

UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA



Optimización energética de la planta de producción de queso de crema de la UEB de productos lácteos de Cárdenas

Trabajo de diploma presentado en opción
al título de Ingeniero Químico

Autor: Verónica Tápanes Alfonso

Tutor: DrC. Agustín Benítez Hernández

Matanzas, 2019

Declaración de autoridad

Yo, Verónica Tápanes Alfonso, declaro ser la única autora del trabajo de diploma titulado "Optimización energética de la planta de producción de queso de crema de la UEB de productos lácteos de Cárdenas", presentado en opción al título académico de Ingeniero Químico. Autorizo a la Universidad de Matanzas a hacer uso de este con la finalidad que estime conveniente.

Matanzas, 2019.

Verónica Tápanes Alfonso

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal Firma

Miembro del Tribunal Firma

Miembro del Tribunal Firma

Dedicatoria

A esas tres mujeres a las que amo y que siempre me han apoyado en los momentos más difíciles y que han disfrutado de los buenos a mi lado a mi mamá, mi abuela y mi tía les dedico de todo corazón este trabajo que hace realidad mi sueño y el de ellas el de ser una profesional.

Agradecimientos

A mi mamá Yariana Alfonso por quererme como lo hace, por apoyarme en todas mis decisiones y confiar en mí en todo momento.

A mi padrastro Iván porque aunque no es mi padre lo quiero como tal y siempre me brinda sus consejos llenos de sabiduría y por sobre todo por ayudar a mi mamá en todo momento.

A mi novio Orlando por estar a mi lado en estos cinco años ayudándome y brindándome todo su amor y cariño.

A mi abuela Lidia por estar siempre pendiente a mis estudios y aconsejándome para que todo me saliera bien y por malcriarme como lo hace.

A mi tía Iruma, a mi tío Adolfo y a mi primo Juan Pablo porque aunque se encuentran lejos siempre se preocupan por mí y me tienen presente en especial a mi tía que me complace en todos mis caprichos.

A mi primita María Fernanda porque a pesar de su corta edad me ha llenado con sus conversaciones y con su madurez aunque estemos lejos sé que sobra el amor entre nosotras.

A mi suegra Nancy y mi cuñado Kiki por ser como una familia para mí y por preocuparse siempre por mis estudios y por la escuela.

A mis compañeras de cuarto en especial a Alianys (Titi) que en estos últimos tiempos hemos estado solitas en el cuarto apoyándonos y Titi como siempre cogiéndome el agua para bañarme diciéndome que todo lo dejo para última hora y que un día me voy a quedar sin bañarme.

A mi grupo Q-51 del cual me llevo los mejores momentos de mi vida y en especial a Dailenis, Arlet e Ilenis que han estado en todo momento en los bueno y principalmente en los malos dándonos apoyo.

A mi tutor Agustín Benítez por confiar en mí y por estar dispuesto a ayudarme cuando en ocasiones no tenía ni tiempo.

A todos los profesores de la carrera de Ingeniería Química de la Universidad de Matanzas, que hicieron posible que me formara como profesional.

Gracias a todos.

.

Resumen

En la investigación se realiza un estudio sobre optimización energética en la planta de producción de queso crema en el combinado lácteo “Germán Hernández Salas” de Cárdenas. Para lograr esto se aplican técnicas de optimización a los costos de inversión de intercambiadores y consumo de utilidades frías y calientes en función de la diferencia mínima de temperatura del pasteurizador, principal consumidor de energía en el proceso. Como resultado se obtiene que de las cuatro variantes propuestas por Pérez (2017), la cuatro es la más económicamente factible para cualquier volumen de producción, basado en el análisis del punto de equilibrio entre todas estas variantes. Se escoge esta variante por ser la de menor pendiente es decir menor costo variable para una diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales de 7 °C.

Abstract

In the research, a study on energy optimization was carried out at the cream cheese production plant in the "Germán Hernández Salas" dairy complex in Cárdenas. To achieve this, optimization techniques are applied to the investment costs of exchangers and consumption of cold and hot utilities based on the minimum temperature difference of the pasteurizer, the main consumer of energy in the process. As a result, it is obtained that of the four variants proposed by Pérez (2017), four is the most economically feasible for any volume of production, based on the analysis of the equilibrium point between all these variants. This variant is chosen because it is the lowest slope, that is, the lowest variable cost for a minimum temperature difference that minimizes the total costs of 7 °C.

Tabla de contenido

Introducción.....	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico	3
1.1 Eficiencia energética	3
1.1.1 Caracterización energética de la industria láctea	4
1.2 Ajustes de curvas a partir de datos experimentales.....	6
1.2.1 Regresión lineal	7
1.2.2 Regresión no lineal	9
1.3 Optimización numérica unidimensional.....	11
1.3.1 Métodos matemáticos de optimización	12
1.3.1.1 Métodos directos	13
1.3.1.2 Métodos indirectos	15
1.4 Intercambiadores de calor de placas.	17
1.4.1 Correlaciones para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor de simple fase	18
1.5 Análisis económico de alternativas.	20
1.5 Conclusiones parciales.	23
Capítulo 2: Materiales y métodos	24
2.1 Descripción del proceso de producción de queso de crema.....	24
2.1.1 Propuesta de variantes de integración energética del proceso de pasteurización de la leche	25
2.2 Descripción del pasteurizador.....	27
2.3 Metodología para la optimización de la temperatura de aproximación mínima....	27
2.3.1 Validación de la integración energética para varios ΔT mínimo.....	28
2.3.2 Cálculo del área de transferencia de calor y del consumo de utilidades	28
2.3.3 Cálculo de los costos totales para cada ΔT mínimo.	31
2.3.4 Buscar las condiciones que minimicen los costos totales.....	31
2.4 Metodología para la selección de la mejor alternativa.	31
2.4.1 Calculo del punto de equilibrio a partir del método del VA.	32
2.4.2 Gráfico del punto de equilibrio	33
Capítulo 3: Análisis de resultados.	34

3.1 Análisis de la integración energética.....	34
3.1.1 Variante 1: Intercambio entre las masas estandarizadas y entre las cuajadas.	34
3.1.2 Variante 2: Intercambio de las masas estandarizadas con la cuajada.	35
3.1.3 Variante 3: Intercambio de salmuera con cultivo.	36
3.1.4 Variante 4: Intercambio de salmuera con salmuera.....	37
3.2 Análisis de la optimización de los ΔT mínimo.	38
3.2.1 Variante 1: Intercambio entre las masas estandarizadas y entre las cuajadas.	39
3.2.2 Variante 2: Intercambio de las masas estandarizadas con la cuajada.	40
3.2.3 Variante 3: Intercambio de salmuera con cultivo.	42
3.2.4 Variante 4: Intercambio de salmuera con salmuera.....	43
3.3 Análisis económico de las variantes.	45
3.3.1 Análisis del método del valor anual uniforme equivalente (VA).	46
3.3.2 Análisis de la gráfica del punto de equilibrio.	47
3.4 Conclusiones parciales	49
Conclusiones.....	51
Recomendaciones.....	52
Bibliografía	53

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” (Pérez, 2017).

Para Proaño (2018), en la industria láctea en algunas ocasiones existen desperdicios de energía, es decir no se aprovecha correctamente el vapor, los equipos de alto consumo eléctrico son empleados inadecuadamente y los sistemas de refrigeración funcionan con algunas ineficiencias, todo esto hace que sea necesario tener un control de los recursos energéticos con el objetivo de evitar los paros en la producción y mantener la calidad de los productos. Por tanto, se busca maximizar la reutilización interna de las fuentes de energía, lo que se traduce en un ahorro energético.

Dentro de la industria de alimentos, el sector lácteo representa un gran potencial a nivel nacional e internacional debido a que genera amplios beneficios sociales y económicos que involucran varios procesos energéticos, como son recolección y transporte de la leche, filtración y clarificación, pasteurización, tratamiento, homogenización, los cuales tiene como principal reto hacer un proceso de gestión de la energía que optimice los consumos proponiendo soluciones que beneficien al sector lácteo (Cortés, 2016).

Según Neita y Quitian (2014), la complejidad de la producción industrial por la cantidad y variedad de productos y de procesos, han dado lugar a que en la industria se hayan registrado profundos cambios, los cuales han alcanzado el consumo de energía, su importancia relativa sobre el consumo total, y la estructura por energía del consumo industrial.

Según Pérez (2017), 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 vapor y agua fría. 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 lo anterior expuesto se ha decidido llevar a cabo varias acciones que representen ahorros energéticos dentro del proceso y por tanto que minimice los costos de operación.

Debido a esto se presenta el siguiente problema científico:

¿Cómo determinar la temperatura de aproximación que minimiza los costos totales en la planta de queso crema en la UEB de productos lácteos de Cárdenas “Germán Hernández Salas”?

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

Si se aplican técnicas de optimización a los costos de inversión de intercambiadores y consumo de utilidades frías y calientes se podrá obtener la mejor temperatura de aproximación.

Objetivo general: Optimizar energéticamente la planta de queso de crema en la UEB de productos lácteos de Cárdenas “Germán Hernández Salas”.

Objetivos específicos:

- Seleccionar esquemas tecnológicos de pasteurización de leche a partir de un análisis bibliográfico.
- Determinar los intervalos de diferencia de temperatura mínima en la que es válida las variantes.
- Optimizar la diferencia de temperatura mínima de cada esquema tecnológico.
- Seleccionar el mejor esquema tecnológico basado en el análisis económico de alternativas mediante el punto de equilibrio.

Capítulo 1: Análisis bibliográfico

En este capítulo se realiza una búsqueda bibliográfica con el objetivo de presentar los fundamentos teóricos del trabajo. Los principales temas abordados en este capítulo son la caracterización energética de la industria láctea, los ajustes de curvas a partir de datos experimentales, los diferentes métodos de optimización matemática, además se presentan varias metodologías para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor (U_D) en intercambiadores de calor de placas, así como alternativas para el análisis económico. Para su realización se consultan materiales de la biblioteca ciencia y técnica de la Universidad de Matanzas, se emplean otros medios de información tales como tesis de grado, de maestría y doctorales. También se emplean buscadores como el *Google Scholar*, se accede a bases de datos remotas como *SciELO*, *Elsevier*, *Science Direct*, etc.

1.1 Eficiencia energética

La energía es un bien que incide directamente sobre el desarrollo de la sociedad. A su vez, el desarrollo constituye un factor fundamental de seguridad, en tanto que aporta estabilidad, cohesión social y una mejor o peor posición estratégica. El sector industrial, en general ha venido mostrando históricamente un gran interés en la utilización efectiva de energía (Cortés, 2016).

Según Teopa *et al.* (2005), la eficiencia energética 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.

Blanco (2015), expresa que cuando se habla de uso eficiente de energía se involucran no solo aspectos técnicos, sino también aspectos socioeconómicos, analizando conceptos como conservación, ahorro y uso racional, hacia el uso eficiente de la energía. La eficiencia energética en un sentido amplio plantea una relación recíproca entre una función, servicio o valor que es suministrado por la energía, frente a la energía que es usada.

Para Bolaños (2014), la eficiencia energética no solo se puede definir como un aspecto técnico cuando se sustituye una máquina por otra de mejor desempeño, también es una mejora continua en el desempeño energético de toda la cadena de utilidades térmicas. Esta visión perimetral consiste en el manejo eficiente de los recursos energéticos.

Es preciso tomar en cuenta que la eficiencia energética en su concepción más amplia pretende mantener el servicio que presta, reduciendo al mismo tiempo el consumo de energía. Es decir, se trata de reducir las pérdidas que se producen en toda transformación o proceso, incorporando mejores hábitos de uso y mejores tecnologías. Incluso es ir más allá de solo mantener los servicios que se obtienen de la energía, ya que es posible reducir el consumo aumentando los beneficios (Alonzo, 2017).

Según Linnhoff y Turner (1981), 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.

En estos tiempos de crisis económica, energética y medioambiental, el ahorro y la eficiencia energética aparecen como la principal opción desde el ámbito energético para responder a estos tres desafíos. El ahorro de energía permite cuidar los recursos económicos, pospone el agotamiento de los recursos fósiles (Pascumal *et al.*, 2016).

1.1.1 Caracterización energética de la industria láctea

Dentro de la industria láctea el vapor es uno de los suministros principales ya que el consumo de energía total de una empresa láctea se reparte aproximadamente entre un 80% de energía térmica obtenida de la combustión de combustibles fósiles (fueloil, gas, etc.) y un 20% de la obtenida de la energía eléctrica. Es así que la utilización de sistemas con menor consumo de energía y la adopción de medidas de ahorro energético pueden contribuir a reducir de forma importante los consumos totales (Ramírez *et al.*, 2017).

Para Bolaños (2014), la matriz energética caracterizada para el sector lácteo, identifica a los hidrocarburos como líder en consumo de energéticos con el 62%, su consumo se asocia a maquinaria para la generación de vapor y aire caliente como calderas pirotubulares y calentadores cerrados. Todos ellos usados para la producción de lácteos y que además demandan un significativo consumo de energéticos para la transformación de la leche. Durante el desarrollo de la caracterización energética y tecnológica del sector, también se identificaron los procesos intensivos en el consumo de energéticos para el procesamiento de leche. Estos procesos lo conforman las plantas de pasteurización.

Según Israel (2009), en los sistemas de vapor así como en cualquier proceso donde intervengan maquinarias eléctricas o mecánicas se requiere de un buen uso de los recursos energéticos y de la materia prima como lo es combustible para su funcionamiento, además del estado actual de los equipos y del mantenimiento de los sistemas de vapor se puede mejorar estos procesos evitando fugas de calor por las tuberías o en la recuperación del condensado. Una correcta utilización de las trampas de vapor servirán para desalojar el condensado que se producen en las líneas de distribución o a la salida de los intercambiadores, así se garantiza el buen funcionamiento de las tuberías.

Para Tetra Pack Processing Systems AB (2003), en la industria láctea los métodos utilizados para realizar la transferencia de calor son por medio de la conducción y convección, estos métodos se utilizan en las dos formas de calentamiento de la leche: calentamiento directo y calentamiento indirecto. Para el calentamiento de la leche de consumo, el proceso más utilizado en el mundo es el calentamiento indirecto, debido que al realizar el calentamiento por medio directo se puede producir sustancias extrañas en el mismo. En el método indirecto la industria láctea la realiza por medio de un intercambiador de calor de placas.

El uso de la energía eléctrica en la industria láctea es fundamental para asegurar el mantenimiento de la calidad de los productos, es utilizada especialmente en los tratamientos térmicos, en las operaciones de refrigeración, para el funcionamiento de maquinarias y en el almacenamiento del producto (Rivera *et al.*, 2015).

En el consumo de energía eléctrica, la refrigeración puede suponer un 30-40 % del total del consumo de la instalación. Otros servicios como la iluminación, bombeo, ventilación o generación de aire comprimido tienen también un consumo elevado (Armas *et al.*, 2016).

El consumo energético depende del tipo de producto elaborado y de otros factores como la edad y tamaño de la instalación, el grado de automatización de cada fábrica, la tecnología empleada, el manejo y la frecuencia de la limpieza, el diseño de planta y de la instalación, las medidas de eficiencia y de ahorro implantadas (González *et al.*, 2014).

Según Schneider Electrical (2016), un consumo inadecuado de energía supone la reducción de recursos naturales que actualmente son muy limitados, causa el aumento de la contaminación atmosférica debido a la emisión de gases producidos en la generación de energía. Tomando en cuenta que la emisión de estos gases contribuye al efecto invernadero.

Después de realizada la revisión bibliográfica sobre esta temática se puede decir que el uso racional y eficiente de la energía es muy importante para el sector industrial porque influye positivamente sobre la economía y disminuye la contaminación atmosférica. Además se detectó que en la industria láctea el mayor consumo de energía es por la combustión de combustibles fósiles en la caldera y por los sistemas de refrigeración. La pasteurización de la leche es el proceso que más consume energía en esta industria. A criterio de la autora se analizará el proceso de pasteurización de la leche debido a que este exige la mayor demanda de energía en este sector industrial.

1.2 Ajustes de curvas a partir de datos experimentales

Según Cardona *et al.* (2013) y Cornejo y Rebolledo (2016), en la mayoría de los estudios que involucran datos, es necesario realizar estimaciones. Estas estimaciones se estudian mediante modelos que dependen de un conjunto de parámetros y de datos experimentales. El procedimiento estadístico de datos experimentales se conoce como

análisis de regresión. Este permite establecer la relación funcional o ecuación matemática que relaciona las variables, así como la fuerza de esa relación.

En la terminología de la regresión, la variable que se va a predecir se llama dependiente, a explicar, o endógena. Las variables que se usan para predecir el valor de la variable dependiente se llaman independientes, explicativas o exógenas (Evans y Rosenthal, 2005 y Palacios *et al.*, 2013).

Tusell (2011), expresa que el análisis de regresión permitirá, conocidos los valores de algunas variables, efectuar predicciones sobre los valores previsibles de otra. Responder con criterio estadístico a cuestiones acerca de la relación de una variable sobre otra.

Alves (2018) y Raissi (2018), ambos autores coinciden en que siempre que se analizan datos observados o recopilados para llegar a una función o ecuación matemática que describa la relación entre las variables por medio de una regresión, se deben enfrentar tres problemas:

- Decidir qué clase de curva muestran los puntos y por tanto qué clase de ecuación se debe usar.
- Encontrar la ecuación particular que mejor se ajuste a los datos.
- Demostrar que la ecuación particular encontrada cumple con ciertos aspectos referentes a los méritos de ésta para hacer pronósticos.

Para Jureckova (2008), en general, existen dos formas en que las variables se pueden relacionar: regresión lineal o regresión no lineal cuya estructura formal y funcional, permite dilucidar con objetividad las actividades orientadas a decidir qué ecuación se debe emplear y cómo debe validarse la significancia estadística de los pronósticos realizados.

1.2.1 Regresión lineal

La regresión lineal simple es donde interviene una variable independiente y una dependiente y en la cual la relación entre ellas se aproxima por medio de una línea recta (Cardona *et al.*, 2013).

Rivas *et al.* (2017), expresa que la teoría estadística dedicada a los modelos lineales en los parámetros es muy amplia, debido en gran parte a sus múltiples aplicaciones y a la fácil interpretación de los resultados obtenidos de este tipo de análisis. Sin embargo, hay fenómenos observables que no pueden ser explicados por modelos lineales, por ejemplo, el desarrollo de una teoría en la química o la física, en tales situaciones un modelo no lineal en los parámetros se puede ajustar mejor.

Motulsky y Ransnas (2018), expresan que los datos se grafican de manera que el eje x representa la variable independiente y el eje y representa la variable dependiente. La línea trazada por el procedimiento de regresión lineal se elige para minimizar la suma de los cuadrados de las distancias verticales de los puntos de esa línea. Un método fácil para tratar con relaciones curvas es transformar los datos en una línea recta y luego realizar una regresión lineal.

Palacios *et al.* (2013), expresa que el proceso de regresión lineal tiene como primer paso determinar la pendiente o inclinación de la línea de regresión, cuya representación algebraica para la regresión lineal simple es de la siguiente forma:

$$y = a + bx \quad (1.1)$$

Para Rivas *et al.* (2017), la manera más exacta de la representación matemática de la regresión lineal simple es:

$$y = \beta_0 + \beta_1 x + \varepsilon \quad (1.2)$$

De acuerdo con Anderson *et al.* (2001), en este modelo, y es una función lineal de x (la parte $(\beta_0 + \beta_1 x)$ más ε que representa el término de error y explica la variabilidad en y que no se puede explicar con la relación lineal. A este término se le asocian los siguientes supuestos:

- El término de error es una variable aleatoria con media o valor esperado igual a cero; $E(\varepsilon) = 0$.
- La varianza de ε , representada por σ^2 , es igual para todos los valores de x . Esto implica que la varianza de y es igual a σ^2 y es la misma para todos los valores de x .

- El valor de y para determinado valor de x no se relaciona con el valor de y para cualquier otro valor de x .
- El término de error, ε , es una variable aleatoria con distribución normal.

El análisis de regresión lineal simple, como parte de la inferencia estadística, es fundamental para determinar relaciones de dependencia lineal entre variables y establecer su validez con el fin de hacer estimaciones y predicciones dentro de un intervalo de confianza deseado (Cardona *et al.*, 2013).

Según Brunton *et al.* (2016), obtener una ecuación de regresión que describe el comportamiento lineal entre dos variables permite pronosticar valores futuros de la variable bajo análisis con cierto grado de certeza, lo cual constituye una herramienta poderosa pues le da al profesional la posibilidad de hacer ajustes en los procesos, tomar decisiones o establecer políticas.

1.2.2 Regresión no lineal

Para Motulsky y Ransnas (2018), muchos tipos de datos se analizan mejor ajustando una curva utilizando regresión no lineal, y los programas de computadora que realizan estos cálculos están fácilmente disponibles. La regresión no lineal es una herramienta poderosa para ajustar datos a una ecuación para determinar los valores de uno o más parámetros.

Hoy en día es más viable, gracias al progresivo avance de los computadores, la aplicación de modelos no lineales en fenómenos donde el conjunto de parámetros no puede expresarse en forma lineal. Los modelos no lineales se originan cuando un investigador obtiene, por el desarrollo de una teoría o por otra situación, una relación funcional en la que los parámetros son no lineales (Cerrato, 2011).

Mazucheli y Achcar (2002), expresa que la regresión no lineal es un procedimiento para ajustar datos a cualquier ecuación seleccionada. Al igual que con la regresión lineal, los procedimientos de regresión no lineal determinan los valores de los parámetros que minimizan la suma de los cuadrados de las distancias de los puntos de datos a la curva. A diferencia de la regresión lineal, un problema de regresión no lineal no se

puede resolver en un solo paso. En su lugar, el problema debe resolverse iterativamente. Se debe proporcionar una estimación inicial (primera estimación) del valor de cada parámetro. El procedimiento de regresión no lineal ajusta estos valores para mejorar el ajuste de la curva a los datos. Luego ajusta esos nuevos valores para mejorar el ajuste nuevamente. Estas iteraciones continúan hasta que se produzca una mejora insignificante, si es que se produce alguna.

Según Cornejo y Rebolledo (2016), la forma general de un modelo de regresión no lineal será de la forma:

$$y_t = f(x_t; \theta) + \varepsilon_t; \varepsilon \sim N(0, \sigma^2) \quad (1.3)$$

Donde x_t y θ corresponden al vector de datos y de parámetros respectivamente; $y \sim N(0; \sigma^2)$ es la distribución de probabilidades normal con media 0 y varianza σ^2 ; ε es el término del error.

Para Raissi (2018), las etapas básicas en el análisis de la regresión no lineal son:

- Con los datos obtenidos de y y ε_t con la función de respuesta $f(x_t; \theta)$, encontrar estimaciones iniciales para el vector de parámetros, o sea, obtener x_0 .
- Usando la información de la etapa anterior, obtener las estimaciones mínimos cuadrados para x_t y producir un resumen de estadísticas por aproximación lineal.
- Comprobar si el modelo ajustado es adecuado, si las estimaciones de los parámetros son significativas.

Según Reis *et al.* (2014), la regresión no lineal es una técnica poderosa para el análisis de datos. Aunque los cálculos de regresión no lineal no pueden realizarse razonablemente a mano, los programas de computadora que realizan estos cálculos están disponibles para los microcomputadores que se encuentran en muchos laboratorios. Los análisis de ajuste de curvas no lineales son fáciles, rápidos y prácticos para el uso rutinario. No se requiere un conocimiento sofisticado de computadoras o matemáticas para usar tales programas. Para utilizar la regresión no lineal

correctamente, sin embargo, es necesario tener una percepción intuitiva de la ecuación seleccionada y del modelo físico que representa.

Después de revisada la bibliografía especializada sobre esta temática se puede decir que existen dos métodos para llevar a cabo el ajuste de curvas a partir de datos experimentales puede ser por regresión lineal o por regresión no lineal. Para el análisis de los datos del proceso a criterio de la autora se escoge el análisis por regresión no lineal porque es un procedimiento para ajustar datos a cualquier ecuación seleccionada, además de que este tipo de ajuste de curvas se realiza con la ayuda de las computadoras lo que hace que sean fáciles y rápidos.

1.3 Optimización numérica unidimensional

Ramos *et al.* (2010) y Ramos y Vitoriano (2016), expresa que la optimización consiste en la selección de una alternativa mejor, en algún sentido, que las demás alternativas posibles. Los problemas de optimización se componen generalmente de tres elementos:

- **Función objetivo:** es la medida cuantitativa del funcionamiento del sistema que se desea optimizar (maximizar o minimizar).
- **Variables:** representan las decisiones que se pueden tomar para afectar el valor de la función objetivo. Desde un punto de vista funcional se pueden clasificar en variables independientes y variables dependientes, aunque matemáticamente todas son iguales.
- **Restricciones:** Representan el conjunto de relaciones (expresadas mediante ecuaciones o inecuaciones) que ciertas variables están obligadas a satisfacer.

Entre los objetivos de la optimización, están los clásicos de maximización de beneficios o rendimiento y minimización de pérdida, costes o riesgo, a los que se suman entre otros los objetivos de eficiencia. Resolver un problema de optimización consiste en encontrar el valor que debe tomar las variables para hacer óptima la función objetivo satisfaciendo el conjunto de restricciones (Nocedal y Wright, 1999).

1.3.1 Métodos matemáticos de optimización

Muchos métodos de optimización de problemas con restricciones (univariantes y multivariantes) involucran la resolución de un problema de optimización en una dimensión. Los métodos analíticos imponen demasiadas restricciones a las funciones objetivos además, no siempre es posible resolver el sistema de ecuaciones analíticamente. Por este motivo se desarrollaron los métodos numéricos (Reklaitis *et al.*, 1983).

Según Seider *et al.* (2004), existen dos tipos de métodos numéricos, a saber:

- Métodos directos: sólo utilizan los valores de la función objetivo.
- Métodos indirectos: utilizan las condiciones necesarias, las derivadas (analíticas o numéricas) y la función objetivo.

Para Tarifa (2006), antes de la aparición de los ordenadores de alta velocidad, los métodos de optimización estaban prácticamente limitados a los métodos indirectos en los cuales el cálculo del extremo potencial estaba restringido al uso de derivadas y las condiciones necesarias de optimalidad. Los modernos ordenadores han hecho posible los métodos directos, esto es la búsqueda de un óptimo por comparación sucesiva de los valores de la función $f(x)$ en una secuencia de puntos $x_1, x_2, x_3...$ sin la necesidad de hacer intervenir derivadas analíticas.

Los métodos indirectos requieren el cálculo de las derivadas primeras y segundas. Sin embargo, muchas veces obtener las derivadas es una tarea difícil, y hasta es posible que ni siquiera se conozca la forma analítica de la función objetivo. Esto plantea la necesidad de contar con métodos capaces de trabajar únicamente con los valores (experimentos) de la función objetivo. Estos son los métodos de búsqueda directa (Klein, 2015).

Nilsson y Sundent (1994), expresan que para seleccionar el método de optimización se debe alcanzar un compromiso entre la complejidad del procedimiento y el número total de evaluaciones que se debe realizar.

1.3.1.1 Métodos directos

Según Hernández (2008), este tipo de métodos se centra en la búsqueda de las soluciones óptimas mediante sucesivas reducciones del intervalo de estudio y en la eliminación de subintervalos. Cuando la región posible es suficientemente pequeña la búsqueda termina. La gran ventaja de estos métodos de búsqueda es que solamente requieren evaluaciones de la función y no necesitamos ninguna hipótesis adicional acerca de la derivabilidad de la misma.

Para Tarifa (2006), los métodos desarrollados para la búsqueda directa unidireccional son:

- Método de búsqueda a intervalos iguales.
- Método de bisección.
- Método de Fibonacci.
- Método de la sección dorada.

Método de búsqueda a intervalos iguales

Para Pérez y Garín (2011), este método de búsqueda reduce en 1/3 la longitud del intervalo en cada iteración. Entonces si L^0 es la longitud original del intervalo ($b - a$) y como en cada iteración se llevan a cabo dos evaluaciones de la función objetivo, entonces L^k tras k iteraciones viene dado por la expresión 1.4:

$$L^k = \left(\frac{2}{3}\right)^k * L^0 \quad (1.4)$$

Método de bisección

Según Klein (2015), este método elimina exactamente la mitad del intervalo en cada paso. En este caso los puntos de búsqueda x_1 y x_2 se encuentran más próximos entre sí, manteniendo la equidistancia con los bordes. La incertidumbre del intervalo después de k iteraciones vendrá dada por la expresión 1.5. Donde L es el tamaño del intervalo inicial y k es el número de iteraciones:

$$L^k = \left(\frac{1}{2}\right)^k * L^0 \quad (1.5)$$

Método de Fibonacci

Hernández (2008), expresa que con este método se conoce ya el rango inicial de búsqueda y en cada evaluación el método tiende a acorralar el punto óptimo. El intervalo inicial es L^0 y se define Δ_1 como el siguiente incremento:

$$\Delta_1 = L_0 \frac{F_{n-2}}{F_n} \quad (1.6)$$

Donde n , es el número de iteraciones que se desea y F_n es el número de Fibonacci para n evaluaciones (Hernández, 2008).

Según Ramos y Vitoriano (2016), la efectividad en este caso, $1/F_n$, mide la tolerancia del error en el entorno del punto óptimo.

Método de la sección dorada

Esta es un método numérico iterativo utilizado en la optimización unidimensional. La idea es reducir el intervalo que contiene el mínimo local hasta que la longitud del intervalo restante sea menor que un nivel de tolerancia predeterminado (Andersson, 2015).

Según Pérez y Garín (2011), en la sección dorada se ubican dos puntos interiores de manera tal que el intervalo eliminado en cada iteración sea de la misma proporción que el intervalo total. Solo un nuevo punto debe ser calculado en cada iteración. Se debe cumplir la siguiente relación:

$$\frac{x+y}{y} = \frac{y}{x} \quad (1.7)$$

Seider *et al.* (2004), expresa que en la estrategia que se plantea el método del número de oro el punto que permanece en el interior del nuevo intervalo está ubicado en la posición relativa en la que se encontraba el otro punto, que ahora limita la zona, la distancia $1-\tau$ debe corresponder a una fracción τ del intervalo (que es de longitud τ). Con esta elección de τ , el siguiente punto debe localizarse a una fracción τ de la longitud del intervalo desde el extremo de la parte derecha. La ventaja de este método

es que se realiza una evaluación objetiva en cada iteración y que se reduce el intervalo de búsqueda en menos de la mitad cada vez.

1.3.1.2 Métodos indirectos

Los métodos indirectos son métodos de búsqueda de óptimos en funciones derivables. Son métodos que se aproxime sucesivamente al punto estacionario (Klein, 2015).

Nilsson y Sundent (1994) y Tarifa (2006) coinciden en que han sido desarrollados, básicamente tres métodos para llevar a cabo la búsqueda indirecta unidireccional, basados en las condiciones de optimalidad. Estos son:

- Método de Newton.
- Aproximaciones finitas al método de Newton (Métodos cuasi-Newton).
- Métodos de secante.

Método de Newton

Según Andersson (2015), el método de Newton es una técnica común para la búsqueda de raíces y la optimización. Sea $f(x)$ una función dos veces diferenciable. La primera condición necesaria para que una función tuviera un mínimo local se debe cumplir que $f'(x) = 0$. El método procede mediante el cálculo a partir de la expresión 1.8. Donde k es el número de iteraciones.

$$x^{k+1} = x^k - \frac{f'(x^k)}{f''(x^k)} \quad (1.8)$$

Las desventajas de aplicar este método es que se deben calcular las derivadas primeras y segundas, si las derivadas segundas son nulas el método converge lentamente, si existen más de un extremo el método puede no converger en el valor deseado (Seider *et al.*, 2004).

Método de cuasi-Newton

Tarifa (2006) expresa que este método se utiliza si la derivada de la función objetivo es difícil de calcular, o ésta viene dada de forma numérica. Se basan en sustituir las

derivadas por aproximaciones en diferencias finitas a partir de la expresión 1.9. Este método constituye una solución a las limitaciones del método de Newton.

$$x^{k+1} = x^k - \frac{\frac{f(x+h)-f(x-h)}{2 \cdot h}}{\frac{f(x+h)-2f(x)+f(x-h)}{h^2}} \quad (1.9)$$

Para Andersson (2015), la desventaja de este método consiste en la necesidad de evaluar funciones adicionales en cada iteración, también es necesario conocer el valor de h (paso de la diferencia finita).

Método de la secante

El principal inconveniente del método de Newton estriba en que requiere conocer el valor de la primera derivada de la función en el punto. Sin embargo, la forma funcional de f(x) dificulta en ocasiones el cálculo de la derivada. En estos casos es más útil emplear el método de la secante (Valle, 2015).

Según Merino (2012), el método de la secante parte de dos puntos (y no sólo uno como el método de Newton) y estima la tangente (es decir, la pendiente de la recta) por una aproximación de acuerdo con la expresión 1.10:

$$f'(x_0) = \frac{f(x_1)-f(x_0)}{x_1-x_0} \quad (1.10)$$

Para Charpa y Canele (2006), este método comienza utilizando dos puntos, la elección de estos puntos debe hacerse de tal manera que los valores de las derivadas sean de signos opuestos. Este método es de convergencia más lenta que el método de cuasi-Newton pero en muchas ocasiones funciona mejor que este en lo que a número de evaluaciones de la función objetivo se refiere.

Para resolver un problema de optimización numérica unidireccional se pueden emplear los métodos numéricos, estos métodos se dividen en directos e indirectos. Para llevar a cabo la optimización del ΔT mínimo se escoge un método numérico directo por ser estos más sencillos pues solo trabajan con los valores de la función objetivo, no es necesario el cálculo de las derivadas. Dentro de los métodos directos se escoge el

método de la sección dorada porque en cada iteración se realiza una evaluación objetiva y se reduce el intervalo de búsqueda en menos de la mitad cada vez.

1.4 Intercambiadores de calor de placas.

Un intercambiador de placas convencional está conformado una sucesión de finas placas que se encuentran selladas por juntas de goma. Las juntas de goma además de evitar la mezcla de los fluidos, establecen los canales de circulación del fluido. El conjunto de las placas se comprime con dos planchas metálicas rígidas haciendo una distribución de flujos paralelos donde uno de los fluidos circula en los canales pares, y el otro fluido circula en los canales impares (Turizo *et al.*, 2014).

La superficie de estas placas es corrugada para hacer que el flujo entre las mismas sea de tipo turbulento, lo cual, conjuntamente con la velocidad de flujo inducido por la bomba, reduce el grosor de la película límite, consiguiendo así coeficientes de transferencia de calor muy elevados (Salva, 2017). El material de las placas es seleccionado acorde a la aplicación, aunque en la mayoría de las veces se utiliza acero inoxidable. Las principales características de los intercambiadores de placas son las siguientes:

- Alta eficiencia.
- Modularidad (depende de la tipología).
- Altas velocidades (operan en régimen turbulento).
- Alta compacidad.

Según Varona *et al.* (2007), un intercambiador de calor de placas es el más eficiente y menos costoso que existe. Debido a la turbulencia inducida del flujo y al pequeño diámetro hidráulico (definido como el área de la sección transversal, dividido por dos veces el perímetro), de los canales, los cuales tienden a incrementar el Reynolds, el intercambiador de placas puede obtener una eficiencia de hasta cinco veces, aquellas alcanzadas en una versión tubo y coraza para una similar aplicación, debido a que no tienen distinción de lado del tubo o lado de la coraza. El intercambiador de calor de placas puede ser más apropiado que el intercambiador de calor de tubo y coraza,

cuando ambos lados, el caliente y el frío, son fluidos de proceso. Otra de las ventajas es que el área de transferencia de calor puede ser modificada por adición o eliminación de placas, producto del cambio en las condiciones del proceso.

Martínez *et al.* (2014), expresa que en muchas aplicaciones de la industria moderna el intercambiador de placas ha desplazado al tradicional de tubo y coraza, por dos razones principales:

- El coeficiente de transferencia de calor es mayor, lo que permite construir equipos más compactos y con menor tiempo de residencia de los fluidos.
- Son fácilmente desmontables, con lo cual se puede proceder a su limpieza con mayor rapidez, aunque algunos modelos no se pueden desmontar debido a que las placas están soldadas.

1.4.1 Correlaciones para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor de simple fase

Entre finales de los años ochenta y los años noventa se han hecho numerosos estudios de transferencia de calor con este tipo de intercambiadores en ensayos de simple fase. A continuación se proporciona un resumen de las expresiones más difundidas en la literatura consultada.

- Correlación de Kumar.

Táboas, (2007) plantea que la expresión de Kumar viene dada por la ecuación 1.11:

$$Nu = C_1 * Re^M * Pr^{0.33} * \left(\frac{\mu_P}{\mu_F}\right)^{0.1} \quad (1.11)$$

El factor de fricción viene dado por la expresión 1.12:

$$f = \frac{C_2}{Re^P} \quad (1.12)$$

Los valores de las constantes C_1 , C_2 , P y M empleadas en las ecuaciones 1.11 y 1.12 se muestran en el anexo 1.

➤ Correlación de Wanniarachchi.

Para Camaraza (2019), una expresión más desarrollada es la obtenida por (Wanniarachchi, Ratman *et al.*, 1995) que permite obtener los coeficientes de transferencia de calor incluso para las transiciones de laminar a turbulento. Esta correlación tiene un rango de aplicabilidad muy alto tanto en número de Reynolds, como para ángulos de placas. El coeficiente de transferencia de calor se obtiene a partir del siguiente grupo de ecuaciones:

$$Nu = Pr^{1/3} * \sqrt[3]{Nu_L^3 + Nu_T^3} * \left(\frac{\mu_P}{\mu_F}\right)^{0.17} \quad (1.13)$$

$$Nu_L = 3.35 * \beta^{-0.0455} * \varphi^{0.661} * Re^{0.339}; \quad Nu_T = 1.26 * \beta^{-1.142} * \varphi^{1-M} * Re^M;$$

$$M = 0.646 + 0.0011\beta$$

Mientras que el factor de fricción viene dado por el siguiente grupo de ecuaciones:

$$f = (f_1^3 + f_t^3)^{1/3} \quad (1.14)$$

$$f_1 = 1774 * \beta^{-1.026} * \varphi^2 * Re^{-1}; \quad f_t = 46.6 * \beta^{-1.08} * \varphi^{(1+p)} * Re^{-p}$$

$$p = 0.0043 * \beta + 0.0000223 * \beta^2$$

➤ Correlación de Thonon.

Según Gómez (2008), la expresión de Tonnon (1995), viene dada por la ecuación 1.15:

$$Nu = C_1 * Re^M * Pr^{0.33} \quad (1.15)$$

El factor de fricción se determina a partir de la expresión 1.16:

$$f = \frac{C_2}{Re^P} \quad (1.16)$$

Los valores de las constantes C_1 , C_2 , P y M empleadas en las ecuaciones 1.15 y 1.16 se presentan en el anexo 2.

➤ Correlación de Haslego y Polley (2002).

Las correlaciones anteriores están disponibles para ayudar en el diseño preliminar de intercambiadores de calor de placa. Sin embargo Haslego y Polley (2002), presenta una serie de gráficos que puede ser utilizado para realizar el dimensionamiento preliminar de este tipo de intercambiadores siendo de esta manera más sencilla su utilización. Además esta técnica se aplica para la integración energética de los intercambiadores de placas a partir del análisis de la tecnología *Pinch*.

El coeficiente global de transferencia de calor (U) está dado por la expresión 1.17:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{cal}} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_{frío}} \quad (1.17)$$

Los coeficientes locales de transferencia de calor (h) por el lado frío y caliente se leen en los gráficos propuestos por los autores.

Después de revisada la bibliografía sobre esta temática se puede decir que para la determinación del coeficiente de transferencia de calor en intercambiadores de placas se han desarrollado varias correlaciones. A criterio de la autora se escoge la metodología de Haslego y Polley (2002), por ser la más sencilla además de que se han realizado estudios donde se ha aplicado esta técnica para la integración energética a partir de la tecnología *Pinch*.

1.5 Análisis económico de alternativas.

En la mayoría de los análisis económicos, uno o más de los componentes del costo varían como función del número de unidades. Comúnmente, las relaciones de costo se expresan en términos de la cantidad (u otra variable), y se calcula el valor al cual las alternativas quedan en equilibrio. Para encontrar el punto de equilibrio, la variable debe ser común a ambas alternativas, tanto como costo de operación como costo de producción (Blank y Tarquin, 2002).

Según Blank y Tarquin (2002) y Couper (2003), el análisis de punto de equilibrio tiene el propósito de determinar el valor de una variable o un parámetro de un proyecto o

alternativa que iguala dos elementos, como el volumen de ventas que iguala ingresos y costos. Un estudio de punto de equilibrio se lleva a cabo para dos alternativas con la finalidad de determinar cuándo cualquiera de ellas es igualmente aceptable. El análisis de punto de equilibrio casi siempre se aplica en decisiones de hacer o comprar cuando las corporaciones y los negocios deben decidir respecto de la fuente de los elementos fabricados, servicios, etcétera.

Blank y Tarquin (2002), expresan que el análisis de punto de equilibrio implica la determinación de una variable común o parámetro económico entre dos alternativas. La igualación de las ecuaciones de los métodos del valor presente o del valor anual uniforme equivalente determina el punto de equilibrio. La selección de la alternativa es diferente en función de dos condiciones: la pendiente de la curva del costo variable y el valor del parámetro relativo al punto de equilibrio. El parámetro puede ser la tasa de interés (i), el costo inicial (P), el costo anual de operación (COA) o cualquier otro parámetro.

Para Blank y Tarquin (2002), a menudo el análisis de punto de equilibrio implica ingresos o costos variables comunes a ambas alternativas, como precio unitario, costo de operación, costo de materiales y costo de mano de obra. La figura 1.1 ilustra este concepto para dos alternativas con ecuaciones lineales de costo.

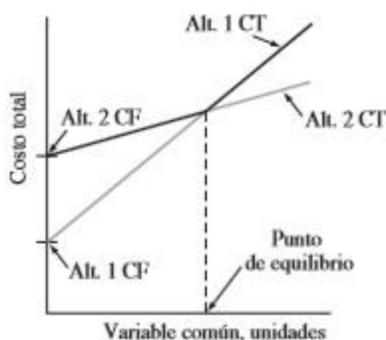


Figura 1.1: Punto de equilibrio entre dos alternativas con relaciones de costo lineal.

La intersección de las líneas de costo total ubica el punto de equilibrio y el costo variable establece la pendiente. Por tanto, si el número de unidades de la variable

común es mayor que la cantidad del punto de equilibrio, se elige la alternativa 2, pues será menor el costo total. Por el contrario, un nivel anticipado de operación por debajo del punto de equilibrio favorece la alternativa 1 (Blank y Tarquin, 2002).

Según Couper (2003), en lugar de trazar una gráfica de los costos totales de cada alternativa y calcular gráficamente el punto de equilibrio, puede resultar más sencillo calcular numéricamente el punto de equilibrio con expresiones de ingeniería económica a partir del método del valor presente (VP) o a partir del método del valor anual uniforme equivalente (VA) a la tasa de reinversión TMAR. Se prefiere el método del valor anual uniforme equivalente cuando las unidades de la variable se expresan anualmente; además, los cálculos de este método son más sencillos para alternativas con vidas diferentes. Los siguientes pasos permiten determinar el punto de equilibrio de la variable común y la pendiente de una relación de costo total lineal.

- Defina la variable común y sus unidades de dimensión.
- Aplique un análisis a partir de los métodos de VA o VP para expresar el costo total de cada alternativa como función de la variable común.
- Iguale las dos ecuaciones y despeje el valor del punto de equilibrio de la variable.

Según Blank y Tarquin (2002) y Couper (2003), la selección entre alternativas se basa en el criterio siguiente:

- Si el nivel anticipado de la variable común es inferior al valor del punto de equilibrio, elija la alternativa con el costo variable más alto (pendiente mayor).
- Si el nivel se ubica por encima del punto de equilibrio, elija la alternativa con el costo variable menor.

El análisis económico de alternativas se puede realizar a partir del punto de equilibrio y este se puede determinar de manera gráfica o mediante cálculos. A criterio del autor el análisis se va a llevar a cabo de las dos maneras pues la gráfica nos permite observar de una manera fácil el comportamiento de cada alternativa y los cálculos nos dice con exactitud cuál es el punto de equilibrio entre las variantes.

1.5 Conclusiones parciales.

- El proceso de pasteurización de la leche es el que exige la mayor demanda de energía dentro de la industria láctea.
- Muchos datos se ajustan mejor utilizando regresión no lineal mediante programas de computadora.
- Los métodos numéricos, en particular el de la sección dorada, son los más adecuados para la optimización del ΔT mínimo.
- La correlación de Haslego y Polley (2002) nos permite determinar el coeficiente de transferencia de calor del intercambiador de placas de una manera más sencilla.
- La mejor aplicación del análisis económico de alternativas mediante el punto de equilibrio se realiza combinando el método gráfico con el cálculo numérico.

Capítulo 2: Materiales y métodos

En este capítulo se realiza una descripción del proceso de producción de queso de crema en la UEB de productos lácteos Germán Hernández Salas de Cárdenas así como la propuesta de variantes de esquemas tecnológicos de la pasteurización de la leche. También se presenta la metodología a seguir para la optimización de la temperatura de aproximación de las variantes de los esquemas tecnológicos así como la metodología para el análisis económico de alternativas.

2.1 Descripción del proceso de producción de 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 (aproximadamente 7%) y la grasa (aproximadamente 10%) y así obtener un producto terminado que cumpla con las especificaciones establecidas.

El proceso (anexo 3) comienza en el tanque guarda, donde la leche se estandariza con la grasa vegetal a 65 °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 tres 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 °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 °C con un tiempo de retención de 16 y 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 °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 se inocula con cultivo industrial. Después de 24 horas se adiciona salmuera y al producto formado se denomina cuajada. Esta cuajada sufre una segunda pasterización, pasando igualmente por las tres 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. 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 este proceso es de 0,94 t/h y 55 t/h respectivamente.

2.1.1 Propuesta de variantes de integración energética del proceso de pasteurización de la leche

En trabajos previos (Pérez, 2017) se realizó la integración energética del proceso y se propusieron cuatro variantes que disminuyen el consumo de portadores energéticos.

- Pasterización de la cuajada

Actualmente en la UEB, una vez incorporada la salmuera y creada la cuajada, se realiza una segunda pasterización (pasterización de la cuajada).

Variante 1: Intercambio entre las masas estandarizadas y entre las cuajadas.

En esta propuesta (anexo 4) 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 se aprovecha este calor residual disminuyendo el consumo de portadores energéticos de la UEB actualmente.

Variante 2: Intercambio de las masas estandarizadas con la cuajada.

Se propone (anexo 5) utilizar el calor, que actualmente se disipa a la atmósfera como resultado de la pasteurización 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 temperatura igual a 80 °C resultante de la segunda pasteurización, con la masa estandarizada a pasteurizar (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 pasteurizar (C6).

- Pasteurización de la salmuera

En esta otra forma de pasteurización se propone eliminar la segunda pasteurización de la cuajada 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. 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.

Variante 3: Intercambio de salmuera con cultivo

El calor residual de la pasteurización de la salmuera se aprovecha para pasteurizar el cultivo industrial (anexo 6).

Variante 4: Intercambio de salmuera con salmuera

El calor residual de la pasteurización de la salmuera se aprovecha para calentar la salmuera alimentada (anexo 7).

2.2 Descripción del pasteurizador

En trabajos previos (Pérez, 2017) se realizó una descripción del pasteurizador de la planta que se analiza. Este pasteurizador (anexo 8) es un intercambiador de placas. El mismo se encuentra dividido en tres secciones: sección de calentamiento con 40 placas, sección de intercambio con 78 placas y sección de enfriamiento con 35 placas. Cada placa tiene 30 cm de ancho por 120 cm de alto y un espesor de 0,7 mm.

El área total de transferencia de calor del pasteurizador es de 50 m² aproximadamente y el de cada placa es de 0,36 m², el área efectiva de la placa que es quitando el área de los dos agujeros de entrada de los líquidos y el borde de la junta es aproximadamente 0,31 m².

2.3 Metodología para la optimización de la temperatura de aproximación mínima

El ΔT mínimo o temperatura de aproximación mínima representa la menor diferencia de temperaturas que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor, para que la transferencia sea efectiva.

Mientras menor es el ΔT mínimo que se seleccione, mayor será el área de transferencia necesaria en los intercambiadores (aumentando los costos de instalación y mantenimiento) pero menores serán los requerimientos de utilidades (disminuyendo los costos de operación). La selección del ΔT mínimo más adecuado constituye un problema de optimización. Generalmente la integración energética se realiza para

diferentes valores de ΔT mínimo, se calculan los costos de cada variante y se buscan las condiciones que minimicen el costo total (Benítez *et al.*, 2007).

2.3.1 Validación de la integración energética para varios ΔT mínimo

Para esta etapa se empleó el *software Hint* que emplea la tecnología *Pinch* para lograr la integración energética. En este software se implementaron las variantes propuestas por la literatura (Pérez, 2017).

Además, se determinó para qué rango de ΔT mínimo es válida la integración energética. Es decir, que no aparezcan cruces de temperatura y que el ΔT de los cabezales sea termodinámicamente posible.

2.3.2 Cálculo del área de transferencia de calor y del consumo de utilidades

En esta etapa se realiza el diseño preliminar de los intercambiadores donde se necesitan especificar los flujos, temperaturas y propiedades físicas. Se debe calcular la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) y el factor de corrección de temperaturas, FT. Además de calcular el coeficiente global de transferencia de calor (UD) mediante los coeficientes individuales o estimar un valor de la literatura especializada (Couper *et al.*, 2005).

Para cada una de las diferencias mínimas de temperaturas seleccionadas en el epígrafe anterior de cada alternativa se seguirán las etapas siguientes:

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

Cada uno de los flujos, de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos tanto fríos como calientes y el calor intercambiado por cada uno de los intercambiadores se extraen del *software Hint*.

Las propiedades físicas del agua, del vapor, de la salmuera, de la grasa y de los productos lácteos se toman de la literatura (Keenan *et al.*, 1969; Vargas, 2004; Rodríguez-Martínez, 2012; García, 2012). Estas propiedades físicas se muestran en el anexo 9.

Los datos de calores específicos para cada corriente se muestran en el anexo 10 (Engineering-ToolBox, 2016). Para las corrientes compuestas por dos o más sustancias, los calores específicos se determinan por medio de la expresión de Poling *et al.* (2008) y se muestran en el anexo 11.

Etapa 2: Calcular la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD).

La diferencia media logarítmica de temperaturas se calcula a partir de la ecuación 2.1:

$$LMTD = \frac{(T_{salida_{corr-cal}} - T_{entrada_{corr-fría}}) - (T_{entrada_{corr-cal}} - T_{salida_{corr-fría}})}{\ln \frac{(T_{salida_{corr-cal}} - T_{entrada_{corr-fría}})}{(T_{entrada_{corr-cal}} - T_{salida_{corr-fría}})}} \quad (2.1)$$

Etapa 3: Calcular el factor de corrección de temperaturas (FT).

El factor de corrección de temperatura en este caso, por ser un intercambiador de placas, se considera 1 puesto que estos tipos de intercambiadores se consideran que operan como intercambiadores a contracorriente puro.

Etapa 4: Calcular el coeficiente global de transferencia de calor (Ud).

El coeficiente global de transferencia de calor se determina siguiendo la metodología propuesta por Haslego y Polley (2002), para intercambiadores de placas donde conociendo el LMTD se pueden calcular el número de unidades de transferencia de calor (NTU) por el lado frío y por el lado caliente a partir de las ecuaciones 2.2 y 2.3:

$$NTU_{cal} = \frac{T_{entrada_{cal}} - T_{salida_{cal}}}{LMTD} \quad (2.2)$$

$$NTU_{frío} = \frac{T_{salida_{fría}} - T_{entrada_{fría}}}{LMTD} \quad (2.3)$$

Luego de determinar el NTU caliente y frío para cada intercambiador se pasa a determinar los coeficientes locales de transferencia de calor por el lado caliente y por el lado frío a partir de las gráficas que se proponen en la literatura (anexo 12), atendiendo a las propiedades físicas de fluido definidas en el epígrafe anterior, al valor del NTU y a la caída de presión del intercambiador.

El último paso es el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor (U) a partir de la ecuación 2.4. Para un espesor de las placas es de 0,0007 mm y una conductividad térmica es de 16,3 W/m K.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{cal}} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_{frío}} \quad (2.4)$$

Dónde:

h_{cal} : Coeficiente individual de transferencia de calor caliente.

$h_{frío}$: Coeficiente individual de transferencia de calor frío.

Δx : Espesor de la placa.

k : Conductividad térmica.

Eta 5: Calcular el área de transferencia de calor y del consumo de utilidades.

Para el cálculo del área de transferencia de calor se emplea la ecuación 2.5:

$$A = \frac{Q}{U * LMTD} \quad (2.5)$$

Dónde:

Q : Calor que se transfiere en el intercambiador.

El consumo de utilidades frías se determina por 2.6:

$$m = \frac{Q}{Cp * (T_{ent} - T_{sal})} \quad (2.6)$$

Y el de utilidades calientes por 2.7:

$$m = \frac{Q}{\lambda} \quad (2.7)$$

Dónde:

Cp : Capacidad calorífica del fluido.

λ : Calor latente del fluido.

2.3.3 Cálculo de los costos totales para cada ΔT mínimo.

Los costos totales de cada uno de los ΔT mínimo incluyen el costo por consumo de utilidades y el costo por amortización de la inversión de los intercambiadores.

Etapa 1: Cálculo de los costos de los intercambiadores de calor.

El costo de inversión de los intercambiadores de calor se determinó mediante correlaciones empíricas propuesta por Garrett (1989), específicas para intercambiadores de placas a partir de la ecuación 2.8:

$$CI = 100 * A^{0,78} \quad (2.8)$$

Dónde:

CI: costo del intercambiador (USD en 1987).

A: área del intercambiador (ft²).

Etapa 2: Cálculo de los costos por consumo de utilidades.

El costo de las utilidades puede ser estimado, aproximadamente, mediante las fichas de costo aportadas por el Dpto. Económico de la UEB (anexo 13).

2.3.4 Buscar las condiciones que minimicen los costos totales.

Esta etapa consiste en determinar un valor de ΔT mínimo, para el cual los costos totales se hagan mínimos. Se representan gráficamente cada uno de los ΔT mínimo y el costo total para cada uno de ellos. A partir de la gráfica es posible estimar el punto de ΔT mínimo donde se hace mínimo el costo total. También se puede ajustar un modelo a partir de un análisis de regresión y optimizarlo matemáticamente a partir del método de la sección dorada.

2.4 Metodología para la selección de la mejor alternativa.

La selección de la mejor alternativa se realiza siguiendo la metodología propuesta por Blank y Tarquin (2002) y Couper (2003) donde se calcula el punto de equilibrio de cada

alternativa a partir del método del valor anual uniforme equivalente (VA) y el método gráfico.

2.4.1 Cálculo del punto de equilibrio a partir del método del VA.

Esta metodología se seguirá para los ΔT mínimo que minimizan los costos totales seleccionados en el epígrafe anterior para cada una de las variantes.

Para el cálculo del punto de equilibrio se seguirán los siguientes pasos:

- Definir la variable común o el parámetro económico entre las alternativas.
- Aplicar el método del VA para cada una de las alternativas como función de la variable común.

El método del valor anual uniforme equivalente (VA) se desarrolla a partir de la ecuación 2.9:

$$VA = RC + A \quad (2.9)$$

Dónde:

A: Cantidad anual equivalente. Se trata de un costo de operación anual (\$/kg). Costos variables.

RC: Recuperación de capital y se determina a partir de la ecuación 2.10:

$$RC = -P * \frac{A}{P_{i,n}} + S * \frac{A}{F_{i,n}} \quad (2.10)$$

Dónde:

P: Costo inicial total de todos los activos y servicios necesarios para dar comienzo a la alternativa (\$). Costos fijos.

S: Valor de rescate es el valor terminal estimado de los activos al final de su vida útil. En este caso es cero porque no se anticipa ningún valor de rescate.

$\frac{A}{P}$: Recuperación de capital y se determina a partir de la ecuación 2.11:

$\frac{A}{F}$: Fondo de hundimiento y se determina a partir de la ecuación 2.12:

$$\frac{A}{P_{i,n}} = \frac{i*(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (2.11)$$

$$\frac{A}{F_{i,n}} = \frac{i}{(1+i)^n - 1} \quad (2.12)$$

Dónde en ambas ecuaciones:

i : Interés que se le debe pagar al banco.

n : Tiempo de vida útil de los intercambiadores.

- Igualar las ecuaciones y despejar el valor del punto de equilibrio de la variable (esta etapa se realiza entre dos alternativas).

2.4.2 Gráfico del punto de equilibrio

Para la construcción de la gráfica del punto de equilibrio se seguirán los pasos siguientes:

1. Definir la variable común o el parámetro económico entre las alternativas.
2. Calcular los costos fijos para cada alternativa que en este caso es el costo de los intercambiadores que fueron calculados anteriormente. Los costos variables se analizan en función de las pendientes.
3. Análisis del punto de equilibrio.
 - Si el nivel anticipado de la variable común es inferior al valor del punto de equilibrio, elija la alternativa con el costo variable más alto (pendiente mayor).
 - Si el nivel se ubica por encima del punto de equilibrio, elija la alternativa con el costo variable menor (pendiente menor).

Capítulo 3: Análisis de resultados.

En este capítulo se exponen los resultados del análisis de la integración energética para las cuatro variantes propuestas por la literatura así como los ΔT mínimo óptimos para cada una de ella y se realiza un análisis económico a partir del análisis del punto de equilibrio entre las variantes. Todo esto siguiendo las metodologías propuestas en el capítulo anterior.

3.1 Análisis de la integración energética.

A partir del análisis de la simulación en el software *Hint* de la integración energética se obtuvieron los intervalos de ΔT mínimo para los cuales no aparezcan cruces de temperatura y que los ΔT de los cabezales sean termodinámicamente posibles.

La tabla 3.1 muestra los intervalos de ΔT mínimo para los cuales se hace válida la integración energética de cada variante.

Tabla 3.1: Intervalos de ΔT mínimo para cada una de las variantes.

Variantes propuestas	Intervalos de ΔT mínimo ($^{\circ}\text{C}$)
1	8-50
2	6-50
3	7-45
4	7-45

Fuente: Elaboración propia

3.1.1 Variante 1: Intercambio entre las masas estandarizadas y entre las cuajadas.

La integración energética de la variante 1 arrojó como resultado que para el intervalo de ΔT mínimo mostrado en la tabla 3.1 los intercambiadores de calor 1 y 14 violan la diferencia mínima de temperatura debido a que sus ΔT son menores que el establecido.

La tabla 3.2 muestra la diferencia mínima de temperatura para los intercambiadores de calor 1 y 14 en el intervalo de temperatura establecido para esta variante.

Tabla 3.2 Diferencias de temperaturas para los intercambiadores 1 y 14.

ΔT mínimo ($^{\circ}\text{C}$)	Intercambiador de calor 1		Intercambiador de calor 14	
	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)
8	1	1	3	12,93
10	3	3	5	14,93
15	8	8	10	19,93
22	15	15	17	26,93
29	22	22	24	33,93
36	29	29	31	40,93
43	36	36	38	47,93
50	43	43	45	54,93

Fuente: Elaboración propia

El intercambiador de calor 1 incumple con el ΔT mínimo en ambos cabezales tanto como por el frío como por el caliente al contrario del intercambiador 14 que solo incumple por el cabezal frío. La variante es válida para todos estos ΔT mínimo porque aunque se observen estas discrepancias las diferencias mínimas de temperaturas que se observan son posibles para los intercambiadores de placas los cuales pueden trabajar hasta con un ΔT mínimo de 1°C según Vilches (2013). A partir de un ΔT mínimo mayor que los 50°C comienzan a aparecer errores que hacen que termodinámicamente no sea posible la alternativa para esos ΔT elevados.

3.1.2 Variante 2: Intercambio de las masas estandarizadas con la cuajada.

La integración energética de la variante 2 arrojó como resultado que para el intervalo de ΔT mínimo mostrado en la tabla 3.1 los intercambiadores de calor 7 y 10 violan la diferencia mínima de temperatura debido a que sus ΔT son menores que el establecido.

La tabla 3.3 muestra la diferencia mínima de temperatura para los intercambiadores de calor 7 y 10 en el intervalo de temperatura establecido para esta variante.

Tabla 3.3 Diferencias de temperaturas para los intercambiadores 7 y 10.

ΔT mínimo ($^{\circ}\text{C}$)	Intercambiador de calor 7		Intercambiador de calor 10	
	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)
6	1	6	5,05	5,63
10	4,53	10	9,05	9,63
13	7,93	13	12,05	12,63
20	15,84	20	19,05	19,63
27	23,75	27	26,05	26,63
34	31,66	34	33,05	33,63
43	41,83	43	42,05	42,63
50	49,74	50	49,05	49,63

Fuente: Elaboración propia

El intercambiador de calor 7 incumple con el ΔT mínimo solo por el cabezal frío al contrario del intercambiador 10 que incumple por ambos cabezales tanto como por el frío como por el caliente. Aunque se observan estas discrepancias la variante es válida para todos estos ΔT mínimo siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. A partir de un ΔT mínimo mayor que los 50°C comienzan a aparecer errores que hacen que termodinámicamente no sea posible la alternativa para esos ΔT elevados.

3.1.3 Variante 3: Intercambio de salmuera con cultivo.

La integración energética de la variante 3 arrojó como resultado que para el intervalo de ΔT mínimo mostrado en la tabla 3.1 los intercambiadores de calor 2 y 10 violan la diferencia mínima de temperatura debido a que sus ΔT son menores que el establecido.

La tabla 3.4 muestra la diferencia mínima de temperatura para los intercambiadores de calor 2 y 10 en el intervalo de temperatura establecido para esta variante.

Tabla 3.4: Diferencias de temperaturas para los intercambiadores 2 y 10.

ΔT mínimo ($^{\circ}\text{C}$)	Intercambiador de calor 2		Intercambiador de calor 10	
	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)
7	1,23	7	5,24	5,24
10	4,69	10	8,24	8,24
14	9,29	14	12,24	12,24
22	18,51	22	20,24	20,24
30	27,72	30	28,24	28,24
38	36,94	38	36,24	36,24
44	43,85	44	42,24	42,24

Fuente: Elaboración propia

El intercambiador de calor 2 incumple con el ΔT mínimo solo por el cabezal frío al contrario del intercambiador 10 que incumple por ambos cabezales tanto como por el frío como por el caliente. Aunque se observan estas discrepancias la variante es válida para todos estos ΔT mínimo siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. A partir de un ΔT mínimo mayor que los 44°C comienzan a aparecer errores que hacen que termodinámicamente no sea posible la alternativa para esos ΔT elevados.

3.1.4 Variante 4: Intercambio de salmuera con salmuera.

La integración energética de la variante 4 arrojó como resultado que para el intervalo de ΔT mínimo mostrado en la tabla 3.1 el intercambiadores de calor 10 viola la diferencia mínima de temperatura debido a que sus ΔT son menores que el establecido.

La tabla 3.5 muestra la diferencia mínima de temperatura para el intercambiador de calor 10 en el intervalo de temperatura establecido para esta variante.

Tabla 3.5: Diferencias de temperaturas para el intercambiador 10.

ΔT mínimo ($^{\circ}\text{C}$)	Intercambiador de calor 10	
	ΔT Frío ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT Caliente ($^{\circ}\text{C}$)
7	5,24	5,24
10	8,24	8,24
14	12,24	12,24
22	20,24	20,24
30	28,24	28,24
38	36,24	36,24
44	42,24	42,24

Fuente: Elaboración propia

El intercambiador de calor 10 incumple con el ΔT mínimo por ambos cabezales tanto como por el frío como por el caliente. Aunque se observan estas discrepancias la variante es válida para todos estos ΔT mínimo siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. A partir de un ΔT mínimo mayor que los 44 $^{\circ}\text{C}$ comienzan a aparecer errores que hacen que termodinámicamente no sea posible la alternativa para esos ΔT elevados.

3.2 Análisis de la optimización de los ΔT mínimo.

A partir del análisis de las gráficas de ΔT mínimo contra el costo total para cada uno de las variantes y del ajuste del modelo a partir de un análisis de regresión y la optimización a partir del método de la Regla de Oro se logró estimar y calcular el punto de ΔT mínimo donde se hace mínimo el costo total.

La tabla 3.6 muestra los ΔT mínimo que minimiza los costos totales para cada una de las variantes así como sus respectivos costos totales siguiendo el método de la búsqueda de la sección dorada.

Tabla 3.6: Costos totales para cada uno de los ΔT mínimo que minimizan los costos totales.

Variante	ΔT mínimo óptimo ($^{\circ}C$)	Costo total (\$/a)
1	10,50	1 220 258,57
2	12,64	909 878,761
3	8,86	617 497,215
4	7	507 963,738

Fuente: Elaboración propia

3.2.1 Variante 1: Intercambio entre las masas estandarizadas y entre las cuajadas.

Para determinar el ΔT mínimo que minimiza los costos totales de la variante 1 fue necesario calcular los costos totales para cada uno de los ΔT mínimos en el intervalo seleccionado en el epígrafe anterior como se muestran en la tabla 3.7. Estos costos totales se dividen en costos de los intercambiadores de calor y costo de las utilidades ya sean frías o calientes. Para determinar los costos de los intercambiadores de calor fue necesario calcular el área de estos y para los costos de las utilidades fue necesario determinar los flujos tanto de las utilidades frías como calientes como se muestra en el anexo 14. Esto se calculó siguiendo la metodología presentada en el epígrafe 2.3 para el intervalo de ΔT mínimo seleccionados en el epígrafe anterior para dicha variante.

Tabla 3.7: Costos totales para cada uno de los ΔT mínimo.

ΔT mínimo ($^{\circ}C$)	Costo total (\$/a)
8	1 334 994,28
10	1 219 384,18
15	1 428 397,52
22	1 992 307,04
29	2 557 040,8
36	3 121 933,43
43	3 686 977,55
50	4 251 901,82

Estos valores de ΔT mínimos y costos totales se grafican como se muestra en la figura 3.1 y a partir de aquí se puede analizar el comportamiento que siguen los datos y se pueden observar si existen puntos estacionarios o no además de que a partir de esta gráfica se estima el valor de ΔT mínimo para el que se hace mínimo el costo total.

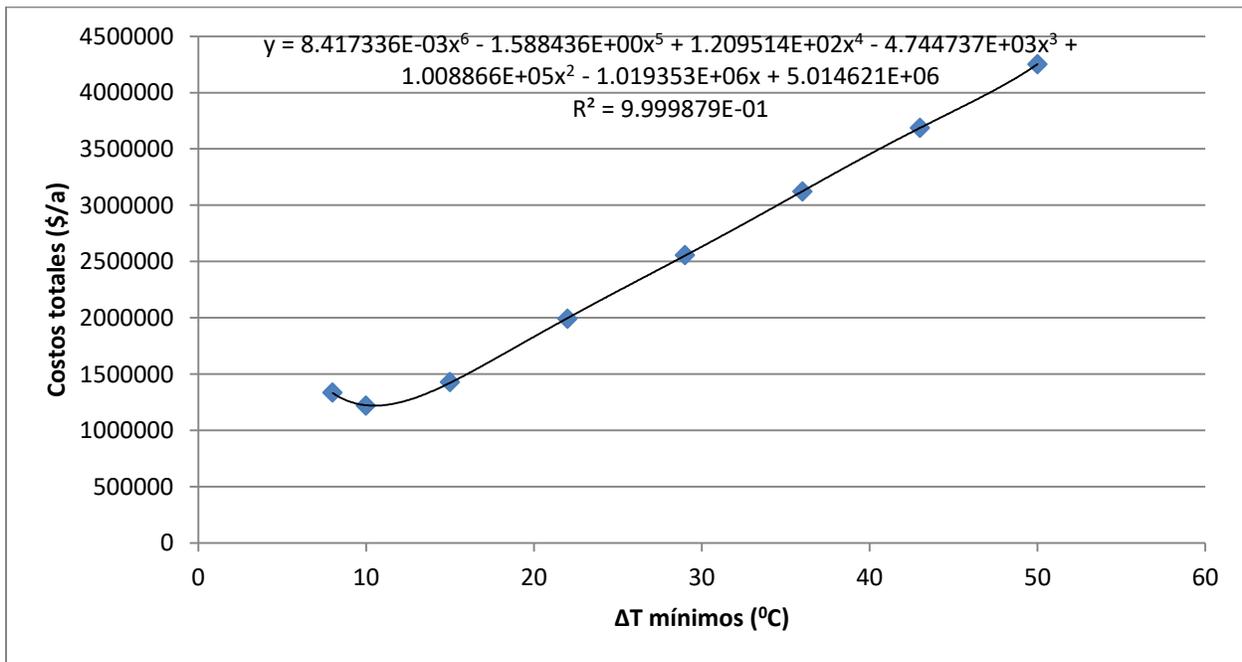


Figura 3.1: Costos totales para los ΔT mínimo de la variante 1.

Como resultado se observa un mínimo en la región aproximadamente en 10 °C, valor que concuerda con el seleccionado en trabajos previos (Pérez, 2017) luego de realizada la optimización a partir del método de la búsqueda de la sección dorada se determinó con más precisión este valor como se muestra en la tabla valor 3.6. Los costos de los intercambiadores de calor y los costos de las utilidades tanto frías como calientes para este valor de diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales se muestra en el anexo 15.

3.2.2 Variante 2: Intercambio de las masas estandarizadas con la cuajada.

Para determinar el ΔT mínimo que minimiza los costos totales de la variante 2 fue necesario calcular los costos totales para cada uno de los ΔT mínimos en el intervalo seleccionado en el epígrafe anterior como se muestran en la tabla 3.8. Estos costos

totales se dividen en costos de los intercambiadores de calor y costo de las utilidades ya sean frías o calientes. Para la determinación de los costos de los intercambiadores y las utilidades se realiza siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. Los resultados de cada uno de estos costos se muestran en el anexo 16.

Tabla 3.8: Costos totales para cada uno de los ΔT mínimo.

ΔT mínimo ($^{\circ}C$)	Costo total (\$/a)
6	4 898 844,49
10	1 027 415,46
13	1 267 279,19
20	1 382 480,45
27	2 395 102,89
34	2 960 524,85
43	3 686 950,53
50	4 251 947,37

Fuente: Elaboración propia

Estos valores de ΔT mínimos y costos totales se grafican como se muestra en la figura 3.2 y a partir de aquí se puede observar el comportamiento que siguen los datos.

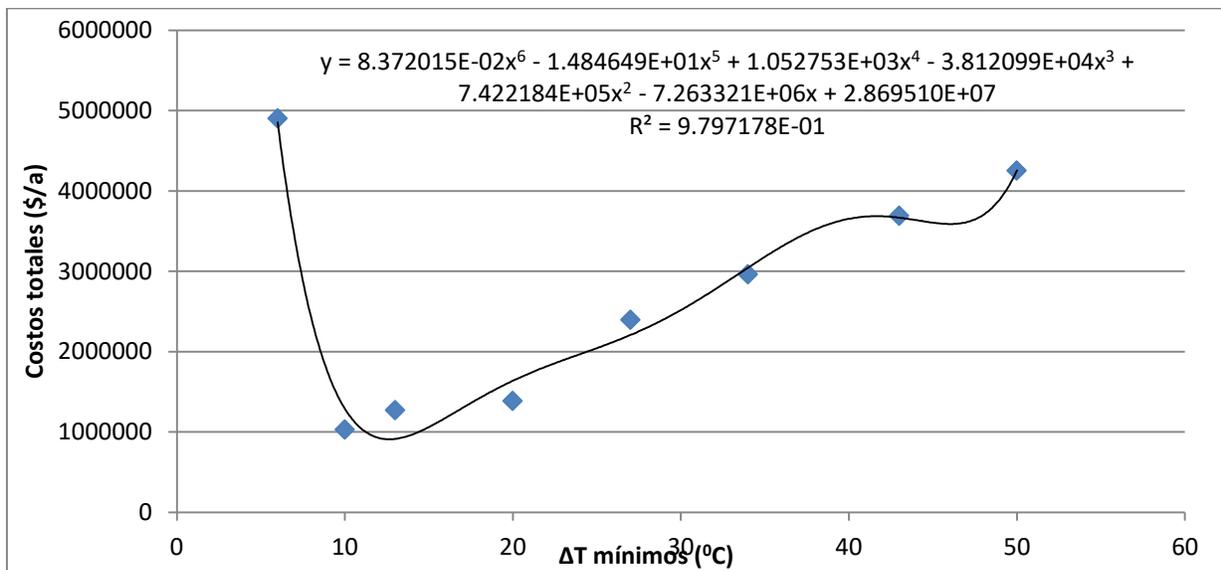


Figura 3.2: Costos totales para los ΔT mínimo de la variante 2.

Como resultado se observa un mínimo en la región aproximadamente en 12 °C, como se observa en la figura 3.2 a partir de 30 °C se pierde el ajuste de la curva porque la tendencia de esta ya no va a ser ascendente comienzan a observarse algunas oscilaciones. Pero igualmente es válido este resultado porque el punto de mínimo se encuentra en la zona de validez. Luego de aplicado el método de optimización de la búsqueda de la sección dorada se pudo determinar con exactitud este valor de mínimo como se muestra en la tabla 3.6. Los costos de los intercambiadores de calor y los costos de las utilidades tanto frías como calientes para este valor de diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales se muestra en el anexo 17.

3.2.3 Variante 3: Intercambio de salmuera con cultivo.

Para determinar el ΔT mínimo que minimiza los costos totales de la variante 3 fue necesario calcular los costos totales para cada uno de los ΔT mínimos en el intervalo seleccionado en el epígrafe anterior como se muestran en la tabla 3.9. Estos costos totales se dividen en costos de los intercambiadores de calor y costo de las utilidades ya sean frías o calientes. Para la determinación de los costos de los intercambiadores y las utilidades se realiza siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. Los resultados de cada uno de estos costos se muestran en el anexo 18.

Tabla 3.9: Costos totales para cada uno de los ΔT mínimo.

ΔT mínimo (°C)	Costo total (\$/a)
7	670 297,901
10	631 542,472
14	797 277,259
22	1 130 894,03
30	1 445 571,93
38	1 798 444,26
44	2 048 838,3

Fuente: Elaboración propia

Estos valores de ΔT mínimos y costos totales se grafican como se muestra en la figura 3.3 y a partir de aquí y a partir de aquí se puede observar el comportamiento que siguen los datos.

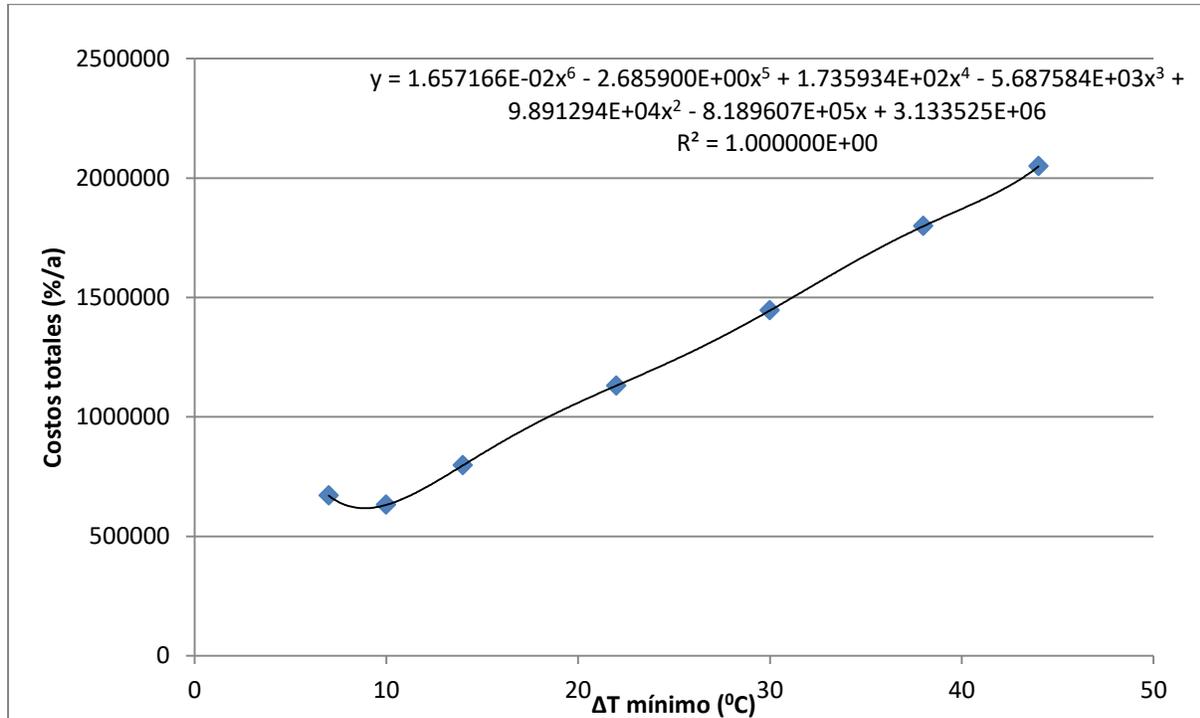


Figura 3.3: Costos totales para los ΔT mínimo de la variante 3.

Como resultado se observa un mínimo en la región aproximadamente en 10°C , valor que concuerda con el seleccionado en trabajos previos (Pérez, 2017) luego de realizada la optimización a partir del método de la búsqueda de la sección dorada se determinó con más precisión este valor como se muestra en la tabla valor 3.6. Los costos de los intercambiadores de calor y los costos de las utilidades tanto frías como calientes para este valor de diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales se muestra en el anexo 19.

3.2.4 Variante 4: Intercambio de salmuera con salmuera.

Para determinar el ΔT mínimo que minimiza los costos totales de la variante 4 fue necesario calcular los costos totales para cada uno de los ΔT mínimos en el intervalo seleccionado en el epígrafe anterior como se muestran en la tabla 3.10. Estos costos totales se dividen en costos de los intercambiadores de calor y costo de las utilidades

ya sean frías o calientes. Para la determinación de los costos de los intercambiadores y las utilidades se realiza siguiendo el mismo análisis del epígrafe anterior. Los resultados de cada uno de estos costos se muestran en el anexo 20.

Tabla 3.10: Costos totales para cada uno de los ΔT mínimo.

ΔT mínimo ($^{\circ}C$)	Costo total (\$/a)
7	507 963,738
10	631 333,436
14	797 613,724
22	1 130 888,54
30	1 464 613,26
38	1 798 447,73
44	2 048 839,85

Fuente: Elaboración propia

Estos valores de ΔT mínimos y costos totales se grafican como se muestra en la figura 3.4 y a partir de aquí y a partir de aquí se puede observar el comportamiento que siguen los datos.

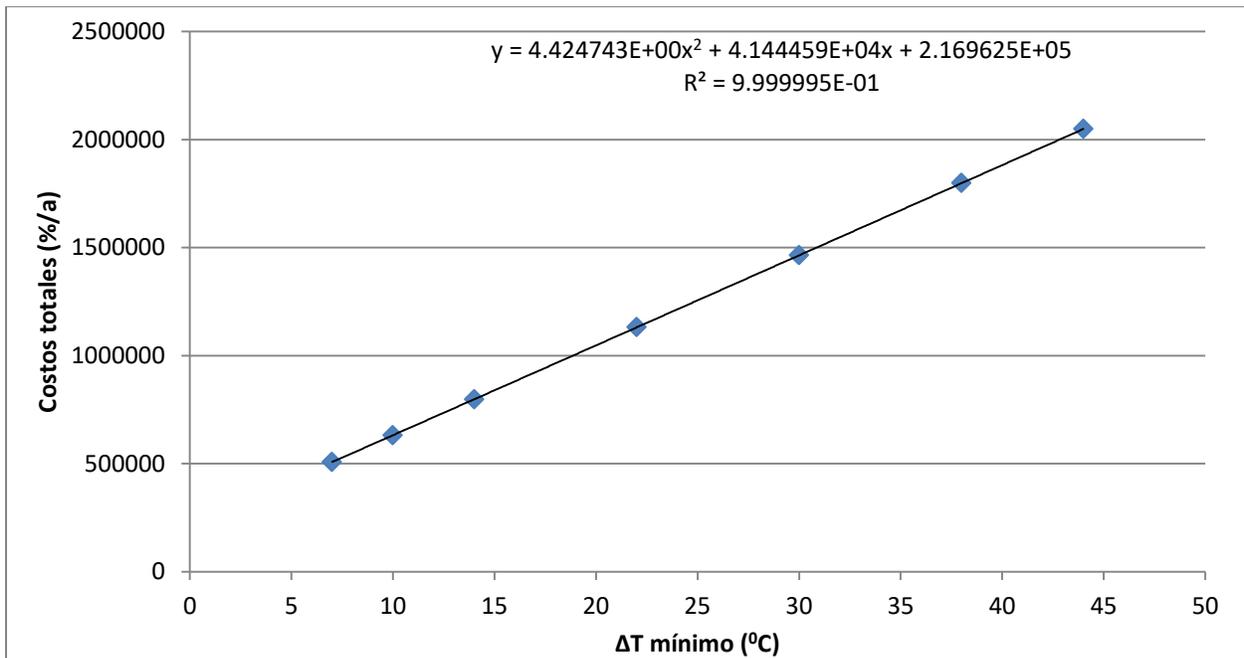


Figura 3.4: Costos totales para los ΔT mínimo de la variante 4.

Como resultado se observa que en el intervalo estudiado no hay un punto estacionario, la figura 3.4 sugiere que el mínimo se encuentra por debajo de 7 °C pero como se demostró en el epígrafe 3.1 no es posible realizar la integración energética para valores más pequeños de este ΔT porque comienzan a aparecer errores que hacen que no sea posible termodinámicamente el ΔT . Por lo tanto se selecciona este ΔT mínimo de 7 °C como el óptimo. Los costos de los intercambiadores de calor y los costos de las utilidades tanto frías como calientes para este valor de diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales se muestra en la tabla 1 del anexo 20.

3.3 Análisis económico de las variantes.

A partir del cálculo del punto de equilibrio de cada variante mediante el método del valor anual uniforme equivalente (VA) y de la representación gráfica de estas fue posible realizar el análisis económico de cada una de las variantes. Esto se realiza siguiendo la metodología propuesta en el epígrafe 2.4.

Para determinar el punto de equilibrio tanto por el método del VA así como para la representación gráfica fue necesario definir la variable común o el parámetro económico, en este caso se selecciona el flujo de leche procesada en la planta por ser la variable que representa el volumen de producción de la planta.

Además fue necesario conocer los costos fijos y los costos variables que diferencian a cada una de las variantes. Los costos fijos de estas propuestas están representados por los costos de los intercambiadores de calor, mientras que los costos variables están representados por el costo de las utilidades frías y calientes pues en dependencia del flujo de leche que se procese será necesario el empleo de más o menos flujo de utilidades ya sea para calentar o enfriar. Estos costos fijos y variables para cada uno de los ΔT mínimo que minimizan los costos totales se muestran en la tabla 3.11.

Tabla 3.11: Costos fijos y variables para cada ΔT mínimo que minimiza los costos totales.

Variantes	ΔT mínimo ($^{\circ}C$)	Costo fijo (\$/a)	Costo variable (\$/a)
1	10,5	178 164,424	1 058 601,54
2	12,65	7 065,551	1 232 193,33
3	8,86	5 748,932	578 723,665
4	7	6 885,909	501 077,829

Fuente: Elaboración propia

3.3.1 Análisis del método del valor anual uniforme equivalente (VA).

El método del VA se calculó a partir de la ecuación 2.9 en función del flujo de leche procesada, para el uso de esta ecuación fue necesario conocer los costos variables de cada una de las variantes así como el período de recuperación a partir de la ecuación 2.10 esta a su vez dependen de los costos fijos y de algunos parámetros establecidos por el banco. Los costos fijos y variables para cada una de las alternativas se muestran en la tabla 3.11 y los resultados de los términos de la ecuación 2.9 se muestran en la tabla 3.12.

Tabla 3.12: Resultados de los términos de la ecuación 2.9.

Variantes	RC (\$)	A (\$/kg)
1	29 040,797	0,284
2	1 151,685	0,331
3	937,075	0,155
4	1 122,402	0,135

Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar en la tabla 3.12 el término A que representa los costos variables esta expresado en \$/kg. La recuperación de capital es uno de los parámetros establecidos por el banco necesarios para el cálculo del punto de equilibrio y se determina a partir de la ecuación 2.11, fijado para una tasa de interés de un 10% y un tiempo de vida útil de 10 años por lo tanto este representa un valor de 0,163.

Para el cálculo del punto de equilibrio se igualan las ecuaciones y se despeja el valor del punto de equilibrio de la variable esto se realiza a partir del análisis de las variantes a pares. En la tabla 3.13 se muestran los valores del punto de equilibrio.

Tabla 3.13: Resultados del punto de equilibrio entre las variantes

Combinación de variantes	Punto de equilibrio entre variantes
1-2	598 359,262
1-3	-218 117,046
1-4	-186 502,053
2-3	-1 223,148
2-4	149,171
3-4	8 889,451

Fuente: Elaboración propia

Con la aplicación de este método se pudo determinar con exactitud el valor del punto de equilibrio para las variantes en que es menor que cero significa que las curvas son divergentes es decir que se alejan unas de otras, no se cortan en el eje positivo. Solo se analizaran las variantes en las que el punto de equilibrio es positivo.

3.3.2 Análisis de la gráfica del punto de equilibrio.

Para la construcción de la gráfica del punto de equilibrio entre las cuatro variantes como se muestra en la figura 3.5 se seleccionó un volumen de producción elevado de 3 000 000 kg debido a que para este volumen de producción es que se cortan la mayoría de las curvas que representan cada variante, para volúmenes de producción más pequeños de 50 000 kg solo se analizaran las variantes tres y cuatro como se muestra en la figura 3.6 porque las variantes uno y dos en este caso nunca se cortan.

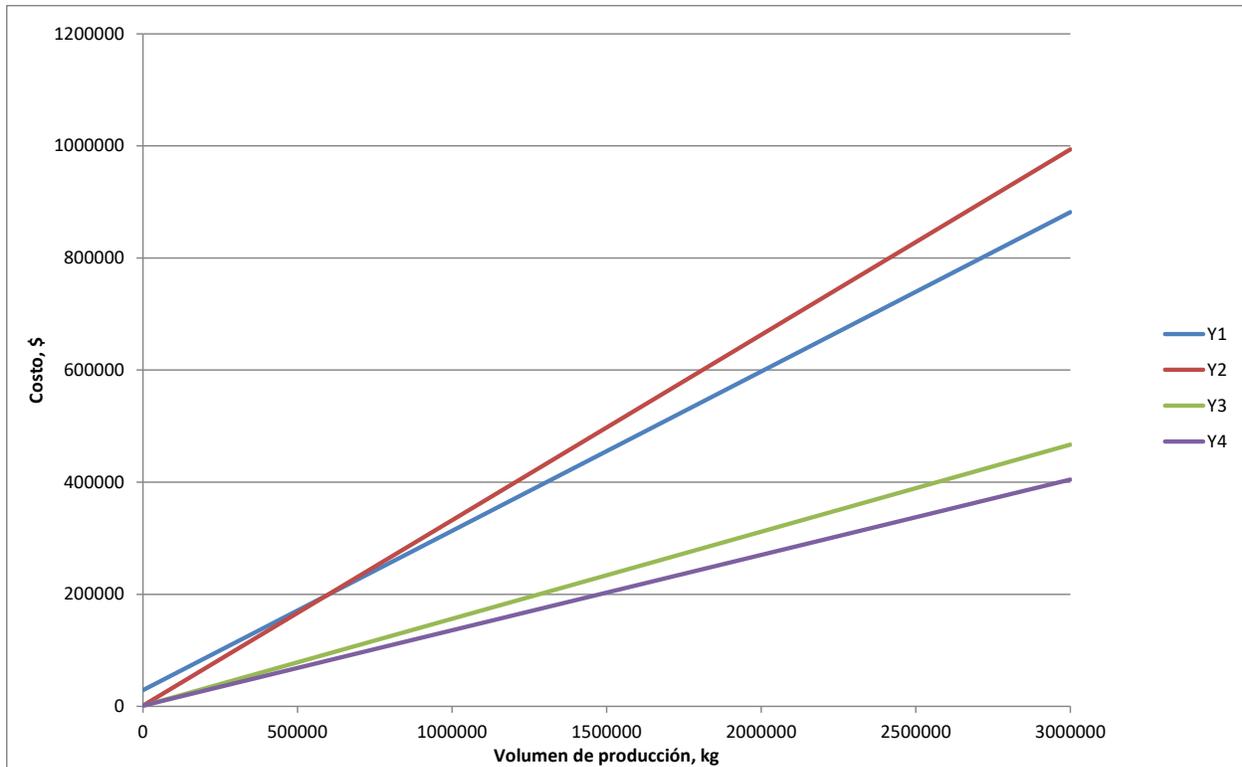


Figura 3.5: Punto de equilibrio entre las cuatro variantes para un volumen de producción de 3 000 000 kg.

En la figura 3.5 se puede observar un punto de equilibrio entre las variantes uno y dos este punto de equilibrio se encuentra para un volumen de producción de 598 359,262 kg valor que se muestra en la tabla 3.13. Un análisis del punto de equilibrio arroja que para volúmenes de producción menores que 598 359,262 kg se escoge la variante dos por ser la de mayor pendiente y por tanto mayor costo variable, para volúmenes mayores se escoge la variante uno por ser la de menor pendiente y por tanto menor costo variable.

Como se puede observar en la figura 3.5 la variante más económica es la variante cuatro por ser la de menor pendiente y por tanto la de menor costo variable.

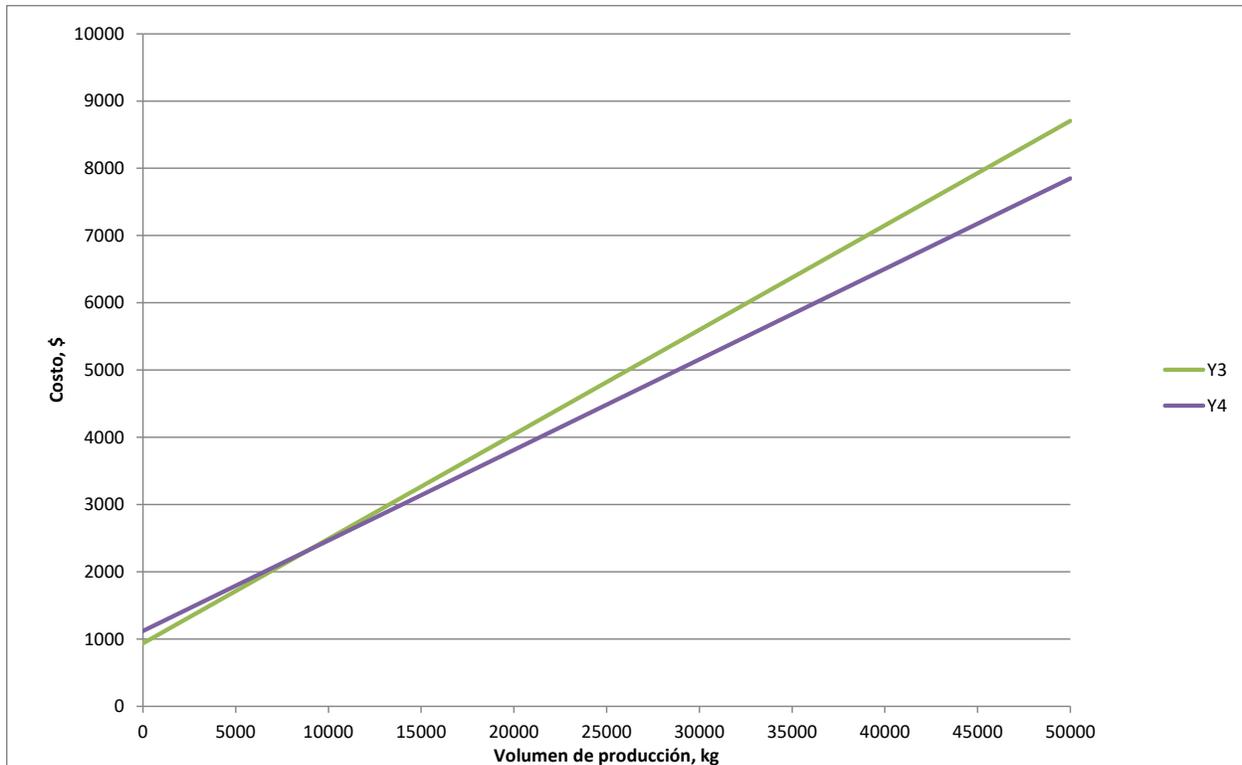


Figura 3.6: Punto de equilibrio para las variantes tres y cuatro para un volumen de producción de 50 000 kg.

En la figura 3.6 se observa un punto de equilibrio entre las variantes tres y cuatro este punto de equilibrio se encuentra para un volumen de producción de 8 889,451 kg valor que se muestra en la tabla 3.13. Un análisis del punto de equilibrio arroja que para volúmenes de producción menores que 8 889,451 kg se escoge la variante tres por ser la de mayor pendiente y por tanto mayor costo variable, para volúmenes mayores se escoge la variante cuatro por ser la de menor pendiente y por tanto menor costo variable.

3.4 Conclusiones parciales

- El intervalo de diferencia de temperatura mínima para la que es válida la variante 1 es de 8-50 °C y la diferencia de temperatura mínima que minimiza los costos totales es de 10,5 °C.

- El intervalo de diferencia de temperatura mínima para la que es válida la variante 2 es de 6-50 °C y la diferencia de temperatura mínima que minimiza los costos totales es de 12,64 °C.
- El intervalo de diferencia de temperatura mínima para la que es válida la variante 3 es de 7-45 °C y la diferencia de temperatura mínima que minimiza los costos totales es de 8,86 °C.
- El intervalo de diferencia de temperatura mínima para la que es válida la variante 4 es de 7-45 °C y la diferencia de temperatura mínima que minimiza los costos totales es de 7 °C.
- Para volúmenes de producción menores que 598 359,262 kg se escoge la variante dos, para volúmenes mayores se escoge la variante uno.
- Para volúmenes de producción menores que 8 889,451 kg se escoge la variante tres, para volúmenes mayores se escoge la variante cuatro.

Conclusiones

- Se propusieron cuatro variantes o esquemas tecnológicos de pasteurización de leche.
- El intervalo de diferencia de temperatura mínima de la variante 1 es de 8-50 °C, el de la variante 2 es de 6-50 °C y el intervalo tanto de la variante 3 como de la 4 es de 7-45 °C.
- La diferencia de temperatura mínima que minimiza los costos totales de la variante 1 es de 10,5 °C, el de la variante 2 es de 12,64 °C, el de la variante 3 es de 8,86 °C y el de la variante 4 es de 7 °C.
- La mejor variante basado en el análisis económico del punto de equilibrio es la variante 4.

Recomendaciones

- Una vez realizado este proyecto de inversión se recomienda que este sea puesto en práctica.

Bibliografía

1. Alonzo, F., y David, D. J. (2017). Análisis de eficiencia energética del sistema de generación y red de distribución de vapor para las áreas de central de equipos, lavandería y cocina correspondiente al Hospital Centro Médico Militar. Doctoral disertación, Universidad de San Carlos. Guatemala.
2. Alves Puiatti Guilherme, Cecon Paulo Roberto, Nascimento Moisés, Campana Nascimento Ana Carolina, Souza Carneiro Antônio Policarpo, Fonseca e Silva Fabyano, Puiatti Mário y Ribeiro de Oliveira Ana Carolina (2018). Quantile regression of nonlinear models to describe different levels of dry matter accumulation in garlic plants. Departamento de Estatística, Universidade Federal de Viçosa. Brasil.
3. Anderson, D., Sweeney, D. & Williams, T. (2001). Estadística para administración y economía (7a ed., Vol. II). México: Thomson.
4. Andersson Bjorn (2015). Optimization in one dimension. Departamento de estadística. Universidad de Uppsala.
5. Armas, M. A., Gómez, J. R., Viego, P. R., y Costa, Á. (2016). Caracterización de datos de desbalance de tensión en el suministro eléctrico industrial. Ingeniería Energética, pp 34-39
6. Benítez Hernández Agustín, Martínez Ochoa Yamilé y Domínguez Alonso Félix Juan (2007). Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética. Departamento de química e ingeniería química Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos". Cuba.
7. Blanco, M. J. (2015). Relación entre energía, medio ambiente y desarrollo económico a partir del análisis jurídico de las energías renovables en Colombia. Saber Ciencia y Libertad, pp. 35-60.
8. Blank Leland y Tarquin Anthony, (2002). Ingeniería Económica. Séptima edición. Impreso en México. pp 345-348.
9. Bolaños Bolaños Carlos Alberto (2014). Optimización de variables energéticas en función de la productividad y competitividad de la industria láctea y caracterización energética y tecnológica del sector. Universidad Nacional de

Colombia Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Eléctrica y Electrónica Bogotá D.C. Colombia.

10. Brunton Steven L, Mangan Niall M, Proctor Joshua L, y Kutz J Nathan (2016). Inferring biological networks by sparse identification of nonlinear dynamics. IEEE Transactions on Molecular, Biological and Multi-Scale Communications.
11. Camaraza Medina Yanan, (2019). Introducción a la termotransferencia. La Habana: Editorial Universitaria. ISBN 978-959-163286-9. Cuba.
12. Cardona Madariaga Diego Fernando, González Rodríguez Javier Leonardo, Rivera Lozano Miller y Cárdenas Vallejo Edwin Hernán, (2013). Application of linear regression on the problem of poverty. Revista Interacción Vol. 12.
13. Cerrato, R.M. (2011). Interpretable Statistical Tests for Growth Comparisons Using Parameters in the Von Bertalanffy Equation. Canadian Journal of Fisheries and Aquatic Sciences, pp. 1416-1426.
14. Chapra Steven y Canale Raymond (2006). Numerical methods for engineers, 5ta edición. Ed. McGraw-Hill.
15. Cornejo Zuñiga Oscar y Rebolledo Vega Rodrigo, (2016). Estimación de parámetros en modelos no lineales: algoritmos y aplicaciones. Revista EIA, ISSN 1794-1237, volumen 13, edición N.25. Universidad EIA, Embigado, Colombia.
16. Cortés Salinas Nadia (2016). Desarrollo de una metodología para detectar nicho de oportunidades para la mejora de la eficiencia energética y la productividad, aplicado a la industria alimentaria láctea. Trabajo de diploma en ingeniería térmica. Escuela Superior de ingeniería mecánica y eléctrica. México.
17. Couper James R. (2003). Process engineering economics. Copyright by Marcel Dekker, Inc. University of Arkansas Fayetteville, Arkansas, U.S.A.
18. 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.
19. Engineering-ToolBox. (2016). Liquids and fluids: specific heats. 2016, from http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html.

20. Evans, M. & Rosenthal, J. (2005). Probabilidad y estadística. La ciencia de la incertidumbre. Barcelona.
21. García Cavero Luis Alexander (2012). Propiedades del agua de mar. Ingeniería de recursos hidráulicos. Organización para un desarrollo sostenible.
22. Garrett D. E (1989). Chemical Engineering Economics. 1era edición. Editora: Springer. ISBN: 9780442318017, ISBN-10: 9401165467.
23. Gómez García Alejandro (2008). Modelo de cálculo para el análisis térmico y mecánico de intercambiadores de placas. Proyecto Fin de Carrera. Escuela técnica superior de ingeniería industrial universidad politécnica de Cartagena.
24. González, C., Pérez, R., Vásquez Stanescu, C., y Araujo, G. (2014). Eficiencia Energética: Uso racional de la energía eléctrica en el sector administrativo. Consumo eficiente.
25. Haslego Christopher y Polley Graham (2002). Compact heat exchangers parte 1. Designing plate and frame heat exchangers.
26. Hernández Oliva Gonzalo (2008). Métodos Numéricos para Sistemas de Ecuaciones No Lineales. Universidad de Chile. Departamento de Ingeniería Matemática.
27. Israel, B. G. (2009). Ahorro de energía en sistemas de vapor y condensado en la industria papelera.
28. Jureckova Jana (2008). Regression rank scores in nonlinear models. Institute of Mathematical Statistics, Charles University.
29. 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.
30. Klein Paul (2015). Numerical optimization. The University of Western Ontario. Londres.
31. Linnhoff, B., y Turner, J. A. (1981). Heat-recovery networks: new insights yield big savings. Chemical Engineering, 88 22, pp. 56-70.
32. Martínez D. S, Solano J. P, Illán F y Viedma A (2014). Estudio de la producción de hielo líquido en intercambiadores de placas de superficie rascada rotativos.

Departamento de ingeniería térmica y de fluidos. Universidad Politécnica de Cartagena.

33. Mazucheli, J.; Achcar, J.A. (2002). Considerations about nonlinear regression. *Acta Scientiarum*, Maringá, v.24, p.1761-1770. Disponible en: <http://www.periodicos.uem.br/ojs/index.php/ActaSciTechnol/article/download/2551/1574>. Consultado: Febrero 9, 2019.
34. Merino Maestre María (2012). Técnicas Clásicas de Optimización. Parte I: Programación Lineal y No Lineal. Facultad de Ciencia y Tecnología Departamento de Matemática Aplicada y Estadística e Investigación Operativa.
35. Motulsky Harvey J. y Ransnas Lennart A. (2018). Fitting curves to data using nonlinear regression: a practical and nonmathematical review. Department of Pharmacology, University of California, San Diego, La Jolla, California 92093, USA.
36. Neita Sierra David Ricardo y Quitian Garzon Juan David (2014). Gestión energética para el proceso industrial de producción de leche de consumo. Proyecto de grado para optar al título de Ingenieros electricistas. Universidad de la Salle. Bogotá D.C
37. Nilsson Katarina y Sundent Bengt (1994). Optimizing a refinery using the pinch technology and the mind method. Elsevier Science Ltd. *Heat Recovery Systems* Vol. 14, No. 2, pp. 211-220.
38. Nocedal Stephen Jorge y Wright J. (1999). Numerical Optimization. Springer Series in Operations Research. Springer-Verlag New York, Inc. ISBN 0-387-98793-2.
39. Palacios Cruz Lino, Pérez Marcela, Rivas Ruiz Rodolfo y Talavera Juan O. (2013). Investigación clínica XVIII Del juicio clínico al modelo de regresión lineal. *Revista médica del instituto mexicano de seguro social*. Distrito federal, México.
40. Pascual, P., Isabel, L., Alcántara, V., & Padilla, E. (2016). Estructura productiva, eficiencia energética y emisiones de CO2 en Colombia. Universidad Autónoma de Barcelona.

41. Pérez G. y M. Garín (2011). On Downloading and Using CPLEX within COIN-OR for Solving Linear/Integer Optimization Problems. Basque Country University, España.
42. Pérez León Ana Diana (2017). 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. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. Cuba.
43. 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.
44. Proaño López Paúl David (2018). Sistema integrado de eficiencia energética para optimizar los procesos de producción en la industria láctea. Trabajo de Titulación, modalidad Informe de Investigación, previo a la obtención del Grado Académico de Magister en Gestión de Operaciones. Universidad técnica de Ambato, Ecuador.
45. Raissi Maziar (2018). Deep Hidden Physics Models: Deep Learning of Nonlinear Partial Differential Equations. Editor: Manfred Opper. Division of Applied Mathematics Brown University Providence, RI, 02912, USA.
46. Ramírez, M. I., Ángeles, M. A., Zamora, J. E., & Ramírez, J. C. (2017). Análisis Teórico-Experimental de Consumo de Vapor en una Marmita. Jóvenes en la Ciencia, pp. 60-64.
47. Ramos Andrés y Vitoriano Begoña (2016). Modelos matemáticos de optimización. Escuela Técnica Superior de ingeniería. Departamento de organización industrial. Madrid, España.
48. Ramos Andrés, Sanchez Pedro, Ferrer José María, Barquín Julián y Linares Pedro (2010). Modelos matemáticos de optimización. Escuela Técnica Superior de ingeniería. Departamento de organización industrial. Madrid, España.
49. Reis, R.M. *et al.* (2014). Nonlinear regression models applied to clusters of garlic accessions. Horticult. Bras., Vitória da Conquista, v. 32, p. 178-183.

Disponible en: <http://dx.doi.org/10.1590/S0102-05362014000200010>.
Consultado: Febrero 6, 2019.

50. Reklaitis G., Ravindran A., Ragsdell K. (1983), "Engineering Optimization. Methods and Applications", Ed. John Wiley and Sons Inc.
51. Rivas Guillermo, López Luis A. y Velasco Antonio (2017). Regresión no lineal. Revista Colombiana de Estadística N^o27.
52. Rivera, D. A., Méndez, J. F., y Herrar, L. (2015). Estudio de factibilidad para la implementación de una planta generadora de energía eléctrica en la UNAH utilizando celdas de combustible a base de gas metano. Revista Ciencia y Tecnología, pp 37-52.
53. Rodríguez-Martínez Calixto, Lafargue-Pérez Francisco, Sotolongo-Pérez José ángel, Rodríguez-Poveda Annarella y Chitue de Assuncao Nascimento Juliano (2012). Determinación de las propiedades físicas y carga crítica del aceite vegetal al *Jatropha curcas* L. Universidad de Oriente. Facultad de Ingeniería Mecánica. Santiago de Cuba. Cuba.
54. Salva Aguirre Cristina (2017). Optimización y diseño del proceso de pasteurización para la elaboración de horchata. Proyecto de fin de carrera de ingeniería química. Universidad de Cádiz.
55. Schneider Electrical. (2016). Eficiencia Energética: Valor profesional, compromiso personal. Madrid: Schneider Electrical.
56. Seider W., Seader J., Lewin D., (2004), "Product and process design principles. Synthesis, analysis, and evaluation", 2ª Edición, Ed. John Wiley and Sons Inc.
57. Táboas Francisco Touceda (2007). Estudio del proceso de ebullición forzada de la mezcla amoníaco/agua en intercambiadores de placas para equipos de refrigeración por absorción. Universidad Rovira I Virgili. ISBN: 978-84-690-7588-3.
58. Tarifa E. (2006) "Optimización y Simulación de Procesos. Métodos numéricos" Facultad de Ingeniería - Universidad Nacional de Jujuy.
59. Teopa, E., Picón, M., Rodríguez, M.A. (2005). Thermal integration of trigeneration systems. Applied Thermal Engineering. Vol. 25, pp. 973–984.

60. Tetra Pak Processing Systems AB. (2003). Manual de industrias lácteas (1 ed.). Madrid, España: Tecknotext AB.
61. Turizo Santos John, Barros Ballesteros Oscar, Fontalvo Lascano Armando, Vasquez Padilla Ricardo y Bula Silvera Antonio (2014). Experimental characterization of thermal hydraulic performance of louvered brazed plate fin heat exchangers. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad del Norte Barranquilla, Colombia.
62. Tusell Fernando (2011). Análisis de Regresión. Introducción Teórica y Práctica basada en R. Bilbao.
63. Valle Cruz David (2015). Método de la secante. Facultad de Contaduría y Administración. Universidad Autónoma del Estado de México.
64. Vargas Mendoza Isabel Damaris (2004). Determinación de la Variación de Algunas Propiedades Físicas en Leche Cruda de las Regiones Octava, Novena y Décima. Tesis presentada como parte de los requisitos para optar al grado de Licenciado de Ingeniería en Alimentos Universidad austral de Chile. Facultad de Ciencias Agrarias. Escuela de Ingeniería en Alimentos.
65. Varona Figueredo Bianka, González Gutiérrez Ricardo, Pérez Escolante Ricardo Wilber y Pérez Colas Misdelkis. Análisis del intercambiador de calor de placas enfriador de mosto en la cervecería "Tínima". Tecnología Química, vol. XXVII, núm. 3, pp. 61-67. Universidad de Oriente Santiago de Cuba, Cuba.
66. Vilches Orrego Karina Andrea (2013). Actualización de parámetros de diseño de intercambiadores de calor. Proyecto para optar al título de ingeniero civil químico. Facultad de ingeniería escuela de ingeniería química. Pontificia universidad católica de Valparaíso.

Anexos

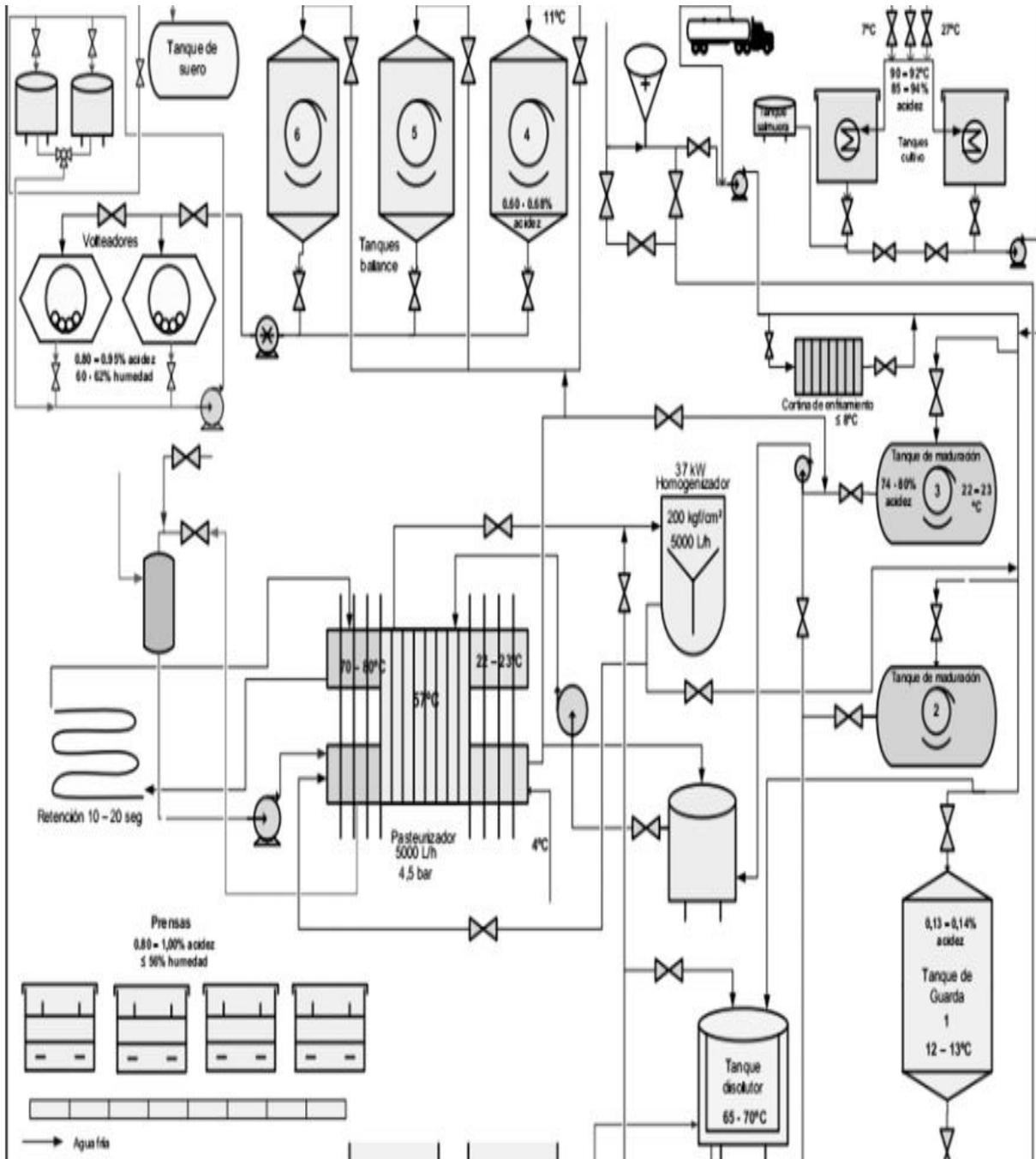
Anexo 1: Constantes de las ecuaciones 1.11 y 1.12.

β	Ecuación (1.11)			Ecuación (1.12)		
	Re	C_1	M	Re	C_2	P
$\beta \leq 30^\circ$	Re ≤ 10	0,716	0,349	Re ≤ 10	50	1
	Re > 10	0,348	0,663	10 $<$ Re ≤ 100	19,4	0,589
					Re > 100	2,99
$30^\circ < \beta \leq 45^\circ$	Re ≤ 10	0,718	0,349	Re < 10	47	1
	10 $<$ Re ≤ 100	0,4	0,598	10 \leq Re ≤ 300	18,29	0,652
	Re > 100	0,3	0,663	Re > 300	1,441	0,206
$45^\circ < \beta \leq 50^\circ$	Re < 20	0,63	0,333	Re < 20	34	1
	20 \leq Re ≤ 300	0,291	0,591	20 \leq Re ≤ 300	11,25	0,631
	Re > 300	0,13	0,732	Re > 300	0,772	0,161
$50^\circ < \beta \leq 65^\circ$	Re < 20	0,562	0,326	Re < 40	24	1
	20 \leq Re ≤ 400	0,306	0,529	40 \leq Re ≤ 400	2,8	0,451
	Re > 400	0,108	0,703	Re > 400	0,76	0,213
$65^\circ < \beta$	Re < 20	0,562	0,326	Re < 50	24	1
	20 \leq Re ≤ 500	0,331	0,503	50 \leq Re ≤ 500	2,8	0,451
	Re > 500	0,087	0,718	Re > 500	0,639	0,213

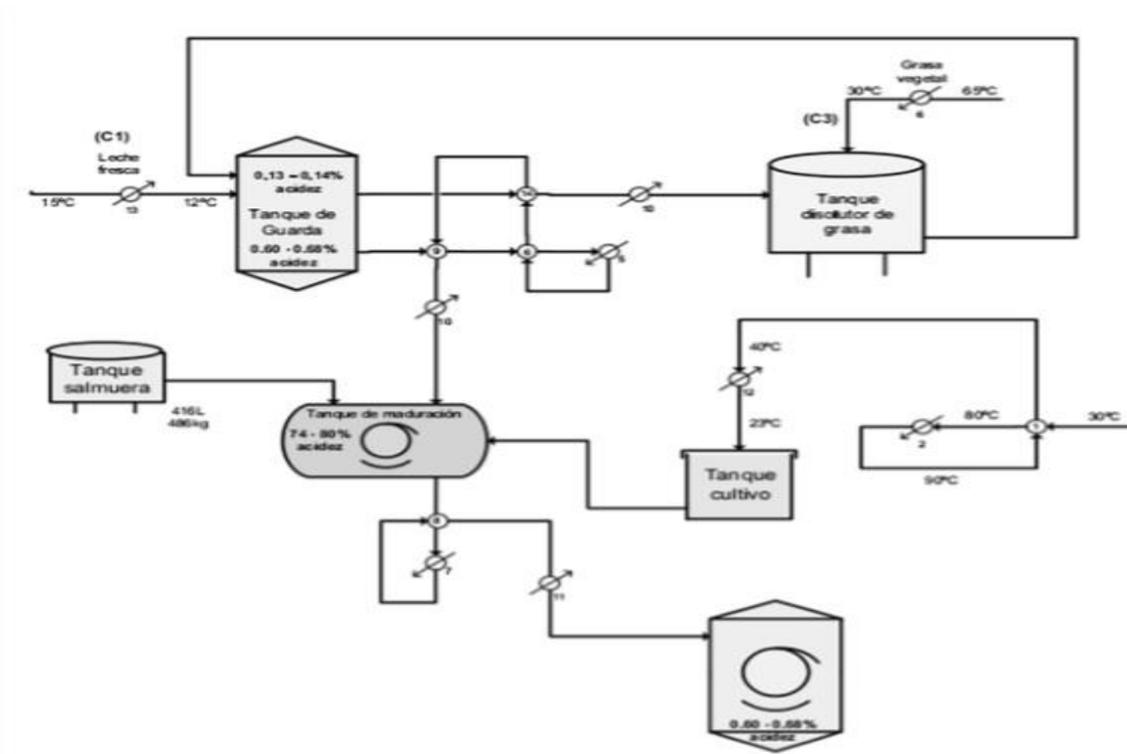
Anexo 2: Constantes de las ecuaciones 1.15 y 1.16.

β	Ecuación (15.1.j.6)			Ecuación (15.1.j.7)		
	Re	C_1	M	Re	C_2	P
$\beta \leq 30^\circ$	50 \leq Re $\leq 1,5 \cdot 10^4$	0,2946	0,7	Re ≤ 160	45,57	0,67
				Re > 160	0,37	0,172
$30^\circ < \beta \leq 45^\circ$	50 \leq Re $\leq 1,5 \cdot 10^4$	0,2998	0,645	Re ≤ 160	18,19	0,682
				Re > 160	0,6857	0,172
$45^\circ < \beta \leq 60^\circ$	50 \leq Re $\leq 1,5 \cdot 10^4$	0,2267	0,631	Re ≤ 160	26,34	0,83
				Re > 160	0,572	0,217
$60^\circ < \beta \leq 75^\circ$	50 \leq Re $\leq 1,5 \cdot 10^4$	0,1	0,687	Re ≤ 160	28,21	0,9
				Re > 160	0,872	0,392

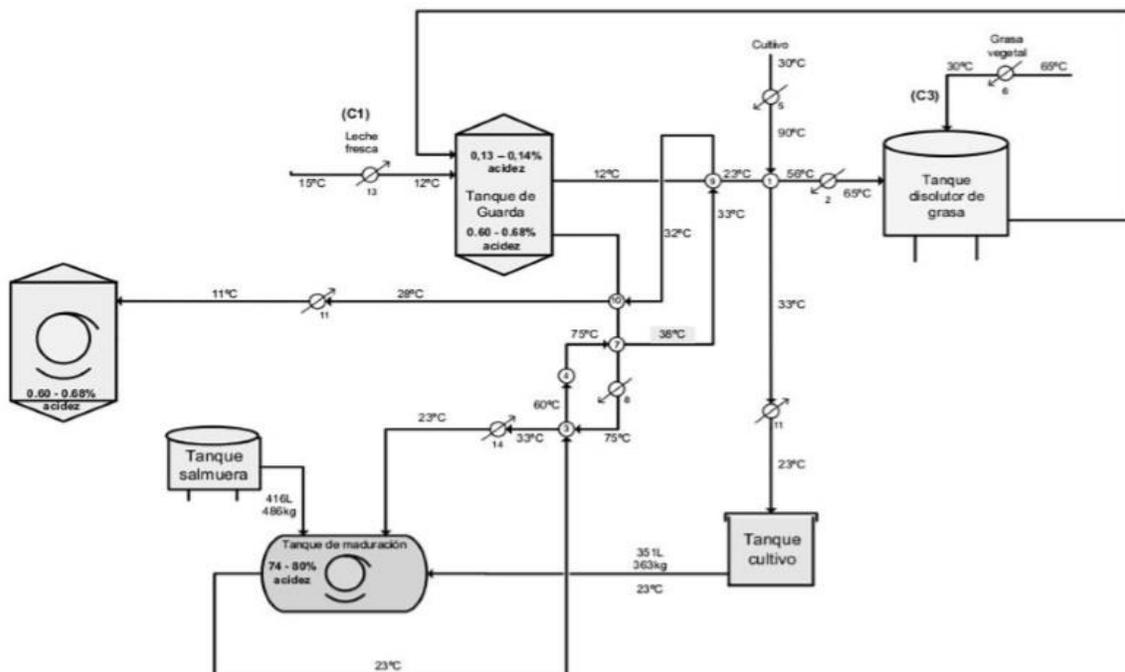
Anexo 3: Diagrama de flujo del proceso.



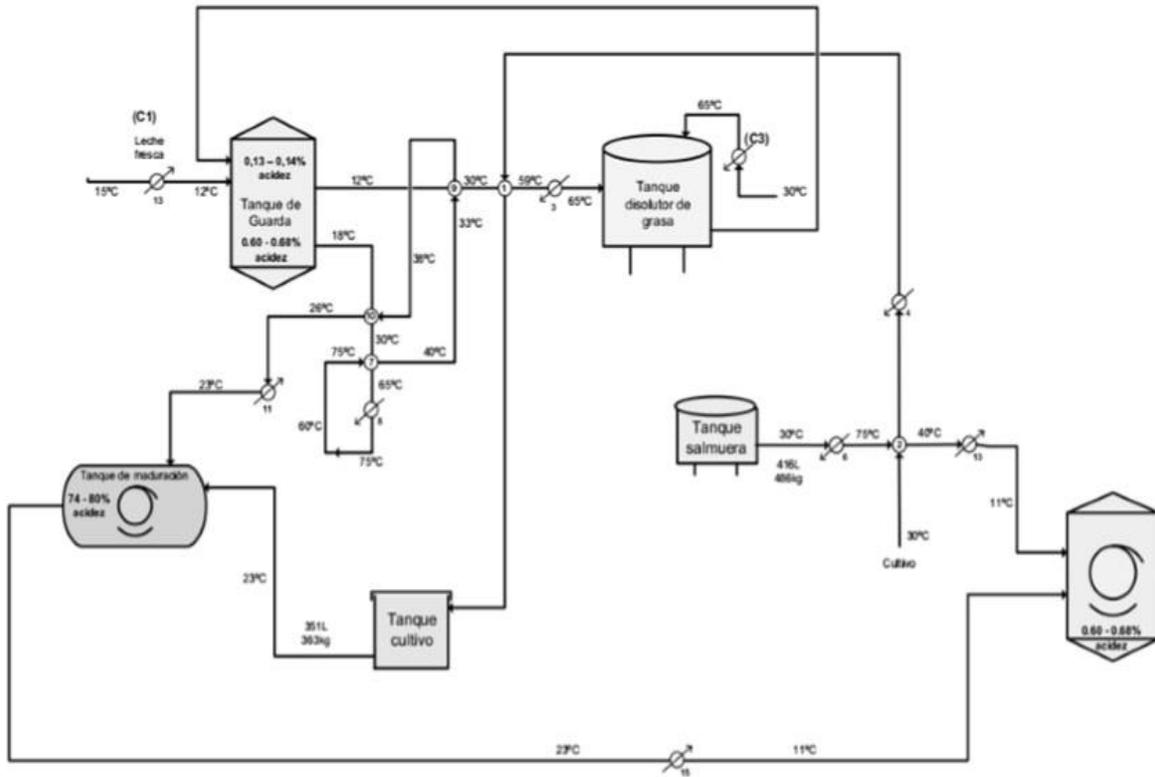
Anexo 4: Diagrama de flujo para la variante 1.



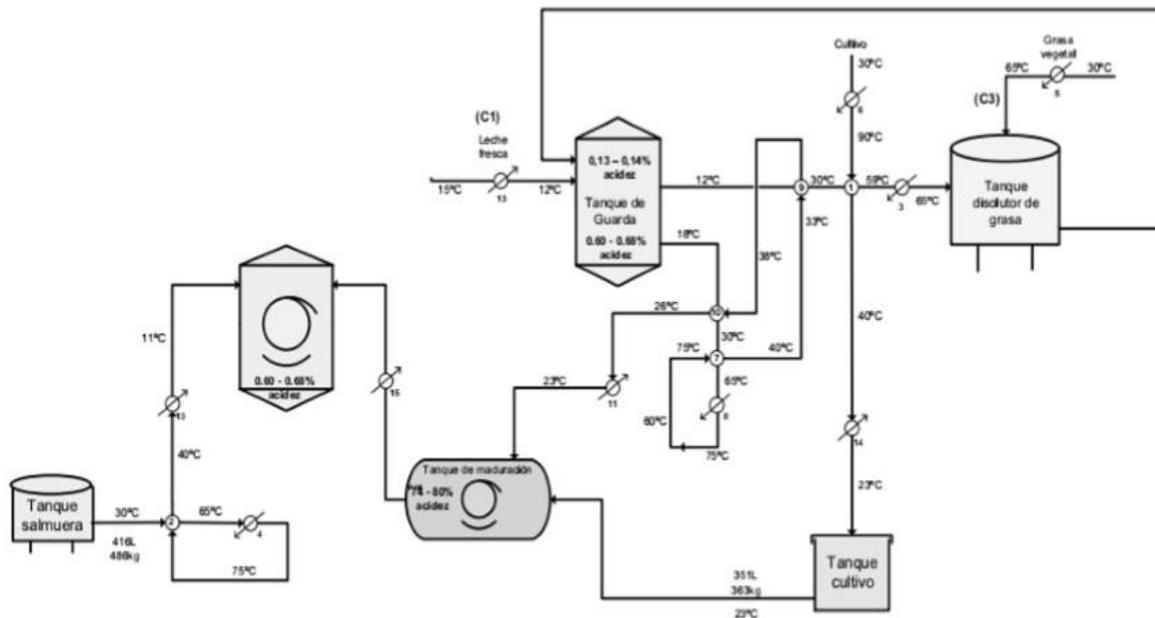
Anexo 5: Diagrama de flujo para la variante 2.



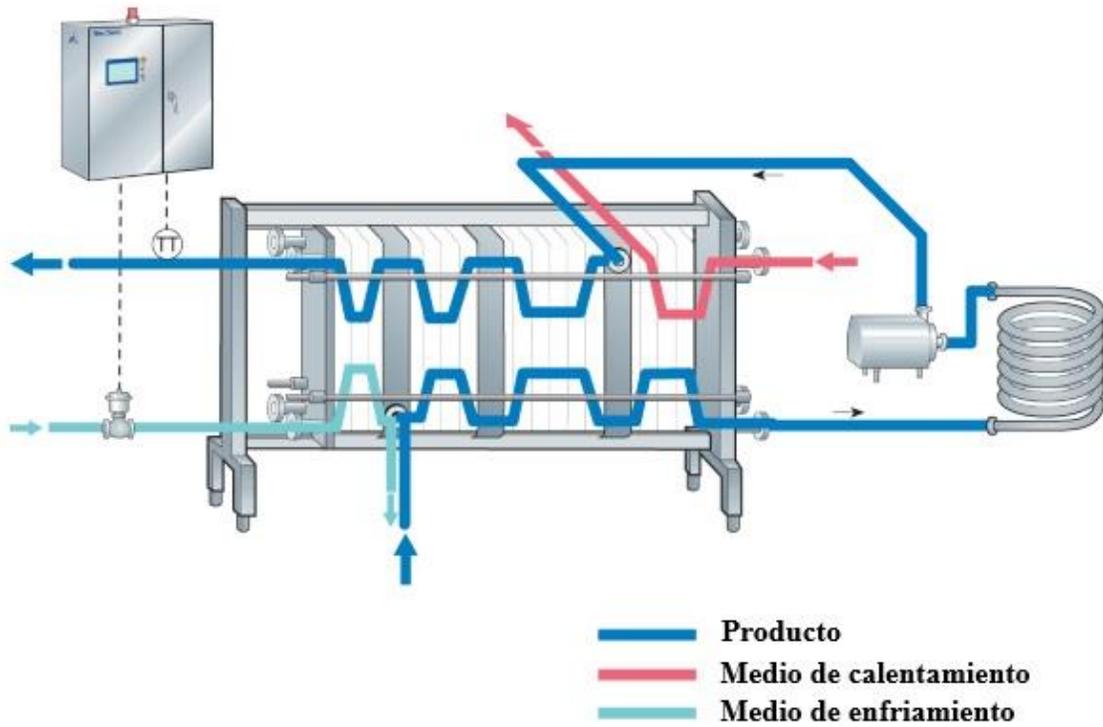
Anexo 6: Diagrama de flujo para la variante 3.



Anexo 7: Diagrama de flujo para la variante 4.



Anexo 8: Detalle del diagrama de flujo del pasteurizador.



Anexo 9: Propiedades físicas (viscosidad) de la salmuera, de la grasa y de los productos lácteos.

Tabla 1: Viscosidad para los productos lácteos a diferentes temperaturas

T (°C)	Viscosidad (cP)	
	Leche entera	Leche desnatada
5	3,2	3,9
10	2,8	2,5
20	2,2	1,9
30	1,65	1,35
50	0,36	0,6
60	0,26	0,41

Fuente: Vargas (2004)

Tabla 2: Viscosidad de la salmuera para diferentes temperaturas

Temperatura (° C)	Viscosidad (cP)
5	1,641
6	1,594
7	1,548
8	1,505
9	1,464
10	1,424
11	1,385
12	1,349
13	1,314
14	1,280
15	1,249
16	1,217
17	1,187
18	1,159
19	1,131
20	1,105
21	1,079
22	1,055
23	1,030
24	1,009
25	0,987
26	0,966

Fuente: García (2012)

Tabla 3: Viscosidad de la grasa vegetal a diferentes temperaturas

	mm ² /s	mm ² /s
T °C	40	100
Girasol	28	7.3
Colza	32.6	7.9
Soya	32.4	8.08

Fuente: Rodríguez-Martínez (2012)

Anexo 10: Capacidades caloríficas.

Corrientes	Cp (kJ/kg k)
Leche fresca (C1)	3,93
Salmuera	3,93
Grasa vegetal (C3)	1,67

Fuente: Engineering-ToolBox (2016)

Anexo 11: Cálculo del calor específico de las corrientes compuestas por 2 o varios fluidos.

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:

$$Cp_{\text{Masa estandarizada}} = 3,397 \text{ kJ/kg K}$$

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.

$$Cp_{\text{Cuajada con sal}} = 3,45 \text{ kJ/kg K}$$

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

$$Cp_{\text{Cuajada sin sal}} = 3,220 \text{ kJ/kg K}$$

Anexo 12: Gráficas para la determinación de los coeficientes locales de transferencia de calor en intercambiadores de placas

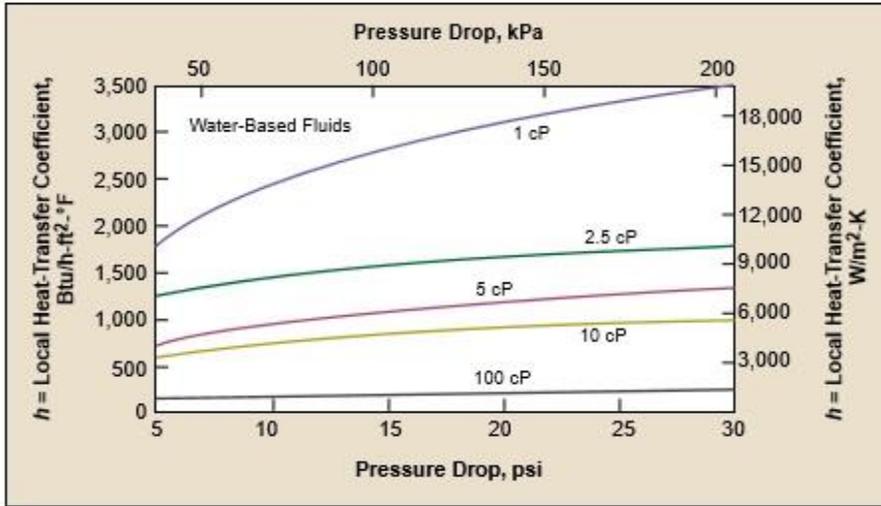


Figura 1: Coeficientes de transferencia de calor para líquidos con $0,25 < NTU < 2$

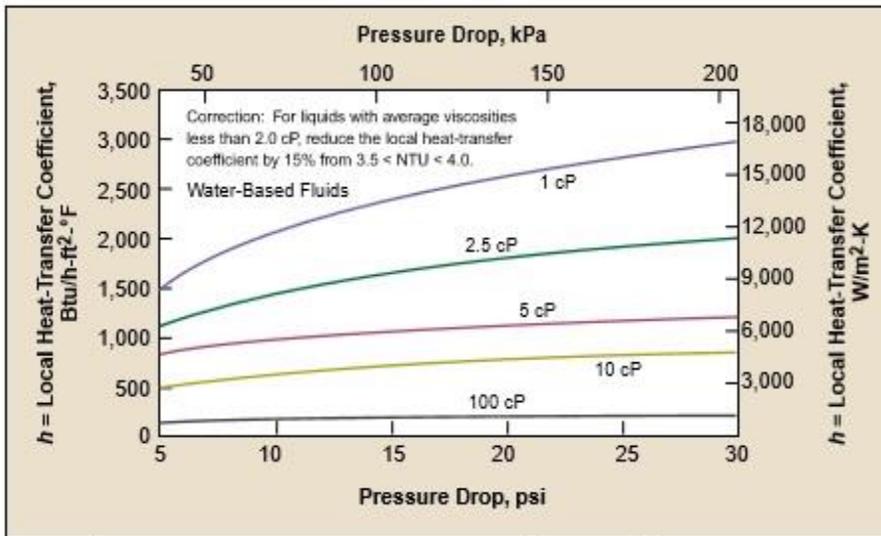


Figura 2: Coeficientes de transferencia de calor para líquidos con $2 < NTU < 4$

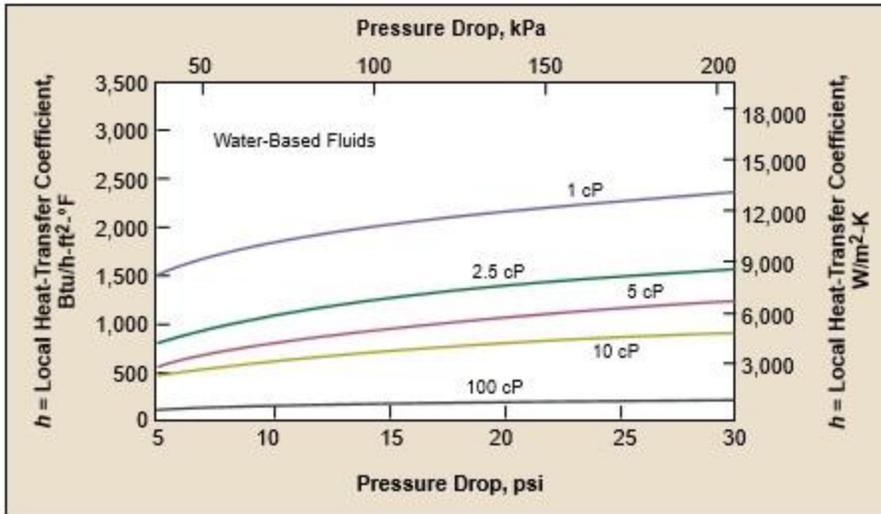


Figura 3: Coeficientes de transferencia de calor para líquidos con $4 < NTU < 5$

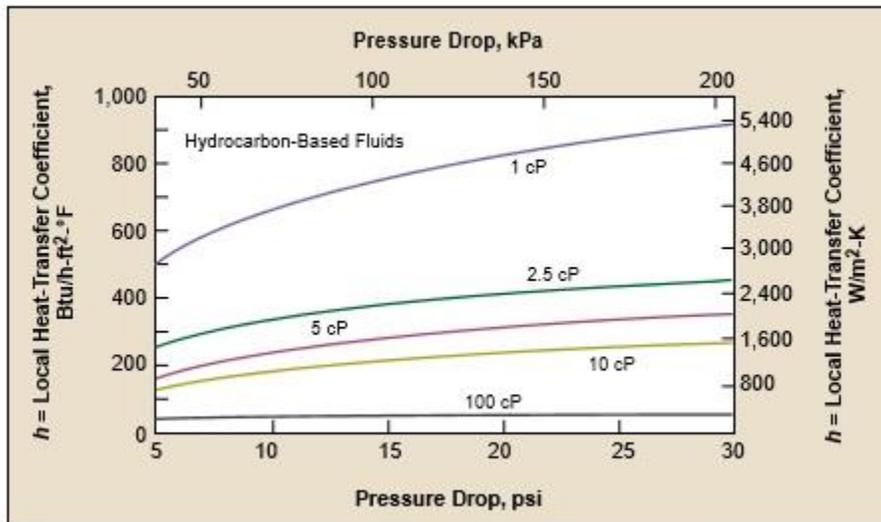


Figura 4: Coeficientes de transferencia de calor para hidrocarburos con $0,25 < NTU < 2$

Anexo 13: 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 14: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la variante 1.

Tabla 1: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 8\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	23,6	90	31	30	89	1	4,999	4721,01	0,118	0,102	468 472,195		
2	0,4	143	143	89	90	53,498	6 995,708	0,001	0,0002	0,102	3,072	1 793,52	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,0136	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,424	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	56,56	143	143	67	75	71,926	6 995,708	0,112	0,026	2,081	116,026	253 603,766	
6	311,08	75	31	23	67	8	4 865,081	7,993	2,081	2,081	3 228,762		
7	63,92	143	143	67	75	71,926	6 995,708	0,127	0,029	2,316	127,642	286 604,53	
8	351,56	75	31	23	67	8	4 865,081	9,033	2,316	2,316	3 552,02		
9	35,35	31	26	18	23	8	5 810,189	0,761	2,081	2,081	515,468		
10	13,62	24,93	23	1	5	20,948	5 795,123	0,112	2,077	0,809	115,855		10 060,473
11	159,8	31	11	1	5	16,745	5 658,492	1,687	2,316	9,487	959,379		118 036,98
12	3,2	31	23	1	5	23,944	5 795,123	0,023	0,118	0,189	33,728		2 363,694
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,1	0,403	1,916	1,3419	313,851		16 686,2
14	7,59	26	24,93	12	23	6,797	5 954,338	0,188	2,088	0,1759	172,96		
											477 769,677	856 753,647	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	22,8	90	33	30	87	3	4,998	1 520,326	0,117	0,102	193 574,015		
2	1,2	143	143	87	90	54,486	6 995,708	0,003	0,00051	0,102	7,136	5 380,561	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,013	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,003	0,144	103,616	37 663,926	
5	70,7	143	143	65	75	72,886	6 995,708	0,138	0,033	2,081	136,664	317 004,708	
6	296,94	75	33	23	65	10	6 087,601	4,877	2,086	2,081	2 196,594		
7	79,9	143	143	65	75	72,887	6 995,708	0,156	0,037	2,316	150,346	358 255,674	
8	335,58	75	33	23	65	10	6 087,601	5,512	2,315	2,316	2 416,514		
9	35,35	33	28	18	23	10	5 937,009	0,595	2,081	2,081	425,889		
10	27,76	26,93	23	1	5	21,965	5 795,123	0,218	2,079	1,648	194,565		20 505,047
11	175,78	33	11	1	5	17,482	5 795,123	1,735	2,315	10,436	980,842		129 840,678
12	4	33	23	1	5	24,87	5 795,123	0,027	0,117	0,237	38,958		2 954,618
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,402	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	28	26,93	12	23	9,077	5 653,762	0,147	2,088	0,176	143,712	5 380,561	
											200 737,805	1 018 231,96	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	20,8	90	38	30	82	8	4 343,516	0,599	0,118	0,102	427,661		
2	3,2	143	143	82	90	56,906	6 995,708	0,008	0,001	0,102	14,824	1 4348.162	
3	28,98	143	143	23	65	97,498	6 869,247	0,043	0,013	0,176	55,102	12 9940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	106,05	143	143	60	75	75,251	6 995,708	0,201	0,049	2,081	182,888	475 507,062	
6	261,59	75	38	23	60	15	6 285,102	2,775	2,081	2,081	1 414,64		
7	119,85	143	143	60	75	75,251	6 995,708	0,228	0,056	2,316	201,199	537 383,511	
8	295,63	75	38	23	60	15	6 285,102	3,136	2,316	2,316	1 556,271		
9	35,35	38	33	18	23	15	6 211,167	0,379	2,081	2,081	299,677		
10	63,11	31,93	23	1	5	24,382	5 795,123	0,447	2,08	3,747	340,338		46 616,482
11	215,73	38	11	1	5	19,264	5 795,123	1,932	2,316	12,808	1 066,82		159 349,923
12	6	38	23	1	5	27,129	5 921,27	0,037	0,118	0,356	49,128		4 431,927
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	33	31,93	12	23	14,399	5 773,776	0,091	2,088	0,176	98,649		
											6 124,665	1 421 927,74	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 22\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	18	90	45	30	75	15	6 417,563	0,187	0,118	0,102	172,564		
2	6	143	143	75	90	60,189	6 995,708	0,0142	0,003	0,102	23,169	26 902,804	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	155,54	143	143	53	75	78,487	6 995,708	0,283	0,073	2,081	238,596	697 410,357	
6	212,1	75	45	23	53	22	6 869,247	1,403	2,081	2,081	831,303		
7	175,78	143	143	53	75	78,487	6 995,708	0,32	0,082	2,316	262,484	788 162,483	
8	239,7	75	45	23	53	22	6 869,247	1,586	2,316	2,316	914,531		
9	35,35	45	40	18	23	22	6 163,593	0,261	2,081	2,081	223,625		
10	112,6	38,93	23	1	5	27,536	5 921,28	0,691	2,081	6,685	478,117		83 172,49
11	271,66	45	11	1	5	21,64	5 795,123	2,166	2,316	16,128	1 166,219		200 662,866
12	8,8	45	23	1	5	30,108	5 921,28	0,049	0,118	0,522	61,061		6 500,159
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	40	38,93	12	23	21,586	5 987,847	0,059	2,088	0,176	69,921		
											4 914,159	1 987 101,833	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 29^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	15,2	90	52	30	68	22	6 869,247	0,101	0,118	0,102	106,389		
2	8,8	143	143	68	90	63,365	6 995,708	0,019	0,004	0,102	30,008	39 457,446	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	205,03	143	143	46	75	81,643	6 995,708	0,359	0,096	2,081	287,003	919 313,652	
6	162,61	75	52	23	46	29	6 588,991	0,851	2,081	2,081	562,707		
7	231,71	143	143	46	75	81,643	6 995,708	0,406	0,109	2,316	315,737	1 038 941,45	
8	183,77	75	52	23	46	29	6 588,991	0,962	2,316	2,316	619,044		
9	35,35	52	47	18	23	29	6 265,215	0,195	2,081	2,081	177,992		
10	162,09	45,93	23	1	5	30,492	6 038,121	0,88	2,081	9,623	577,802		119 728,499
11	327,59	52	11	1	5	23,909	5 921,28	2,314	2,316	19,449	1 227,83		241 975,809
12	11,6	52	23	1	5	32,934	6 146,642	0,057	0,118	0,689	68,599		8 568,392
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	47	45,93	12	23	28,679	5 987,847	0,044	2,088	0,176	56,021		
											4 501,7	2 552 275,925	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 36 \text{ }^\circ\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	12,4	90	59	30	61	29	6 869,247	0,062	0,118	0,102	73,172		
2	11,6	143	143	61	90	66,449	6 995,708	0,025	0,005	0,102	35,868	52 012,088	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,422	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	254,52	143	143	39	75	84,729	6 995,708	0,429	0,119	2,081	330,039	1 141 216,95	
6	113,12	75	59	23	39	36	6 588,991	0,477	2,081	2,081	358,181		
7	287,64	143	143	39	75	84,729	6 995,708	0,485	0,135	2,314	363,082	1 289 720,43	
8	127,84	75	59	23	39	36	6 588,991	0,539	2,316	2,316	394,041		
9	35,35	59	54	18	23	36	6 265,215	0,157	2,081	2,081	150,368		
10	211,58	52,93	23	1	5	33,299	6 146,642	1,034	2,081	12,561	654,894		156 284,507
11	383,52	59	11	1	5	26,091	6 038,121	2,434	2,316	22,769	1 277,39		283 288,753
12	14,4	59	23	1	5	35,637	6 146,642	0,066	0,118	0,855	76,355		10 636,624
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	54	52,93	12	23	35,735	5 653,763	0,038	2,088	0,176	49,349		
											4 235,309	3 117 450,018	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 43 \text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)	T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	9,6	90	66	30	54	36	6 869,247	0,039	0,118	0,102	50,629		
2	14,4	143	143	54	90	69,452	6 995,708	0,029	0,007	0,102	41,018	64 566,29	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	304,01	143	143	32	75	87,751	6 433,152	0,539	0,142	2,081	393,805	1 363 120,24	
6	63,63	75	66	23	32	43	6 433,152	0,23	2,081	2,081	202,823		
7	343,57	143	143	32	75	87,751	6 433,152	0,609	0,161	2,316	433,232	1 540 499,4	
8	71,91	75	66	23	32	43	6 433,152	0,259	2,316	2,316	223,129		
9	35,35	66	61	18	23	43	6 265,215	0,131	2,081	2,081	130,908		
10	261,07	59,93	23	1	5	35,988	6 146,642	1,18	2,081	15,499	726,21		192 840,516
11	439,45	66	11	1	5	28,203	6 146,642	2,535	2,316	26,09	1 318,355		324 601,696
12	17,2	66	23	1	5	38,242	6 146,642	0,073	0,118	1,021	83,01		12 704,856
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	61	59,93	12	23	42,773	6 083,711	0,029	2,088	0,176	40,509		
											4 116,199	3 682 624,111	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	6,8	90	73	30	47	43	6 733,991	0,023	0,118	0,102	34,209		
2	17,2	143	143	47	90	72.383	6 995,708	0,034	0,008	0,102	45,62	77 121,372	
3	28,98	143	143	23	65	97.497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94.421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	353,5	143	143	25	75	90.715	6 995,708	0,557	0,166	2,081	404,317	1 585 023,54	
6	14,14	75	73	23	25	50	6 433,152	0,044	2,081	2,081	55,785		
7	399,5	143	143	25	75	90.715	6 995,708	0,629	0,187	2,316	444,796	1 791 278,37	
8	15,98	75	73	23	25	50	6 433,152	0,049	2,316	2,316	61,37		
9	35,35	73	68	18	23	50	6 265,215	0,113	2,081	2,081	116,379		
10	310,56	69,93	23	1	5	39.667	6 247,701	1,253	1,948	18,438	760,984		229 396,524
11	495,36	73	11	1	5	30.257	6 146,642	2,664	2,316	29,409	1 370,234		365 899,866
12	20	73	23	1	5	40.763	6 247,701	0,079	0,118	1,187	87,714		14 773,089
13	22,59	15	12	1	5	10.492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	68	66,93	12	23	49.8	6 083,711	0,025	2,088	0,176	35,978		
											3 889,955	4 247 783,431	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 15: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales para la variante 1.

$$\Delta T_{\text{mín óptimo}} = 10,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	22,66	90	33,5	30	86,5	3,5	4,998	1295,135	0,118	0,102	170 821,334		
2	1,4	143	143	86,5	90	54,731	6 995,708	0,004	0,0006	0,102	8,019	6 277,321	
3	28,98	143	143	23	65	97,497	6 869,247	0,043	0,014	0,176	55,102	129 940,544	
4	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	0,004	0,144	103,616	37 663,926	
5	74,235	143	143	64,5	75	73,124	6 995,708	0,145	0,035	2,081	141,603	332 854,943	
6	293,405	75	33,5	23	64,5	10,5	5 987,846	4,667	2,081	2,081	2 122,082		
7	83,895	143	143	64,5	75	73,124	6 995,708	0,164	0,039	2,316	155,781	376 168,458	
8	331,585	75	33,5	23	64,5	10,5	5 987,846	5,274	2,316	2,316	2 334,541		
9	35,35	33,5	28,5	18	23	10,5	6 265,215	0,537	2,081	2,081	393,136		
10	31,295	27,43	23	1	5	22,214	6 247,701	0,225	2,079	1,858	199,697		23 116,191
11	179,775	33,5	11	1	5	17,664	6 146,642	1,656	2,316	10,673	945,704		132 791,603
12	4,2	33,5	23	1	5	25,109	6 247,701	0,027	0,118	0,249	37,89		3 102,349
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	7,59	28,5	27,43	12	23	9,626	6 083,711	0,129	2,088	0,176	129,652		
											17 7762,009	1 058 601,537	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 16: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la variante 2.

Tabla 1: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=6$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	24,4	90	29	23	58,36	15,421	6 402,769	0,247	0,118	0,176	214,489		
2	4,58	143	143	58,36	65	81,275	6 995,708	0,008	2,14E-03	0,176	14,848	20 535,807	
3	325,22	75	29	23	63,7	8,372	5 362,068	7,244	2,081	2,316	2 990,462		
4	90,26	143	143	63,7	75	73,505	6 995,708	0,176	4,23E-02	2,315	164,258	404 707,849	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	367,54	75	29	23	74,99	0,936	4,999	78 518,61	2,316	2,081	4 197 734,44		
8	0,001	143	143	74,99	75	68,005	6 995,708	2,102E-06	4,68E-07	0,029	0,024	4,484	
9	7,59	29	28,05	12	23	10,214	5 653,763	0,131	2,316	0,176	131,078		
10	35,35	28,05	23,63	18	23	5,335	5 810,189	1,14	2,318	2,081	707,071		
11	100,88	23,63	11	1	5	13,87	5 510,023	1,319	2,315	5,989	792,456		74 515,46
12	2,4	29	23	1	5	22,985	5 795,123	0,018	0,118	0,142	27,821		1 772,771
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	42,42	29	23	1	5	22,985	5 795,123	0,318	2,081	2,518	261,408		
											420 3510,94	694 831,438	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=10\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	22,8	90	33	23	56,04	19,598	6 747,277	0,172	0,118	0,176	161,989		
2	6,18	143	143	56,04	65	82,399	6 995,708	0,011	2,89E-03	0,176	18,558	27 709,888	
3	296,94	75	33	23	60,16	12,261	6 285,102	3,853	2,081	2,316	1 827,589		
4	118,54	143	143	60,16	75	75,176	6 995,708	0,225	5,55E-02	2,315	199,637	531 509,732	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,618	37 663,926	
7	335,58	75	33	23	70,47	6,908	4 344,081	11,183	2,316	2,081	4 195,791		
8	32,06	143	143	70,47	75	70,241	6 995,708	0,065	1.50E-02	2,083	75,907	143 750,65	
9	7,59	33	32,05	12	23	14,447	5 773,776	0,091	2,316	0,176	98,391		
10	35,35	32,05	27,63	18	23	9,337	5 672,854	0,667	2,318	2,081	465,536		
11	132,84	27,63	11	1	5	15,465	6 146,642	1,397	2,315	7,887	828,525		98 122,856
12	4	33	23	1	5	24,879	5 795,123	0,028	0,118	0,237	38,958		2 954,618
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	70,7	33	23	1	5	24,879	5 795,123	0,49	2,081	4,197	366,048		52 222,869
											8 749,517	1 018 231,959	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=13$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	21,6	90	63	23	54,3	37,809	6869,247	0,083	0,236	0,176	91,726		
2	7,38	143	143	54,3	65	83,235	6995,708	0,013	3,46E-03	0,176	21,145	3 3090,449	
3	275,73	75	36	23	57,51	15,134	6285,102	2,899	2,081	2,316	1 463,736		
4	139,75	143	143	57,51	75	76,412	6995,708	0,261	6,55E-02	2,316	224,118	626 611,144	
5	24	143	143	30	90	79,25	6995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	311,61	75	36	23	67,07	10,257	6211,167	4,891	2,316	2,081	2 201,314		
8	56,03	143	143	67,07	75	71,892	6995,708	0,111	2,62E-02	2,079	115,219	251 227,352	
9	7,59	36	35,05	12	23	17,548	5884,814	0,073	2,316	0,176	83,298		
10	35,35	35,05	30,63	18	23	12,338	5937,009	0,483	2,318	2,081	361,521		
11	156,81	30,36	11	1	5	16,506	5658,492	1,679	2,348	9,309	956,02		115 828,403
12	5,2	36	23	1	5	26,243	5921,279	0,033	0,118	0,309	45,092		3 841,003
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	91,91	36	23	1	5	26,243	5921,279	0,591	2,081	5,457	423,683		67 889,73
											6 459,462	1 260 449,427	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=20\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	18,8	90	43	23	50,25	28,753	6 733,991	0,097	0,118	0,176	103,502		
2	10,18	143	143	50,25	65	85,162	6 995,708	0,017	4,77E-03	0,176	26,694	45 645,091	
3	226,24	75	43	23	51,32	21,788	6 869,247	1,512	2,081	2,316	880,842		
4	189,24	143	143	51,32	75	79,251	6 995,708	0,341	8,86E-02	2,316	275,939	84 8514,44	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	255,68	75	43	23	59,16	17,839	6 512,501	2,201	2,316	2,081	1 180,709		
8	11,96	143	143	59,16	75	75,644	6 995,708	0,023	5,60E-03	0,222	33,201	53 626,2561	
9	7,59	43	42,05	12	23	24,685	5 987,847	0,051	2,316	0,176	62,973		
10	35,35	42,05	37,63	18	23	19,339	6 163,593	0,297	2,318	2,081	247,286		
11	212,74	37,63	11	1	5	19,135	5 795,123	1,918	2,316	12,63	1 060,823		157 141,347
12	8	43	23	1	5	29,275	5 921,279	0,046	0,118	0,475	57,942		5 909,236
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	141,4	43	23	1	5	29,275	5 921,279	0,816	2,081	8,395	544,423		104 445,738
											4 946,923	1 377 243,453	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min} = 27\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	16	90	50	23	46,19	34,729	6 588,991	0,069	0,118	0,176	80,117		
2	12,98	143	143	46,19	65	87,067	6 995,708	0,021	6,08E-03	0,176	31,713	58 199,733	
3	16,75	75	50	23	45,12	28,416	6 588,991	0,089	0,197	0,219	97,099		
4	238,73	143	143	45,12	75	82,035	6 995,708	0,416	1,12E-01	2,316	321,97	1 070 417,74	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,6158	37 663,926	
7	199,75	75	50	23	51,25	25,34	6 869,247	1,148	2,316	2,081	710,484		
8	167,89	143	143	51,25	75	79,283	6 995,708	0,303	7,86E-02	2,081	251,262	752 785,295	
9	7,59	50	49,05	12	23	31,76	6 083,711	0,039	2,316	0,176	51,098		
10	35,35	49,05	44,63	18	23	26,339	6 163,593	0,218	2,318	2,081	194,331		
11	268,67	44,63	11	1	5	21,518	5 795,123	2,155	2,316	15,951	116,332		198 454,29
12	10,8	50	23	1	5	32,139	6 038,121	0,056	0,118	0,641	67,051		7 977,468
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,2039
14	190,89	50	23	1	5	32,139	6 038,121	0,984	2,081	11,333	630,011		141 001,747
											4 069,056	2 390 797,613	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=34$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	13,2	90	57	23	42,13	40,54	6 588,991	0,049	0,118	0,176	61,116		
2	15,78	143	143	42,13	65	88,946	6 995,708	0,025	7,39E-03	0,176	36,322	70 754,375	
3	127,26	75	57	23	38,93	35,025	6 588,991	0,551	2,081	2,316	401,148		
4	288,22	143	143	38,93	75	84,759	6 995,708	0,486	1,35E-01	2,316	363,55	1 292 321,03	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	143,82	75	57	23	43,34	32,816	6 588,991	0,665	2,316	2,081	464,311		
8	223,82	143	143	43,34	75	82,824	6 995,708	0,386	1,05E-01	2,081	303,898	1 003 564,27	
9	7,59	57	56,05	12	23	38,808	6 083,711	0,032	2,316	0,176	43,703		
10	35,35	56,05	51,63	18	23	33,339	6 265,215	0,169	2,318	2,081	159,649		
11	324,6	51,63	11	1	5	23,791	5 921,279	2,304	2,316	19,271	1223,777		239 767,233
12	13,6	57	23	1	5	34,876	6 146,642	0,063	0,118	0,807	74,266		10 045,7
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,402	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	240,38	57	23	1	5	34,876	6 146,642	1,121	2,081	14,271	697,803		177 557,755
											4302,1304	2 955 971,706	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=43\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)	T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	9,6	90	66	23	36,91	47,868	6 265,215	0,032	0,118	0,176	43,558		
2	19,38	143	143	36,91	65	91,326	6 995,708	0,03	9,08E-03	0,176	41,768	86 896,057	
3	63,63	75	66	23	30,96	43,518	6 433,152	0,227	2,081	2,317	200,937		
4	351,85	143	143	30,96	75	88,195	6 995,708	0,57	1,65E-01	2,316	411,794	1 577 625,27	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	71,91	75	66	23	33,17	42,412	6 433,152	0,264	2,316	2,081	225,537		
8	295,73	143	143	33,17	75	87,25	6 995,708	0,485	1,39E-01	2,081	362,634	1325 994,37	
9	7,59	66	65,05	12	23	47,849	6 083,711	0,026	2,316	0,176	37,117		
10	35,35	65,05	60,63	18	23	42,339	6 265,215	0,133	2,318	2,081	132,498		
11	396,51	60,63	11	1	5	26,589	6 038,121	2,469	2,316	23,541	1291,833		292 883,874
12	17,2	66	23	1	5	38,242	5 658,492	0,079	0,118	1,021	88,545		12 704,856
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	304,01	66	23	1	5	38,242	6 146,642	1,293	2,081	18,049	779,961		224 558,338
											4088,769	3 682 624,111	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 8: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=50$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	6,8	90	73	23	32,86	53,491	6 433,152	0,019	0,118	0,175	29,899		
2	22,18	143	143	32,86	65	93,148	6 995,708	0,034	1,04E-02	0,176	45,694	9 9450,699	
3	14,14	75	73	23	24,77	50,115	6 433,152	0,044	2,081	2,316	55,685		
4	401,34	143	143	24,77	75	90,811	6 995,708	0,632	1,88E-01	2,316	446,023	1 799 528,56	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	3 7663,926	
7	15,98	75	73	23	25,26	49,869	6 433,152	0,049	2,316	2,081	61,495		
8	351,66	143	143	25,26	75	90,606	6 995,708	0,555	1,65E-01	2,081	403,053	1 576 773,35	
9	7,59	73	72,05	12	23	54,872	6 083,711	0,023	2,316	0,176	33,357		
10	35,35	72,05	67,63	18	23	49,339	6 265,215	0,114	2,318	2,081	117,592		
11	452,44	67,63	11	1	5	28,687	6 146,642	2,566	2,316	26,861	1 330,906		334 196,817
12	20	73	23	1	5	40,763	6 146,642	0,079	0,118	1,187	88,837		14 773,089
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	353,5	73	23	1	5	40,763	6 146,642	1,411	2,081	20,987	834,703		261 114,346
											3 919,833	4 247 798,204	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 17: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales para la variante 2.

$$\Delta T_{\text{mín óptimo}} = 12,65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	21,74	90	35,65	23	54,51	22,14	5 653,763	0,174	0,118	0,176	162,903		
2	7,24	143	143	54,51	65	83,135	6 995,708	0,012	3,39E-03	0,176	20,851	32 462,717	
3	278,205	75	35,65	23	57,82	14,799	5 987,847	3,139	2,081	2,316	1 557,665		
4	137,276	143	143	57,82	75	76,268	6 995,708	0,257	6,43E-02	2,316	221,343	615 518,221	
5	24	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,043	1,12E-02	0,102	55,12	107 611,216	
6	8,4	143	143	30	65	94,421	914,959	0,097	3,93E-03	0,144	103,616	37 663,926	
7	314,406	75	35,65	23	67,47	9,869	6 163,593	5,168	2,316	2,081	2 298,018		
8	53,234	143	143	67,47	75	71,699	6 995,708	0,106	2,49E-02	2,081	110,941	238 688,403	
9	7,59	35,65	34,7	12	23	17,188	6 083,711	0,073	2,316	0,176	82,489		
10	35,35	34,7	30,28	18	23	11,988	6 265,215	0,471	2,318	2,081	354,533		
11	154,014	30,28	11	1	5	16,476	5 510,023	1,697	2315	9,144	963,82		113 763,126
12	5,06	35,65	23	1	5	26,086	6 247,701	0,031	0,118	0,3	42,531		3 737,592
13	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
14	89,436	35,65	23	1	5	26,086	6 247,701	0,549	2,081	5,309	399,622		66 061,929
											6 687,304	1 232 193,334	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 18: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la variante 3.

Tabla 1: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=7\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	20,988	90	37	30	60,42	15,668	6683,133	0,2	0,117	0,176	182,174		
2	20,178	75	37	30	73,77	3,318	4,999	1216,464	0,135	0,117	162 672,322		
3	3,162	143	143	60,42	65	80,268	6995,708	0,006	1,48E-03	0,176	11,23	14 177,778	
4	7,482	143	143	73,33	90	60,956	6995,708	0,018	3,50E-03	0,114	27,252	33 547,797	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	268,546	75	37	30	68	7	4907,537	7,817	2,080	2,08	3 173,371		
8	49,469	143	143	68	75	71,443	6995,708	0,099	2,32E-02	2,08	105,065	221 809,136	
9	12,42	37	35,24	12	30	13,534	6054,478	0,152	2,077	0,176	146,496		
10	84,804	35,24	23,24	18	30	5,24	5454,381	2,967	2,08	2,08	1 490,6		
11	1,714	23,24	23	1	5	20,061	5795,123	0,015	2,102	0,102	23,792		1 266,054
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	3,717	37	30	1	5	30,475	6146,642	0,019	0,135	0,221	29,996		2 745,579
14	5,544	37	23	1	5	26,688	5658,492	0,037	0,117	0,329	48,471		4 095,1
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5348,109	1,158	2,182	5,004	715,462		62 253,797
											168 912,724		501 071,919

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=10\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	19,8	90	40	30	58,7	18,667	6 683,133	0,159	0,117	0,176	151,847		
2	18,585	75	40	30	70,31	7,013	4 835,867	0,548	0,135	0,117	399,193		
3	4,35	143	143	58,7	65	81,109	6 995,708	0,008	2,04E-03	0,176	14,286	19 504,5329	
4	9,075	143	143	70,31	90	62,328	6 995,708	0,021	4,25E-03	0,117	31,134	40 690,4911	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,0596	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	247,345	75	40	30	65	10	6 356,315	3,891	2,08	2,08	1 841,673		
8	70,67	143	143	65	75	72,886	6 995,708	0,139	3,31E-02	2,08	136,619	316 870,194	
9	12,42	40	38,24	12	30	16,834	6 163,593	0,119	2,077	0,176	121,858		
10	84,804	38,24	26,24	18	30	8,24	6 087,601	1,691	2,08	2,08	961,191		
11	22,915	26,24	23	1	5	21,618	5 795,123	0,183	2,082	1,36	169,624		16 926,267
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	5,31	40	30	1	5	31,906	6 146,642	0,027	0,135	0,315	38,225		3 922,255
14	6,732	40	23	1	5	27,999	5 921,279	0,041	0,117	0,399	52,437		4 972,6217
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,462		62 253,797
											4 950,368	626 316,838	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=14$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	18,216	90	44	30	56,4	22,388	6 683,133	0,122	0,117	0,176	123,479		
2	16,461	75	44	30	65,71	11,484	5 857,069	0,245	0,135	0,117	212,86		
3	5,934	143	143	56,4	65	82,225	6 995,708	0,01	2,78E-03	0,176	18,008	26 606,873	
4	11,119	143	143	65,71	90	64,383	6 995,708	0,025	5,21E-03	0,116	35,568	49 855,379	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	219,077	75	44	30	61	14	6 476,688	2,416	2,08	2,08	1 269,891		
8	98,938	143	143	61	75	74,782	6 995,708	0,189	4,63E-02	2,08	174,097	443 618,271	
9	12,42	44	42,24	12	30	21,088	6 163,593	0,096	2,077	0,176	102,219		
10	84,804	42,24	30,24	18	30	12,24	6 211,167	1,115	2,08	2,08	694,955		
11	51,183	30,24	23	1	5	23,583	5 795,123	0,375	2,081	3,039	296,647		37 806,55
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	7,434	44	30	1	5	33,753	6 146,642	0,036	0,135	0,441	47,562		5 491,157
14	8,316	44	23	1	5	29,693	5 921,279	0,047	0,117	0,494	59,062		6 142,65
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,462		62 253,797
											4 094,999	792 951,359	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=22\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	15,048	90	52	30	51,81	29,355	6 869,247	0,075	0,117	0,176	84,293		
2	12,213	75	52	30	56,49	20,205	6 476,688	0,093	0,135	0,117	100,357		
3	9,102	143	143	51,81	65	84,423	6 995,708	0,015	4,26E-03	0,176	24,629	40 811,554	
4	15,447	143	143	56,49	90	68,392	6 995,708	0,032	7,23E-03	0,117	43,849	69 261,269	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	162,541	75	52	30	53	22	6 869,247	1,076	2,083	2,08	675,474		
8	155,474	143	143	53	75	78,487	6 995,708	0,283	7,28E-02	2,08	238,517	697 114,426	
9	12,42	52	50,24	12	30	29,376	6 265,215	0,067	2,077	0,176	77,931		
10	84,804	50,24	38,24	18	30	20,24	6 326,056	0,662	2,08	2,08	462,778		
11	107,719	38,24	23	1	5	27,235	5 921,279	0,668	2,081	6,395	465,851		79 567,118
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	11,682	52	30	1	5	37,279	6 146,642	0,051	0,135	0,694	62,622		8 628,961
14	11,484	52	23	1	5	32,934	6 146,642	0,057	0,117	0,682	68,063		8 482,708
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,462		62 253,797
											3 404,2	1 127 296,513	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=30$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	11,88	90	60	30	47,22	36,013	6 869,247	0,048	0,117	0,176	59,768		
2	7,965	75	60	30	47,28	28,845	6 211,167	0,044	0,135	0,117	56,277		
3	12,27	143	143	47,22	65	86,586	6 995,708	0,02	5,75E-03	0,176	30,483	55 016,234	
4	15,447	143	143	47,28	90	72,268	6 995,708	0,031	7,23E-03	0,092	42,004	69 261,269	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	106,005	75	60	30	45	30	6 869,247	0,514	2,08	2,08	379,968		
8	211,01	143	143	45	75	82,088	6 995,708	0,369	9,93E-02	2,08	293,349	950 610,581	
9	12,42	60	58,24	12	30	37,536	6 265,215	0,053	2,077	0,176	64,368		
10	84,804	58,24	46,24	18	30	28,24	6 433,152	0,467	2,08	2,08	352,254		
11	164,255	46,24	23	1	5	30,619	5 921,279	0,906	2,08	9,752	590,857		121 327,686
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	15,95	60	30	1	5	40,623	6 146,642	0,064	0,135	0,947	74,664		11 781,538
14	14,652	60	23	1	5	36,015	6 146,642	0,066	0,117	0,869	76,761		10 822,765
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,462		62 253,797
													1 442 250,551

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=38\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	8,712	90	68	30	42,63	42,513	6 733,991	0,03	0,117	0,176	41,872		
2	3,717	75	68	30	38,06	37,468	6 087,601	0,016	0,135	0,117	25,726		
3	15,438	143	143	42,63	65	88,715	6 995,708	0,025	7,23E-03	0,176	35,779	69 220,915	
4	23,943	143	143	38,06	90	76,036	6 995,708	0,045	1,12E-02	0,117	56,824	107 355,64	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51,874	107 140,417	
7	49,469	75	68	30	37	38	6 588,991	0,198	2,08	2,08	180,138		
8	268,546	143	143	37	75	85,599	6 995,708	0,448	1,26E-01	2,08	341,411	1 204 106,74	
9	12,42	68	66,24	12	30	45,639	6 265,215	0,043	2,077	0,176	55,266		
10	84,804	66,24	54,24	18	30	36,24	6 433,152	0,364	2,08	2,08	289,977		
11	220,791	54,24	23	1	5	33,811	6 146,642	1,062	2,081	13,108	669,026		163 088,253
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	20,178	68	30	1	5	43,824	6 146,642	0,075	0,135	1,198	84,542		14 904,569
14	17,82	68	23	1	5	38,969	6 146,642	0,074	0,117	1,058	84,089		13 162,822
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,462		62 253,797
											3 006,905	1795 269,412	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=44$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	6,336	90	74	30	39,18	47,328	6 588,991	0,02	0,117	0,176	30.555		
2	0,531	75	74	30	31,15	43,925	5 810,189	0,002	0,135	0,117	5.166		
3	17,814	143	143	39,18	65	90,296	6 995,708	0,028	8,34E-03	0,176	39.459	79 874,425	
4	27,129	143	143	31,15	90	78,796	6 869,247	0,05	1,27E-02	0,117	61.795	121 641,028	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102.942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0,135	51.874	107 140,417	
7	7,067	75	74	30	31	44	6 588,991	0,024	2,08	2,08	35.218		
8	310,948	143	143	31	75	88,178	6 995,708	0,504	1,46E-01	2,08	374.01	1 394 228,85	
9	12,42	74	72,24	12	30	51,696	6 265,215	0,038	2,077	0,176	50.147		
10	84,804	72,24	60,24	18	30	42,24	6 433,152	0,312	2,081	2,08	257.315		
11	263,193	60,24	23	1	5	36,105	6 146,642	1,186	2,081	15,626	728.969		194 408,679
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313.851		16 686,204
13	23,364	74	30	1	5	46,146	6 038,121	0,084	0,135	1,387	92.315		17 257,922
14	20,196	74	23	1	5	41,118	6 198,055	0,079	0,117	1,199	88.337		14 917,865
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715.462		62 253,797
											2916.86	2 045 759,25	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 19: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la diferencia mínima de temperatura que minimiza los costos totales para la variante 3.

$$\Delta T_{\text{mín óptimo}}=8,86 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	20,251	90	38,86	30	59,35	17,557	6 683,133	0,173	0,117	0.176	162,111		
2	19,19	75	38,86	30	71,63	5,679	4 129,66	0,818	0,135	0.117	545,714		
3	3,899	143	143	59,35	65	80,792	6 995,708	0,007	1,83E-03	0.176	13,156	17 480,366	
4	8,469	143	143	71,63	90	61,73	6 995,708	0,019	3,97E-03	0.117	29,725	37 976,267	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0.143	102,942	37 350,059	
6	23,895	143	143	30	75	88,604	6 733,991	0,04	1,12E-02	0.135	51,874	107 140,417	
7	255,401	75	38,86	30	66,14	8,86	5 937,009	4,855	2,08	2.08	2 188,713		
8	62,614	143	143	66,14	75	72,339	6 995,708	0,124	2,93E-02	2.08	125,042	280 746,902	
9	12,42	38,86	37,1	12	30	15,596	6 265,215	0,127	2,077	0.176	127,703		
10	84,804	37,1	25,1	18	30	7,1	6 433,152	1,857	2,08	2.08	1 034,068		
11	14,859	25,1	23	1	5	21,036	5 921,279	0,119	2,083	0.882	121,531		10 975,371
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1.341	313,851		16 686,204
13	4,7047	38,86	30	1	5	31,367	6 146,642	0,024	0,135	0.279	35,247		3 475,118
14	6,281	38,86	23	1	5	27,505	6 146,642	0,037	0,117	0.373	48,921		4 639,164
15	84,28	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5.004	715,462		62 253,797
											5 453,947	578 723,665	

Fuente: Elaboración propia.

Anexo 20: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para la variante 4.

Tabla 1: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=7\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	20,988	90	37	30	60,42	15,668	6 683,133	0,2	0,117	0,176	182,174		
2	20,178	75	37	30	68	7	4 907,537	0,587	0,135	0,135	421,397		
3	3,162	143	143	60,42	65	80,268	6 995,708	0,006	1,48E-03	0,176	11,23	14 177,778	
4	3,717	143	143	73,33	75	68,832	6 433,152	0,008	1,74E-03	0,566	15,333	16 666,287	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	268,546	75	37	30	68	7	4 907,537	7,817	2,08	2,08	3 173,371		
8	49,469	143	143	68	75	71,443	6 995,708	0,098	2,32E-02	2,08	105,065	221 809,136	
9	12,42	37	35,24	12	30	13,534	6 054,478	0,152	2,077	0,176	146,496		
10	84.804	35,24	23,24	18	30	5,24	5 954,338	2,718	2,08	2,08	1 392,043		
11	1,714	23,24	23	1	5	20,061	5 795,123	0,015	2,102	0,102	23,792		1 266,054
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	3,717	37	30	1	5	30,475	6 146,642	0,019	0,135	0,221	29,996		2 745,579
14	5,544	37	23	1	5	26,688	5 921,279	0,035	0,117	0,329	46,784		4 095,1
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											6 559,389	501 077,829	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 2: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=10\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	19,8	90	40	30	58,7	18,667	6 683,133	0,159	0,117	0,176	151,847		
2	18,585	75	40	30	65	10	5 701,224	0,326	0,135	0,135	266,212		
3	4,35	143	143	58,7	65	81,109	6 995,708	0,008	2,04E-03	0,176	14,286	19 504,533	
4	5,31	143	143	65	75	72,886	6 433,152	0,011	2,49E-03	0,135	19,368	23 808,982	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	247,345	75	40	30	65	10	6 683,133	3,701	2,08	2,08	1 771,039		
8	70,67	143	143	65	75	72,886	6 995,708	0,139	3,31E-02	2,08	136,618	316 870,194	
9	12,42	40	38,24	12	30	16,834	6 616,736	0,112	2,077	0,176	115,296		
10	84,804	38,24	26,24	18	30	8,24	6 087,601	1,691	2,08	2,08	961,191		
11	22,915	26,24	23	1	5	21,618	5 795,123	0,183	2,082	1,36	169,624		16 926,267
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	5,31	40	30	1	5	31,906	6 146,642	0,027	0,135	0,315	38,225		3 922,255
14	6,732	40	23	1	5	27,999	5 921,279	0,041	0,117	0,399	52,437		4 972,622
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											4 738,179	626 322,748	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=14$ °C

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	18,216	90	44	30	56,4	22,388	6 683,133	0,122	0,117	0,176	123,479		
2	16,461	75	44	30	61	14	5 701,224	0,206	0,135	0,135	186,268		
3	5,934	143	143	56,4	65	82,225	6 995,708	0,01	2,78E-03	0,176	18,008	26 606,873	
4	7,434	143	143	61	75	74,782	6 433,152	0,015	3,48E-03	0,135	24,681	33 332,574	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	219,077	75	44	30	61	14	6 476,688	2,416	2,08	2,08	1 269,891		
8	98,938	143	143	61	75	74,782	6 995,708	0,189	4,63E-02	2,08	174,097	443 618,271	
9	12,42	44	42,24	12	30	21,088	6 054,478	0,097	2,077	0,176	103,654		
10	84,804	42,24	30,24	18	30	12,24	6 211,167	1,115	2,08	2,08	694,955		
11	51,183	30,24	23	1	5	23,583	5 795,123	0,375	2,081	3,039	296,647		37 806,55
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	7,434	44	30	1	5	33,753	6 146,642	0,036	0,135	0,441	47,562		5 491,157
14	8,316	44	23	1	5	29,693	5 921,279	0,047	0,117	0,494	59,062		6 142,5
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											4 068,705	793 315,973	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=22\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	15,048	90	52	30	51,81	29,355	6 869,247	0,074	0,117	0,176	84,293		
2	12,213	75	52	30	53	22	6 476,688	0,086	0,135	0,135	93,91		
3	9,102	143	143	51,81	65	84,423	6 995,708	0,015	4,26E-03	0,176	24,629	40 811,554	
4	11,682	143	143	53	75	78,487	6 433,152	0,023	5,47E-03	0,135	33,813	52 379,759	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	162,541	75	52	30	53	22	6 869,247	1,076	2,08	2,08	675,474		
8	155,474	143	143	53	75	78,487	6 995,708	0,283	7,28E-02	2,08	238,517	697 114,426	
9	12,42	52	50,24	12	30	29,376	6 733,991	0,063	2,077	0,176	73,666		
10	84,804	50,24	38,24	18	30	20,24	6 326,056	0,662	2,08	2,08	462,778		
11	107,719	38,24	23	1	5	27,235	5 921,279	0,688	2,081	6,395	465,851		79 567,118
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,402	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	11,682	52	30	1	5	37,279	6 146,642	0,051	0,135	0,694	62,622		8 628,961
14	11,484	52	23	1	5	32,934	6 146,642	0,057	0,117	0,682	68,063		8 482,708
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											3 393,205	1 127 302,422	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=30\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	11,88	90	60	30	47,22	36,013	6 869,247	0,048	0,117	0,176	59,768		
2	7,965	75	60	30	45	30	6 326,056	0,042	0,135	0,135	53,805		
3	12,27	143	143	47,22	65	86,586	6 995,708	0,02	5,75E-03	0,176	30,483	55 016,234	
4	15,93	143	143	45	75	82,088	6 588,991	0,029	7,46E-03	0,135	40,8175	71 426,945	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	106,005	75	60	30	45	30	6 869,247	0,514	2,08	2,08	379,968		
8	212,01	143	143	45	75	82,088	6 995,708	0,369	9,93E-02	2,08	293,349	950 610,581	
9	12,42	60	58,24	12	30	37,536	6 733,991	0,049	2,077	0,176	60,845		
10	84,804	58,24	46,24	18	30	28,24	6 433,152	0,467	2,08	2,08	352,254		
11	164,255	46,24	23	1	5	30,619	5 921,279	0,906	2,081	9,752	590,857		121 327,686
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	15,93	60	30	1	5	40,623	6 146,642	0,064	0,135	0,946	74,591		11 766,765
14	14,652	60	23	1	5	36,015	6 146,642	0,066	0,117	0,869	76,761		10 822,765
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											3 147,614	1 461 288,872	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 6: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=38\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)	T _{ent} (^o C)	T _{sal} (^o C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	8,712	90	68	30	42,63	42,513	6 733,991	0,03	0,117	0,176	41,872		
2	3,717	75	68	30	37	38	6 326,056	0,015	0,135	0,135	24,693		
3	15,438	143	143	42,63	65	88,715	6 995,708	0,025	7,23E-03	0,176	35,779	69 220,915	
4	20,178	143	143	37	75	85,599	6 588,991	0,036	9,45E-03	0,135	47,505	90 474,13	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	49,469	75	68	30	37	38	6 588,991	0,198	2,08	2,08	180,138		
8	268,546	143	143	37	75	85,599	6 995,708	0,448	1,26E-01	2,08	341,411	1 204 106,74	
9	12,42	68	66,24	12	30	45,639	6 733,991	0,04	2,077	0,176	52,241		
10	84,804	66,24	54,24	18	30	36,24	6 433,152	0,364	2,08	2,08	289,977		
11	220,791	54,24	23	1	5	33,811	6 146,642	1,062	2,081	13,108	669,026		163 088,253
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	20,178	68	30	1	5	43,824	6 038,121	0,076	0,135	1,198	85,725		14 904,569
14	17,82	68	23	1	5	38,969	6 146,642	0,074	0,117	1,058	84,089		13 162,822
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	715,515		62 259,706
											3 004,464	1 795 275,322	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 7: Costos de los intercambiadores de calor y de utilidades frías y calientes para un $\Delta T_{\min}=44\text{ }^{\circ}\text{C}$

IC	Q (kW)	Corr. Cal		Corr. Fría		LMTD	U (W/m ² K)	A (m ²)	Caudal (kg/s)		Costos (\$/a)		
		T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)				Cal.	Frío	IC	Util. Cal.	Util. Fría
1	6,336	90	74	30	39,18	47,328	6 588,991	0,02	0,117	0,176	30,555		
2	0,531	75	74	30	31	44	6 211,167	0,002	0,135	0,135	4,897		
3	17,814	143	143	39,18	65	90,296	6 995,708	0,028	8,34E-03	0,176	39,459	79 874,425	
4	23,364	143	143	31	75	88,178	6 733,991	0,039	1,09E-02	0,135	51,165	104 759,519	
5	8,33	143	143	30	65	94,421	914,959	0,096	3,90E-03	0,143	102,942	37 350,059	
6	27,66	143	143	30	90	79,25	6 995,708	0,049	1,30E-02	0,117	61,573	124 021,927	
7	7,067	75	74	30	31	44	6 588,991	0,024	2,08	2,08	35,218		
8	310,948	143	143	31	75	88,178	6 995,708	0,504	1,46E-01	2,08	374,01	1 394 228,85	
9	12,42	74	72,24	12	30	51,696	6 733,991	0,036	2,077	0,176	47,403		
10	84,804	72,24	60,24	18	30	42,24	6 433,152	0,312	2,08	2,08	257,315		
11	263,193	60,24	23	1	5	36,105	6 146,642	1,186	2,081	15,626	728,969		194 408,679
12	22,59	15	12	1	5	10,492	5 348,109	0,403	1,916	1,341	313,851		16 686,204
13	23,364	74	30	1	5	46,146	6 038,121	0,084	0,135	1,387	92,315		17 257,922
14	20,196	74	23	1	5	41,118	6 247,701	0,079	0,117	1,199	87,789		14 917,865
15	84,288	23	11	1	5	13,61	5 348,109	1,158	2,181	5,004	71,515		62 259,706
											2 912,421	2 045 765,159	

Fuente: Elaboración propia.