84,29	18122,55	
Total		30495,93	213,69

Anexo 25: Diagrama de flujo integrado energéticamente para la variante 3.2.2



Anexo 26: Área y costo de los intercambiadores de calor. Diferencia de temperatura entre los fluidos. Variante 3.2.2

IC	Q (kW)	Corriente caliente		Corriente fría		LMTD (°C)	Ud (kW/°C m²)	Ft	A (m²)	Ceq (\$)
		T ent (°C)	T sal (°C)	T ent (°C)	T sal (°C)					
1	19,81	90	40	30	59	18,56	5,7	0,95	0,20	1043,92
2	18,57	75	40	30	65	35,00	5,7	0,95	0,10	662,77
3	4,34	143	143	59	65	81,10	5,7	0,95	0,01	149,20
4	5,30	143	143	65	75	72,89	5,7	0,95	0,01	182,11
5	8,33	143	143	30	65	94,42	5,7	0,95	0,02	206,49
6	23,78	143	143	30	90	79,25	5,7	0,95	0,06	457,57
7	247,33	75	40	30	65	35,00	5,7	0,95	1,30	3566,71
8	70,67	143	143	65	75	72,89	5,7	0,95	0,18	980,77
9	12,42	40	38	12	30	16,74	5,7	0,95	0,14	824,02
10	84,80	38	26	18	30	12,00	2,3	0,95	3,23	6433,80
11	22,91	26	23	1	5	21,62	2,3	0,95	0,49	1874,36
12	22,59	15	12	1	5	10,49	2,3	0,95	0,99	2971,42

13	5,31	21	11	1	5	12,77	2,3	0,95	0,19	1020.60
14	6,74	40	23	1	5	28,00	5,7	0,95	0,04	396.52
15	84,29	23	11	1	5	13,61	5,7	0,95	1,14	3273.57
										24 043.84

