

**UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS “CARLOS RAFAEL RODRÍGUEZ”  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**



**UNIVERSIDAD  
DE CIENFUEGOS**

**TRABAJO DE DIPLOMA  
EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO**

**Título: Evaluación del sistema energético y de aguas del combinado  
lácteo de Cumanayagua.**

**Por**

**Autora: Yulisa Bernal Mendoza**

**Tutores: Dr. C. Juan Pedro Hernández Tousef**

**MS.c Roxana Cortés Martínez**

*Cienfuegos, 2020*

## *Pensamiento*

*Pensar es el trabajo más difícil que existe. Quizás sea ésta la razón por la que haya tan pocas personas que lo practiquen.*

*Henry Ford*

## *Dedicatoria*

*A mis padres por todo el sacrificio y el esfuerzo que han hecho para que pueda cumplir mis sueños y metas, por su constante preocupación, por llenarme de tanto amor incondicional, por ser mis amigos más antiguos y mis consejeros del bien, por enseñarme a ser la mujer quien soy. Espero que me alcance la vida para devolverles todo lo que han hecho por mí y más.*

## *Agradecimientos*

*Mis padres por apoyarme en mis decisiones y por su infinita confianza depositada en mí, por su infinito amor.*

*Mi hermano que lo amo y siempre me ha apoyado en esta larga trayectoria.*

*Mi abuela Clarina, que Dios la tenga en su gloria, muchas gracias por toda una vida de tanto amor incondicional, dedicación y entrega.*

*Mis tíos Loly y Osvaldo que siempre han estado pendientes de mis pasos y me han impulsados a ser una mejor persona cada día.*

*Mis otros abuelos y tíos por su cariño y preocupación.*

*Mi amor, que es lo mejor que me ha pasado en la vida, gracias por acompañarme y apoyarme en este sueño.*

*Mis incondicionales Marieta, Frank y María Fernanda.*

*Mis tutores gracias por su ayuda, su dedicación para que este trabajo culminara con éxito.*

*Mis compañeros de aula que hemos vivido momentos inolvidables y en especial mis amigas María, Yerlim, Malena, Melissa, Dianelys, Dislenys y Sadys que son lo mejor que me ha pasado en estos cinco años de universidad, gracias por estar siempre ahí, gracias por las risas, las fiestas, las ayudas, gracias por ser tan bellas personas.*

*A todas aquellas personas que han contribuido en mayor o menor grado a mi formación como ingeniera.*

*A todos, mil gracias.*

## RESUMEN

La fábrica de productos lácteos localizada en Cumanayagua de Cienfuegos, presenta deficiencias tecnológicas y operacionales que afectan la recuperación de la energía y el agua y por tanto, los indicadores de desempeño energético del proceso, constituyendo riesgos técnicos, económicos y ambientales en la industria. El objetivo es evaluar el uso de la energía y agua en los procesos de producción de productos lácteos. En el trabajo se aplica la metodología para el balance termoenergético y métodos de cálculo tradicionales para el diseño de equipos y la simulación de operaciones que complementan la revisión energética de la NC ISO 50001. La integración de calor se realiza mediante la utilización de los software HENSAD, Aspen Energy Analysis y Cost & Evaluation Workbook. Se definen, los principales indicadores de desempeño energético y los objetivos de la red de intercambio de calor, tales como los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento, el número mínimo de unidades de intercambio térmico y se diseña la red de intercambio de calor. Se identifican las pérdidas de recursos materiales y financieros por concepto de deficiencias tecnológicas y operacionales. Se proponen modificaciones al esquema tecnológico actual en los procesos de producción de leche y yogurt y se utilizan los beneficios por concepto de recuperación del calor, ahorro de agua y combustible para determinar factibilidad técnico- económica en los proyectos de inversión propuestos.

**Palabras claves:** industria láctea, pérdidas, integración energética, productos lácteos, yogurt.

## **ABSTRACT**

The dairy products factory located in Cumanayagua, Cienfuegos, has technological and operating deficiencies that affect the recovery of energy and water and, therefore, the indicators of energy performance of the process, constituting technical, economic and environmental risks in the industry. The aim of this work is to assess the use of energy and water in the production processes of dairy products. The methodology for energy balance and traditional calculation methods are applied for the design of equipment and the simulation of operations that complement the energy review of NC ISO 50 001. Heat integration is carried out using HENSAD software, Aspen Energy Analysis and Cost & Evaluation Workbook for economic evaluation. The main energy performance indicators and heat exchanger network targets are defined, such as the minimum requirements for heating and cooling services, the minimum number of heat exchange units, and the heat exchange network is designed. Losses of material and financial resources due to technological and operational deficiencies are identified. Modifications to the current technological scheme in the milk and yogurt production processes are proposed and the benefits for heat recovery, water and fuel savings are used to determine technical-economic feasibility in the proposed investment projects.

**Keywords:** dairy industry, losses, energy integration, dairy products, yogurt.

## ÍNDICE

INTRODUCCIÓN .....	1
CAPÍTULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	5
1.1 Gestión energética .....	5
1.1.1 Gestión energética en la industria de productos lácteos.....	6
1.2 Métodos de integración energética .....	9
1.2.1 Estudios realizados con la tecnología Pinch.....	9
1.3 Norma Cubana ISO 50001 .....	11
1.4 Uso del Análisis del Pellizco (Pinch Analysis).....	14
1.4.1 Principios del análisis Pinch .....	16
1.5 Uso del agua y tratamiento de los residuales líquidos en la industria láctea .....	22
1.5.1 Sistema de flotación por aire disuelto (FAD) .....	27
CAPÍTULO 2: METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DEL ESQUEMA TERMOENERGÉTICO DE LA INDUSTRIA Y LA APLICACIÓN DE LA INTEGRACIÓN DE INTEGRACIÓN DE CALOR.....	32
2.1 Caracterización de la empresa de Productos Lácteos Escambray .....	33
2.2 Descripción de la empresa de Productos Lácteos Escambray .....	33
2.3 Análisis del esquema termoenergético de la industria.....	33
2.3.1 Inspección visual y registro de datos de consumo .....	34
2.4 Balance de calor .....	35
2.5 Balance total de vapor.....	36
2.6 Balance total de calor.....	37
2.7 Eficiencia térmica .....	39
2.8 Eficiencia de generación de vapor.....	39
2.9 Balance total de agua .....	39
2.10 Aplicación de la integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt de soya.....	39
2.10.1 Etapas que comprende el proceso de producción de Yogurt de Soya.....	40
2.10.2 Determinación de los objetivos de la red de intercambio de calor (RIC). ...	43
2.10.3 Método del algoritmo de la tabla problema (método analítico).....	45
2.10.4 Método gráfico .....	47

2.10.5	Diseño de la red de intercambio de calor .....	47
2.10.6	Determinación de las demandas de enfriamiento y calentamiento .....	47
2.10.7	Evaluación económica.....	48
<b>CAPÍTULO 3: RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA ....</b>		<b>50</b>
3.1	Balance de calor .....	50
3.1.1	Pasteurizador de leche (leche concentrada).....	50
3.1.2	Tanque de agua caliente del pasteurizador (leche concentrada) .....	50
3.1.3	Pasteurizador de leche (leche a granel) .....	51
3.1.4	Tanque de agua caliente del pasteurizador (leche a granel) .....	51
3.1.5	Tanque pasteurizador de mezcla para helado (helado nacional) .....	52
3.1.5	Tanque pasteurizador de mezcla para helado (helado de divisa).....	52
3.1.6	Calentador de leche para queso.....	53
3.1.7	Tacho de queso fundido.....	53
3.1.8	Tanque pasteurizador de leche para yogurt natural (nacional) .....	54
3.1.9	Tanque pasteurizador de leche para yogurt natural (divisa) .....	55
3.1.10	Tanque pasteurizador de leche para cultivo.....	55
3.1.11	Tanque de crema untable .....	56
3.1.12	Tanque de sirope para yogurt de soya .....	57
3.1.13	Calefactor de leche de soya .....	58
3.1.14	Calefactor de agua caliente para el yogurt de soya .....	58
3.1.15	Tornillo sinfín para el yogurt de soya .....	59
3.2	Balance total de vapor.....	61
3.3	Balance total de calor.....	62
3.4	Eficiencia térmica.....	64
3.5	Eficiencia de generación de vapor.....	64
3.6	Balance total de agua .....	64
3.7	Análisis de los resultados.....	65
3.8	Aplicación de la integración de integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt de soya.....	66
3.8.1	Determinación de los objetivos de la red de intercambio de calor (RIC) .....	66
3.8.2	Aplicación del método del algoritmo de la tabla problema (método analítico) .....	66
3.8.3	Método gráfico.....	68
3.8.4	Diseño de la red de intercambio de calor .....	71
3.8.5	Determinación de las demandas de enfriamiento y calentamiento .....	75
3.8.6	Evaluación económica.....	77

3.8.7 Análisis de los resultados y propuesta de mejoras al proceso. ....	80
CONCLUSIONES .....	83
RECOMENDACIONES .....	84
BIBLIOGRAFÍA .....	85
ANEXOS.....	90

## INTRODUCCIÓN

La energía no constituye un sector económico, aunque su tratamiento exige estudiar su costo, de una forma u otra la producción de bienes y servicios demandan energía para su funcionamiento, pero también la población demanda energía para satisfacer sus necesidades básicas de confort, entre otras. Por eso la energía se debe visualizar como un trascendental aspecto para el desarrollo sostenible de las actividades humanas (Bravo, 2015).

“Garantizar el acceso a una energía asequible, segura, sostenible y moderna para todos” es uno de los 17 Objetivos de Desarrollo Sostenible aprobados en septiembre de 2015 en el seno de Naciones Unidas y que, de manera general, se proponen erradicar la pobreza, proteger el planeta y garantizar que todas las personas gocen de paz y prosperidad (Matos, 2020 ).

La disminución del combustible fósil y los altos costos llevan a trazar una estrategia a partir de la energía renovable para poder satisfacer la demanda energética de la población mundial. Cuba no se encuentra aislada en este problema por lo que comenzar a buscar soluciones que den respuesta a este problema es una alternativa al desarrollo (Vacuba, 2018 ).

El empleo de las variantes energéticas permitiría al país disminuir la ineficiencia del sistema eléctrico, reducir la dependencia de combustibles fósiles, contribuir a la sustentación medioambiental, modificar la matriz energética de generación y consumo, incrementar la competitividad de la economía en su conjunto y disminuir el alto costo de la energía que se entrega a los consumidores (Matos, 2020 ).

La industria láctea evidentemente genera impactos ambientales por sus actividades relacionadas con el uso, aprovechamiento o afectación de los recursos naturales renovables y no renovables (González, 2016) .

La utilización de energía permite asegurar la calidad de los productos que se ofrece en la industria lechera, principalmente en la generación de vapor para los tratamientos térmicos y la refrigeración en la etapa de almacenamiento. Se considera que en una planta procesadora de lácteos, aproximadamente un 80 % del consumo total se obtiene a través de la combustión de combustibles fósiles (diésel, gas, etc.), en tanto que el 20 %

restante es energía eléctrica, y de esta, la refrigeración representa entre un 30 a 40 % (Bernal, 2017).

En el escenario actual para comprender los problemas relacionados con los altos consumo de energía del procesamiento de la leche y otros productos lácteos y sugerir métodos para su reducción activa con la ayuda de diferentes enfoques requerían una gestión adecuada de todos los procesos utilizados en la planta, teniendo en cuenta que no es una planta integrada térmicamente (Legarreta, 2018).

El aumento del costo de la energía y una conciencia cada vez mayor puesta al cuidado del medio ambiente y a la sustentabilidad, llevan a la inquietud por parte de las industrias por aplicar métodos eficientes para reducir el consumo de energía en las operaciones (Martínez, Domínguez, & Finetti, 2015).

Muchos algoritmos han sido desarrollados con el objetivo de disminuir los consumos de servicios auxiliares dentro de una línea de procesos productivos. Uno de estos métodos, es la denominada integración energética, el cual consiste en primera instancia, en diseñar redes de intercambio de energía de tal manera que las corrientes del proceso que se desean enfriar lo hagan mediante las corrientes del mismo proceso que deben ser calentadas y viceversa. La integración energética constituye una poderosa herramienta que encierra un procedimiento termodinámico bien estructurado para una optimización técnico-económica de cada red de intercambio de calor. La integración térmica de una planta industrial busca aprovechar cantidades de energía disponibles en algún punto del proceso para abastecerse (Martínez et al., 2015).

La Empresa de Productos Lácteos Escambray, perteneciente al municipio de Cumanayagua, está formada por las Unidades Empresariales de Base (UEB) de Helados, Quesos y Producción de Leche y Derivados de la Soya, donde se producen alimentos, cuyos procesos de producción serán objeto de estudio en esta investigación.

La misión de la empresa está encaminada a satisfacer con eficiencia y una calidad en constante aumento las necesidades de la población. El establecimiento es de tecnología checa principalmente, los equipos son muy antiguos por lo que tienden a romperse con frecuencia y a pesar de que algunos se compran en terceros países a costos muy elevados, se hace uso de la mano innovadora que posee la empresa.

Los estudios realizados en la industria láctea Escambray acerca del análisis energético han evidenciado un bajo nivel en gestión energética, así como las posibilidades de reducir los costos energéticos mediante la creación de las capacidades técnicas organizativas para administrar eficientemente la energía.

El establecimiento presenta deficiencias tecnológicas y operacionales que afectan los indicadores de eficiencia del proceso. Mediante una evaluación tecnológica se pueden identificar las deficiencias, corregir y proponer modificaciones que justifiquen proyectos de inversión.

### **Problema**

La fábrica de productos lácteos presenta un conjunto de factores que incrementan los consumos energéticos y de agua, introduciendo riesgos técnicos, económicos y ambientales en la industria.

### **Hipótesis**

Es posible la identificación, cuantificación, control, reducción y eliminación de factores que afectan la eficiencia energética de la industria y del uso del agua, mediante la aplicación de metodologías de gestión de la energía y el agua (gestión energética, balance termoenergético y metodología Pinch).

### **Objetivo General**

Evaluar el consumo de energía y agua en los procesos de producción de la Empresa de Productos Lácteos “Escambray”.

### **Objetivos específicos**

1. Analizar de la literatura los fundamentos teóricos y aplicaciones de la gestión e integración energética, así como el tratamiento de residuales de la industria de productos lácteos.
2. Identificar el potencial energético de la industria, mediante el registro y análisis de la información sobre la generación, distribución y uso de la energía y del agua.
3. Identificar las deficiencias tecnológicas y operacionales mediante la aplicación de metodologías de gestión de la energía y el agua que incluyen el balance termoenergético y la integración de energía.
4. Determinar los beneficios por concepto de ahorro de agua y combustible.
5. Evaluar la factibilidad de proyectos de inversión en los procesos de producción a partir del ahorro de recursos energéticos.

Con vistas a alcanzar los objetivos planteados en la investigación el trabajo se estructura en tres capítulos, conclusiones y recomendaciones.

En el Capítulo I se realiza un análisis bibliográfico sobre gestión de la energía en procesos químicos, incluyendo la industria láctea; los métodos de integración de procesos, que incluye la integración de calor mediante la tecnología pinch y consideraciones sobre el uso del agua y tratamiento de residuales líquidos en la industria láctea.

En el Capítulo II se muestra la metodología que se utiliza como referencia para el análisis del esquema termoenergético de la industria y la aplicación de la integración de calor.

En el Capítulo III se aplica la metodología del balance termoenergético, en cuanto a la revisión energética, según la norma NC ISO 50 001 para la gestión de la energía y se realiza el análisis energético del proceso de fabricación de yogurt de soya mediante la aplicación del análisis del pliegue (*Pinch Analysis*) para la integración de calor, la propuesta de un sistema para el tratamiento de residuales acuosos y una evaluación económica a partir de los ahorros potenciales de combustible y agua, asociados a las pérdidas de calor.

## **CAPÍTULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA**

### **1.1 Gestión energética**

Según Veritas (2018a) y Veritas (2018b) la energía se ha convertido en un indicador clave para empresas y organizaciones: ahorrar energía significa ahorrar costes de operación. La reducción del consumo de energía implica también reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y demuestra una mayor atención por la preservación de los recursos naturales. Estas acciones deben ser una prioridad para las empresas que buscan cumplir y contribuir a un desarrollo realmente sostenible.

La gestión energética persigue lograr un uso más eficiente de la energía sin reducir los niveles de producción, sin mermar la calidad del producto o servicio, ni afectar la seguridad o los estándares ambientales (Borroto et al., 2005).

La gestión energética beneficia a la empresa, contribuyendo a garantizar la calidad de los productos, reduciendo costos de producción y elevando su competitividad; al País, aplazando los requerimientos de financiamiento para la infraestructura energética, promoviendo nuevas tecnologías y la modernización del sector empresarial, y reduciendo la importación de bienes de capital para el desarrollo energético; a la sociedad, conservando recursos para las futuras generaciones, disminuir las emisiones contaminantes al medio ambiente y contribuyendo a la formación de una cultura energética y ambiental (Borroto et al., 2005).

Las empresas industriales pueden lograr ahorros de energía de hasta un 40 %, algunos sin inversión de capital, mediante la aplicación de métodos de gestión energética (Del Pilar, González, & Ciro Quispe, 2013).

La importancia de instalar un Sistema de Gestión Energética (SGE) posibilita que logre identificar y recuperar el potencial de ahorros de energía eléctrica e incrementar la eficiencia del proceso, utilizando herramientas de gestión que no requieran altas inversiones de capital. Un SGE permite obtener una ruta para la administración eficiente de los recursos energéticos comprendida por todos los actores de una organización. Así, se espera que en poco tiempo y con el menor riesgo de inversión, se logren alcanzar los objetivos planteados y el mejoramiento continuo del sistema (Del Pilar et al., 2013).

La gestión energética consiste en la optimización en el uso de la energía buscando un uso racional y eficiente, sin disminuir el nivel de prestaciones. A través de ella se

detectan oportunidades de mejora en aspectos relacionados con la calidad y seguridad del sistema energéticos, logrando que los usuarios conozcan el sistema, identifiquen los puntos consumidores e implanten mejoras, alcanzando altos niveles de eficiencia energética (AEC, 2018).

La política sobre el uso racional de la energía en las fábricas químicas está dirigida a:

1. Obtener la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de la energía que permita reducir de forma sistemática los indicadores y costos energéticos, como una de las vías para alcanzar la competitividad en las producciones y los servicios.
2. Lograr una adecuada diversificación en la utilización de las fuentes de energía (Borroto-Nordelo, 2013).

La gestión energética puede ser concebida como un esfuerzo organizado y estructurado, para conseguir la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de la energía. Es decir, lograr un uso más racional de la energía, que permita reducir el consumo de la misma, sin disminuir el nivel de vida (López Fundora, 2017).

### **1.1.1 Gestión energética en la industria de productos lácteos**

Según CN (2013) y FAO (2018 ) la leche y los productos lácteos son alimentos ricos en nutrientes y una importante fuente de proteínas de elevada calidad, lactosa, y micronutrientes entre los que se incluyen: magnesio, selenio, riboflavina y vitaminas B<sub>5</sub> y B<sub>12</sub> , que son fundamentales para reducir el hambre y la desnutrición, en especial entre los más vulnerables (por ejemplo: mujeres embarazadas y niños). Son una excelente fuente de calcio, mineral importantísimo para la formación de huesos y dientes, así como para la prevención de la osteoporosis. Proporcionan energía y una gran cantidad de proteínas y micronutrientes.

El mercado mundial de la leche y los productos lácteos continúa en crecimiento. Este sector agroindustrial se caracteriza por un alto grado de innovación en sus productos, de acuerdo con los hábitos alimenticios y exigencias para la salud y el bienestar de los consumidores. El consumo de lácteos es mayor en los países desarrollados, aunque el consumo per cápita en los países en desarrollo está creciendo a un ritmo mayor, impulsado principalmente por los crecientes ingresos de la población (Gaucín, 2017).

Se prevé que la producción de leche aumentará 177 millones de toneladas para 2 025, con una tasa de crecimiento promedio del 1,8 % por año, en los próximos 10 años. Durante el mismo periodo, se prevé que el consumo per cápita de productos lácteos aumentará un 0,8 % y 1,7 % por año en los países en desarrollo, y entre 0,5 % y 1,1 % en los países desarrollados (FAO, 2018 ).

La energía en una planta láctea es usada para el funcionamiento de los motores en los procesos que utilizan equipos para calentamiento, evaporación y secado, pasteurización, para enfriamiento y refrigeración, para la generación de aire comprimido y para iluminación (Legarreta, 2018).

Aproximadamente el 80 % de las necesidades de este tipo de industria es provista por la combustión de combustible fósil para la generación de vapor. El restante 20 % es suministrado por energía eléctrica, este es el caso de los motores eléctricos, refrigeración e iluminación. El consumo energético también depende del tiempo y el volumen de producción de la empresa (Legarreta, 2018).

En la mayoría de las empresas lácteas el alto consumo energético puede ser asociado a eficiencia energética, uso de motores obsoletos, excesiva iluminación o problemas con el factor de potencia. Debido a la utilización intensiva de este insumo durante el proceso productivo, representa uno de los costos de producción más significativos (CPMLN, 2018).

Herramientas útiles para la cuantificación de los rendimientos energéticos en la industria lechera y que aporta con información adicional son los índices de rendimiento por unidad, tales como la Unidad de Uso de Energía Eléctrica y la Unidad de Uso de Energía Térmica (NDCC, 1997).

El rango de valor esperado para el índice de energía eléctrica es aproximadamente 0,1 a 0,3 kWh/L de leche procesada, dependiendo del proceso. Mientras que el índice de uso de energía térmica depende del tipo de combustible usado. El rango de valor esperado para este índice es aproximadamente de 0,60 a 5,2 MJ/L de leche procesada, dependiendo también del proceso involucrado (Legarreta, 2018).

Los consumos pueden variar dependiendo del tipo de producto, la edad y tamaño de la instalación, el grado de automatización, la tecnología usada, la administración de la limpieza, o el diseño de la instalación (UNEP, 2000).

Los mayores consumos eléctricos en una planta de productos lácteos se concentran en refrigeración, proceso y caldera, con 34,49; 33,35 y 8,66 %, respectivamente (Ratnakar, 2013).

Se reporta un proyecto con buena viabilidad económica, que consiste en la incorporación de un almacenamiento de hielo a un sistema de agua enfriada (Kerkhoff, 1990b). El enfriamiento es un requerimiento esencial en toda fábrica de productos lácteos; tan pronto como la leche entra se enfría y continúa enfriándose durante varios procesos hasta la forma final de empaque. Las principales áreas de enfriamiento son: recepción, después de pasteurización y separación y durante el procesamiento a crema y suero de leche. Todo el enfriamiento del producto es mediante transferencia de calor indirecta utilizando un intercambiador de placas servido por un sistema de agua fría. Se utiliza amoníaco como refrigerante. El sistema está compuesto por: dos compresores de 480 kW, máquinas recíprocas basadas en condensación a +30 °C y evaporación a 9 °C (promedio) y potencia de entrada 125 kW; un condensador evaporativo de 1 150 kW basado en una temperatura de condensación de +30 °C y bulbo húmedo a +20 °C; un banco de hielo/HydroCooler con dos unidades de almacenamiento de 3 960 kW (7 920 kW de capacidad total) con un espesor de hielo de 50 mm.

En la mayoría de los casos, las plantas de refrigeración se diseñan con temperaturas de condensación de +35 °C y temperaturas de evaporación por debajo de 15 °C dependiendo de la superficie del serpentín y de la temperatura del agua enfriada (Kerkhoff, 1990b).

Las oportunidades de conservación de la energía en una fábrica de productos lácteos están en los servicios, la refrigeración, la electricidad, la compresión de aire, suministro y distribución de agua, caldera y planta de tratamiento de residuales. La evaluación del desempeño energético de la planta se realiza mediante los sectores de alcance de la eficiencia energética, tales como el proceso de producción principal, la infraestructura y cadena de suministro, la organización y personas, las tecnologías de suministro de energía y gestión de la demanda / respuesta, la colaboración con proveedores, la

transparencia, prioridades, seguimiento, la configuración / disposición optimizada de la cadena de valor, la última tecnología de construcción e infraestructura, las funciones dedicadas para impulsar la implementación, la última tecnología de equipos y maquinaria, los procesos de soporte y diseño y la creación de conciencia y cambio de comportamiento (R. Espinosa & Hernández, 2014).

Para lograr la eficiencia energética en la fábrica de productos lácteos se divide en cuatro etapas: medir para identificar fuentes de ahorro de energía o mal funcionamiento, instalar sistemas y equipos de ahorro de energía, mejorar el uso a largo plazo a través de la gestión del sistema de control, soporte y herramientas de capacitación, manteniendo un alto nivel de rendimiento, analizar ganancias a través del mantenimiento, supervisión y controles continuos (Vivekanand, 2005).

## **1.2 Métodos de integración energética**

En la actualidad se reportan en la literatura científica varios métodos de integración energética, entre los que se destacan: métodos heurísticos, métodos basados en el conocimiento, y métodos termodinámicos. Los métodos termodinámicos pueden ser clasificados en: - Métodos basados en el análisis de la Primera Ley (Tecnología Pinch, Métodos basados en la Programación Matemática). - Métodos basados en el análisis de la Segunda Ley (Análisis Exergético). - Métodos basados en la combinación del análisis económico y la segunda ley (Análisis Exergoeconómico) (Martínez et al., 2015).

En la aplicación de estos métodos se hace primordial la selección de un proceso en el cual sea posible la integración de calor, es decir, en el cual existan corrientes energéticas que estén siendo desaprovechadas (Martínez et al., 2015).

La experiencia internacional ha demostrado que la implementación de un sistema de gestión energética puede reducir el costo de facturación de energía de una empresa entre el 10 y el 25 %, en un lapso de 1 - 3 años, con períodos de recuperación de la inversión típicos inferiores a 2 años (Castrillón, Monteagudo Yanes, Borroto Nordelo, & Quispe Oqueña, 2015).

### **1.2.1 Estudios realizados con la tecnología Pinch**

Tomando la información tecnológica de las actuales plantas de producción de etanol industrial en Perú, se aplica el análisis Pinch para la reducción de consumo de energía y agua en el proceso de producción de etanol carburante y se demuestra la viabilidad

técnica, económica y ambiental. Se reducen los consumos de calor, agua y costo total de proceso hasta 50, 40 y 25 %, respectivamente (Erazo, Woolcott, Anaya, Gómez, & Calvo, 2010).

En otra investigación se realizó un análisis integral de la producción de frío en el combinado lácteo de Moa “El Vaquerito” que facilitó la toma de decisiones operacionales y la utilización de los recursos energéticos con el menor costo e impacto medioambiental, donde se evaluó el ciclo de refrigeración por compresión de vapores de amoníaco y estiman las cargas térmicas de refrigeración para las cámaras de endurecimiento de helado y conservación de yogurt. Realiza además el balance energético y exegético de la instalación (Guerra González, 2012).

En la fábrica de productos lácteos de Santa Clara se evaluó el sistema termoenergético y de circulación de agua, mediante la aplicación de sistemas de gestión de la energía y del agua. La recuperación del calor de los condensados, rehabilitación del aislamiento, la eliminación de las fugas de vapor y de vertimiento de agua determinan un beneficio de 1 522 978,9 CUC/a el cual justifica una inversión de 1 004 632,2 CUC que se estima que se recupere entre 1 y 2 años (López Fundora, 2017).

Un estudio de optimización de eficiencia energética usando la tecnología Pinch en una industria azucarera en Brasil, mostró que la eficiencia total del sistema es aproximadamente dos veces mayor (67 %) que la eficiencia de la turbina, esto es debido a que usa los gases de escape de la turbina para generar vapor (Bracamonte León & Varas Gamboa, 2019).

Una investigación realizada usando el método de análisis Pinch en la industria azucarera Antonio Sánchez, Cuba, se obtuvo una reducción del 16 % de consumo de energía cuando se emplea el sistema de dos masas, por lo que significa una herramienta muy útil y de uso necesario (Bracamonte León & Varas Gamboa, 2019).

### **1.2.2 Estudios realizados con programación matemática**

En Zamorano, Honduras, se hizo el desarrollo de un modelo de programación lineal para la maximización del margen de contribución de las líneas de quesos y leche en la planta de industrias lácteas. El cual permitió, dar soporte a la toma de decisiones, con el fin de maximizar el margen de contribución sobre los costos variables (Aya García, 2006).

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

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

### **1.3 Norma Cubana ISO 50001**

El 15 de junio de 2011 la Organización Internacional de Normalización (ISO) según sus siglas en inglés) publicó la esperada ISO 50001, un documento que ayudará a las organizaciones que lo implanten a obtener mejoras significativas en su eficiencia energética, con el consiguiente impacto positivo en su cuenta de resultados (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

La Norma ISO 50001 puede ser implantada por cualquier organización, independientemente de su tamaño, sector y ubicación. No establece requisitos absolutos para el desempeño energético más allá de los compromisos incluidos en la política energética, del cumplimiento de los requisitos legales aplicables y de la mejora continua. Tampoco establece por sí misma criterios de rendimientos con respecto a la energía. Por otra parte, los conceptos de alcance y límites dan flexibilidad a la organización para definir el ámbito de aplicación del sistema de gestión energética. Según la ISO 50001, el concepto de desempeño energético incluye el uso de la energía, la eficiencia energética y el consumo energético, por lo que la organización puede actuar en un amplio rango de actividades de desempeño energético (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

Esta Norma Internacional se basa en el ciclo de mejora continua Planificar – Hacer – Verificar – Actuar (PHVA) e incorpora la gestión de la energía a las prácticas habituales de la organización (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

La Norma ISO 50001 constituye una herramienta útil y eficaz para dar cumplimiento de forma continua a la legislación vigente en la materia, para facilitar el cometido de los gestores energéticos, y para implantar y realizar el seguimiento de actuaciones procedentes de auditorías energéticas. Además, permite ahorrar costes, mejorar el rendimiento energético y, por tanto, mejorar la competitividad, disminuyendo, a su vez,

el consumo de energía primaria, las emisiones de CO<sub>2</sub>, la dependencia exterior y la intensidad energética (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

La organización debe desarrollar, registrar y mantener una revisión energética. La metodología y el criterio utilizados para desarrollar la revisión energética deben estar documentados. Para desarrollar la revisión energética, la organización debe:

a) analizar el uso y el consumo de la energía basándose en mediciones y otro tipo de datos, es decir:

- identificar las fuentes de energía actuales;
- evaluar el uso y consumo pasados y presentes de la energía;

b) basándose en el análisis del uso y el consumo de la energía, identificar las áreas de uso significativo de la energía, es decir:

- identificar las instalaciones, equipamiento, sistemas, procesos y personal que trabaja para, o en nombre de, la organización que afecten significativamente al uso y al consumo de la energía;
- identificar otras variables pertinentes que afectan a los usos significativos de la energía;
- determinar el desempeño energético actual de las instalaciones, equipamiento, sistemas y procesos relacionados con el uso significativo de la energía;
- estimar el uso y consumo futuros de energía;

c) identificar, priorizar y registrar oportunidades para mejorar el desempeño energético (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

La revisión energética debe ser actualizada a intervalos definidos, así como en respuesta a cambios mayores en las instalaciones, equipamiento, sistemas o procesos.

La organización debe establecer, implementar y mantener objetivos energéticos y metas energéticas documentados correspondientes a las funciones, niveles, procesos o instalaciones pertinentes dentro de la organización. Deben establecerse plazos para el logro de los objetivos y metas.

Los objetivos y metas deben ser coherentes con la política energética. Las metas deben ser coherentes con los objetivos.

Cuando una organización establece y revisa sus objetivos y metas, la organización debe tener en cuenta los requisitos legales y otros requisitos, los usos significativos de la energía y las oportunidades de mejora del desempeño energético, tal y como se identifican en la revisión energética. También debe considerar sus condiciones financieras, operacionales y comerciales así como las opciones tecnológicas y las opiniones de las partes interesadas (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

La línea de base energética se mantiene y registra como un medio para que la organización determine el período de mantenimiento de los registros. Los ajustes en la línea de base energética también se consideran como mantenimiento y los requisitos están definidos en esta Norma Internacional (Carretero Peña & García Sánchez, 2012).

Los indicadores de desempeño energético (IDEns) pueden ser un simple parámetro, un simple cociente o un modelo complejo. Ejemplos de IDEns pueden incluir consumo de energía por unidad de tiempo, consumo de energía por unidad de producción y modelos multi-variables. La organización puede elegir los IDEns que informen del desempeño energético de su operación y puede actualizar los IDEns cuando se produzcan cambios en las actividades del negocio o en las líneas de base que afecten a la pertinencia del IDEns, según sea aplicable (NC ISO, 2011).

El sector de la industria láctea en Cuba, como otros muchos sectores, carecen de un sistema de gestión energética eficiente que responda a los intereses de la economía, la implementación de la norma ISO aumentaría en gran medida el desempeño energético y de eficiencia energética de manera continua, y adicionalmente se identificarían oportunidades de reducción de utilización energética. Este enfoque sistemático ayudará a las empresas a establecer sistemas y procesos.

Cuba ha adoptado la ISO 50 001: 2011 como una norma cubana, que facilita a las organizaciones establecer los sistemas y procesos necesarios para mejorar su desempeño energético, incluyendo la eficiencia energética y el uso y consumo de la energía. Su implementación está destinada a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) y de otros impactos ambientales relacionados, así como de los costos energéticos a través de su gestión sistemática (Cañizares Pentón, Cuevas Hernández, Pérez Bermúdez, & González Suárez, 2015)

La ISO 50001 no obliga a cumplir requisitos absolutos de desempeño energético, más allá de los compromisos establecidos en la política energética de la organización y de su deber de cumplimiento con los requisitos legales aplicables. Es por ello, que cualquier organización, independientemente de su gestión actual de la energía, puede aplicar la norma para establecer una línea base y mejorarla a un ritmo adecuado a su contexto y capacidades, cumpliendo con el principio de mejora continua de los sistemas de gestión (Juvier, 2016).

#### **1.4 Uso del Análisis del Pellizco (Pinch Analysis)**

La Tecnología Pinch, provee una metodología consistente para ahorrar energía, desde el balance de materiales y energía básico hasta el sistema de utilidades completo de un sitio (Linnhoff, 1993).

La metodología del análisis Pinch, ampliamente difundida, se ha venido aplicando a redes de intercambiadores de calor en diferentes procesos industriales. Esta tecnología ha producido mejoras significativas en la eficiencia de la energía y del capital en diferentes industrias a nivel mundial. Ha sido sustancialmente aplicado en procesos petroquímicos, en industrias de química básica, de alimentos y de papel.

El análisis Pinch (en inglés *Pinch Analysis*, o literalmente, análisis de "pellizco"), también llamado método Pinch de diseño de procesos o tecnología Pinch, es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital (Pérez Ramos, 2014). Es una estrategia para el diseño de redes de intercambiadores de calor que fue creada a finales de los 70's. Identifica las oportunidades de ahorro de energía tanto en nuevos diseños como en el mejoramiento de plantas en operación, estos últimos se denominan estudios de *retrofitting* (Medina, 2018).

Debido a la inadecuada planificación de la conservación de los recursos energéticos, muchos complejos lácteos consumen más energía que la óptima. El análisis de energía, la identificación del punto de pellizco y la incorporación oportuna de equipos eficientes en energía mantienen a las industrias lecheras eficientes en energía.

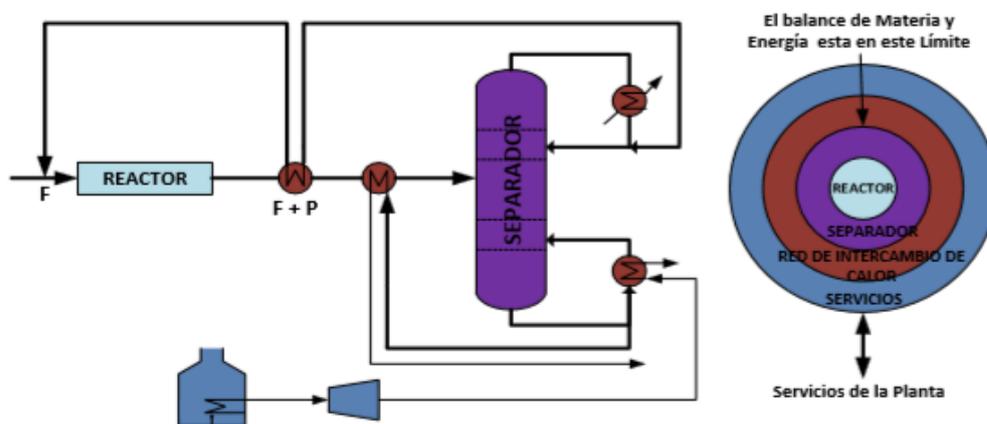
Si el sistema energético de planta de procesamiento de productos lácteos se planifica acertadamente con opciones de recuperación de calor, se puede ahorrar una gran cantidad de electricidad (potencia) y vapor. El análisis energético se complementa con

la identificación del punto Pinch para una energía mínima, con respecto a las cargas de calentamiento y enfriamiento.

Este método tiene como propósito reducir el consumo de energía mediante los sistemas de recuperación del calor, los métodos de abastecimientos de energía y las condiciones de operación del proceso (Montenegro Ramírez, 2015).

La Tecnología Pinch representa un conjunto de métodos basados en la termodinámica que garantizan niveles de energía mínimos en el diseño de las redes de intercambio de calor. Esta tecnología ha sido empleada para incrementar la eficiencia del ciclo de una central térmica de vapor y reducir el consumo de combustible en la planta. Además se consigue una reducción del agua de enfriamiento requerida (Montenegro Ramírez, 2015).

La Tecnología Pinch proporciona una metodología sistemática para el ahorro de energía en los procesos. La metodología se basa en los principios termodinámicos. En la Figura 1.1 se ilustra el "diagrama de cebolla", representa el papel de la tecnología Pinch del orden jerárquico del diseño en el proceso (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).



**Fig.1.1.** "Diagrama de cebolla" del orden jerarquía del diseño en el proceso. **Fuente:** (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

El diseño de un proceso se inicia con los reactores ("Núcleo" de la cebolla). Una vez que sean conocidos las alimentaciones, los productos, las concentraciones de los reciclos y los caudales. Los separadores (segunda capa de la cebolla) pueden ser diseñados. El calor de proceso básico, el balance de materia y la red de

intercambiadores de calor está en marcha, pueden ser diseñados (tercera capa). Los flujos de calor de calentamiento y enfriamiento son manejados por el sistema de servicio (la cuarta capa). El sistema de servicios del proceso puede ser una parte del sistema centralizado (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

Un análisis Pinch comienza con el balance de materia y energía para el proceso. Utilizando la tecnología Pinch, es posible identificar los cambios apropiados en las condiciones de proceso que pueden tener un impacto en el ahorro de energía (capas de cebolla uno y dos). Después de establecer el balance de materia y energía, los objetivos para el ahorro de energía deben ser definidos antes del diseño de la red intercambio de calor. El método Pinch de diseño asegura que estos objetivos se alcancen durante el diseño de la red. Los objetivos también se pueden establecer para las cargas de servicios en los distintos niveles (por ejemplo: corrientes de vapor y refrigeración). Los niveles de servicios suministrados al proceso puede ser parte de un sistema centralizado (por ejemplo: el área del sistema de vapor). La tecnología Pinch se extiende hasta la ubicación de la planta, en el cual las cargas correspondientes en las diversas líneas de vapor se pueden identificar con el fin de minimizar el consumo de energía en toda la planta. Por lo tanto, la tecnología Pinch proporciona una metodología consistente para el ahorro de energía, desde el balance de materia y energía hasta el sistema de servicio (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

#### **1.4.1 Principios del análisis Pinch**

La “Tecnología Pinch” presenta una metodología para el análisis sistemático de los procesos químicos y los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir, el calor sólo puede influir en la dirección de caliente a frío. En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas (mínima diferencia permitida,  $\Delta T_{\min}$ ) del intercambiador. El nivel de temperatura en el cual  $\Delta T_{\min}$  se observa en el proceso, es llamado “Punto Pinch”. El Pinch define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

### **1.4.2 Objetivos del análisis Pinch**

El análisis Pinch se utiliza para identificar el costo de energía, de la red de intercambiadores de calor (RIC) y el reconocimiento del punto Pinch para un proceso. El primer procedimiento predice, antes que el diseño, los requisitos mínimos de energía externa, área de transferencia de calor, y el número de unidades para un proceso determinado. A continuación se diseña una red intercambiadores de calor que satisfaga dichos objetivos. Por último, la red se optimiza mediante la comparación de los costos de la energía y el costo de capital de la red para que el costo total anual se reduzca al mínimo. Por lo tanto, el objetivo principal del análisis Pinch es lograr ahorros financieros mediante la mejor integración de calor del proceso (maximizar el proceso mediante la recuperación de calor y la reducción de las cargas externas de servicios auxiliares) (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

Este procedimiento demuestra que como gracias a un buen diseño del proceso de recuperación de calor y de los sistemas de enfriamiento y calentamiento pueden lograrse los objetivos implantados. El primer paso en el procedimiento es, por tanto, establecer los objetivos energéticos para después realizar el diseño que se ajuste a estos. Dentro de los objetivos energéticos es fundamental establecer el Pinch point (punto Pinch), que es punto más restringido de la red de intercambio de calor que proporcionará la información necesaria para comenzar a diseñar nuestra red y alcanzar los objetivos (Montenegro Ramírez, 2015).

Las mejoras obtenidas gracias a este método se extienden desde proyectos de recuperación del calor hasta cambios en las condiciones de operación, mejoras de operatividad e interfaces más efectivas con sistemas de utilidad, todo esto respaldado por una mejor comprensión el proceso. El análisis Pinch es ahora una parte integral de la estrategia global para el desarrollo y diseño de procesos, comúnmente conocido como síntesis de procesos y la optimización de plantas existentes (Montenegro Ramírez, 2015).

### **1.4.3 Conceptos claves**

Las curvas compuestas (caliente y fría) combinadas se utilizan para predecir los objetivos de: mínima energía requerida (servicios auxiliares de calor y enfriamiento), mínima área de transferencia de calor requerida y número mínimo de unidades de intercambiadores requeridos.

El  $\Delta T_{\min}$  y punto Pinch determinan cuán estrechamente pueden ser “pinchadas” las curvas compuestas, caliente y fría sin violar la Segunda Ley de la Termodinámica (ninguno de los intercambiadores de calor puede tener un cruce de temperatura).

La gran curva compuesta sirve para seleccionar los niveles apropiados de los servicios públicos (maximizar los servicios auxiliares más baratos) para atender la demanda energética.

Los objetivos energéticos y del costo de capital se usan para calcular el costo anual total de los servicios auxiliares y del costo de capital de la red de intercambiadores de calor.

El costo total objetivo se usa para determinar el nivel óptimo de recuperación de calor o el valor  $\Delta T_{\min}$  óptimo, equilibrando los costos de energía y capital. Utilizando este método, es posible obtener una estimación exacta (entre los 10 - 15 %) global de recuperación de calor y costos del sistema sin necesidad de diseñar dicho sistema (Visbal Arteta & Proaño Avila, 2014 ).

#### **1.4.4 Red de Intercambio de Calor. Retroajuste o modernización**

Analizar una planta existente y ver la posibilidad de hacer mejoras para reducir la energía y las emisiones e incrementar la rentabilidad se conoce como situación de retroajuste o modernización.

La estrategia para los problemas de retroajuste, necesitan ser algo diferente de los de un nuevo diseño, para ello son posible por lo menos tres enfoques:

- Desarrollar un diseño de mínimo requerimiento de energía como para una planta nueva, pero donde existe opción, favorece los acoples con los que existen en la red actual (PNUMA, 2004).
- Comenzar con la red existente y trabajar hacia un diseño de mínimo de requerimiento de energía (PNUMA, 2004). Se identifica el  $\Delta T_{\min}$  actual y se calculan las metas y el punto Pinch. Luego se grafican en el diagrama de rejilla los intercambiadores existentes, (calentadores y enfriadores) y se observa cuáles son los que violan las reglas del Pinch. Se procede entonces a identificar las vías para añadir nuevos acoples que corrijan estos problemas.

Comenzar con la red existente e identificar los cambios más críticos requeridos en la estructura de la red para dar una reducción sustancial de la energía. Este método será

apropiado si el diseño de máxima recuperación de energía es diferente en configuración al existente de manera que son virtualmente incompatibles (Espinosa Pedraja, 2001).

#### 1.4.4.1 Pasos del análisis de integración energética Pinch

1. Identificación de las corrientes calientes, frías y para uso general en el proceso.
  - ✓ las corrientes calientes son las que se deben enfriar o están disponibles para ser enfriadas.
  - ✓ las corrientes frías son las que deben ser calentadas.
  - ✓ las corrientes para uso general se utilizan para calentar o para enfriar corrientes del proceso, cuando el intercambio de calor entre las corrientes de proceso no es práctico o económico. En la industria se utilizan diversos sistemas auxiliares calientes (vapor, agua caliente, humo, etc.) y fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante, etc.)
2. Extracción de los datos térmicos para las corrientes del proceso y para uso general. Para cada corriente caliente, fría y para uso general identificada, se extraen los siguientes datos térmicos a partir del diagrama de flujo del proceso y de los balances de masa y energía.
  - ✓ Temperatura de la fuente [T1 (°C)]: temperatura en la cual la corriente está disponible.
  - ✓ Temperatura del objetivo [T2 (°C)]: temperatura a la que se debe llevar la corriente.
3. Capacidad calorífica del flujo másico [CP (kW/°C)]: es el producto del flujo másico “m” (kg/s) y el calor específico [Cp (kJ/kg °C)].
4. Variación de entalpía ( $\Delta H$ ): asociado a una corriente que pasa a través del intercambiador.
5. Selección del valor inicial de  $\Delta T_{\min}$ .

El valor de  $\Delta T_{\min}$  está determinado por los coeficientes globales de transferencia de calor (U) y la geometría del intercambiador de calor. En un diseño de red, el tipo de intercambiador de calor que se utilizará determinará el  $\Delta T_{\min}$  práctico para la red.

6. Construcción de las curvas compuestas y de la Gran Curva Compuesta.

Las curvas compuestas consisten en perfiles de Temperatura (T) - Entalpía (H) de la disponibilidad del calor en el proceso (Curva compuesta caliente) y de la demanda de calor en el proceso (Curva compuesta fría), juntas en una representación gráfica.

7. Estimación del capital de inversión para la red de intercambio de calor.

El costo total de inversión para la red de intercambio de calor depende de tres factores:

- El área total de intercambio de calor de la red.
- El número mínimo de intercambiadores de calor.
- La distribución del área entre los intercambiadores.

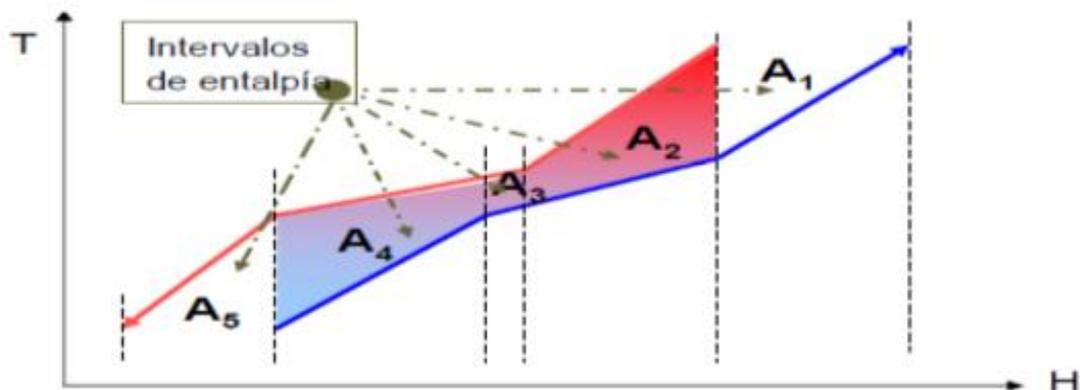
La tecnología Pinch permite calcular el área total de intercambio de calor y el número mínimo de unidades de transferencia de calor en la red sin haber realizado el diseño detallado. Se asume que el área de intercambio está igualmente distribuida entre los intercambiadores, la distribución del área no puede predecirse de antemano (Sahdev, 2000).

1. Cálculo del área de intercambio:

El cálculo del área de intercambio de calor para un intercambiador a contracorriente requiere de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes (MLDT) y del Coeficiente global de transferencia de calor (U) y se halla por la ecuación 1.1:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{MLDT}} \quad (\text{Ec. 1.1})$$

Las curvas compuestas pueden dividirse en un conjunto consecutivo de intervalos de entalpía de forma tal que, dentro de cada intervalo tanto la curva caliente como la fría no cambien de pendiente. Dentro de cada intervalo se asume que el intercambio ocurre en un intercambiador a contracorriente. La Figura 1.2 muestra el procedimiento descrito:



**Fig. 1.2.** Estimación del área<sub>min</sub> de la red de intercambio de calor a partir de las curvas compuestas. **Fuente:** (Espinosa Pedraja, 2001).

Entonces el área mínima se calcula como se muestra en la ecuación 1.2:

$$A_{\min} = \sum_i^{\text{intervalo}} \left[ \frac{1}{\text{MLDT}} \right] \sum_i^{\text{corriente}} \left[ \frac{q_i}{h_j} \right] \quad (\text{Ec. 1.2})$$

## 2. Determinación del número mínimo de unidades de intercambio de calor.

El número mínimo de intercambiadores de calor se puede calcular a partir de las curvas compuestas, aplicando el siguiente procedimiento:

- a) Se construyen las curvas compuestas equilibradas; es decir, aquellas que incluyen las corrientes de servicios.
- b) Se divide el problema en dos zonas: las corrientes situadas sobre el Pinch, y las situadas bajo el Pinch. Se cuenta el número de corrientes situadas en cada zona y se aplica la ecuación (1.3), derivada de la Teoría de Grafos:

$$N_{\min} = (C_{\text{sobre Pinch}} - 1) + (C_{\text{bajo Pinch}} - 1) \quad (\text{Ec. 1.3})$$

No obstante, es importante hacer notar que existen diferentes software que pueden ser empleados para estudios de integración energética, tales como ASPEN PINCH, Target, HENSAD, entre otros; y que dan entre sus resultados el número mínimo de unidades de intercambio de calor.

## 3. Estimación del valor de $\Delta T$ óptimo.

Para determinar el valor óptimo del  $\Delta T_{\min}$ , se colocan en un gráfico para diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$ : el costo total anual (la suma del costo total de energía anual y del costo de inversión anual). El  $\Delta T_{\min}$  óptimo será aquel para el que se obtenga el costo total mínimo.

4. Estimación de los objetivos prácticos para el diseño de la red de intercambio de calor.

Valores altos de  $\Delta T_{\min}$  resultan en requerimientos de servicio caliente y frío, y por tanto se desea un  $\Delta T_{\min}$  tan bajo como sea posible, para obtener una eficiencia energética máxima. Sin embargo, hay un inconveniente; menores valores de  $\Delta T_{\min}$  dan mayores y más costosos intercambiadores de calor.

De las características de las curvas compuestas se deducen tres reglas de diseño que resumen el principio de la división dada por el Punto Pinch y constituyen la clave de la aplicación de esta tecnología, estas reglas son:

- 1) No enfriar con servicios arriba del Punto Pinch.

- 2) No calentar con servicios debajo del Punto Pinch.
- 3) No transferir calor de temperaturas arriba del Punto Pinch a temperaturas debajo del Punto Pinch.

La violación de cualquiera de estas reglas traerá como consecuencia mayor requerimiento de energía mínima teóricamente posible.

La esencia de la aplicación de la tecnología Pinch está en explorar las opciones de modificación del diseño del proceso principal con el objetivo final de reducir ambos: el costo de la energía auxiliar y el costo de inversión.

#### 5. Diseño de la Red de intercambio de calor.

El Método de Diseño Pinch (MDP) permite diseñar una buena red de intercambio de calor con objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método presenta, fundamentalmente, dos importantes aspectos:

6. La región del Punto Pinch es la parte más restringida del problema, por tanto, se comienza el diseño en el Pinch y se continúa hacia las regiones.

El diseñador puede escoger entre varias opciones de corrientes a intercambiar (emparejamiento).

En efecto, el diseño de la red examina cuáles corrientes “calientes” pueden ser “casadas” con corrientes “frías” con el objetivo de recuperar energía. Esto se hace empleando un método heurístico para identificar las cargas de calor en el intercambiador Pinch.

Como el Pinch divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, la Red de Intercambio de Calor (HEN) para ambas regiones Pinch (arriba y abajo) se diseña separadamente y después se integran y optimizan. Este método gráfico de representación de las corrientes y los “emparejamientos” entre ellas para la recuperación de energía como se explicó anteriormente recibe se conoce como diagrama de rejilla (Espinosa Pedraja, 2001).

### **1.5 Uso del agua y tratamiento de los residuales líquidos en la industria láctea**

La contaminación del agua es causada por las actividades del hombre siendo un fenómeno ambiental de importancia, iniciado desde los primeros intentos de industrialización, para transformarse en un problema generalizado, a partir de la revolución industrial (Chaves Contreras & Franceschi Arrieta, 2019).

Las aguas residuales son generadas por residencias, instituciones y locales comerciales e industriales. Pudiendo ser tratadas dentro del sitio en el cual son generadas o bien pueden ser recogidas y llevadas mediante una red de tuberías a una planta de tratamiento municipal. El agua residual, debe de ser recolectada y tratada. Las mismas contienen contaminantes como: grasas, aceites, metales pesados, residuos de materia fecal entre otros (Chaves Contreras & Franceschi Arrieta, 2019). La evaluación de la calidad de agua se lleva a cabo utilizando tres indicadores: demanda bioquímica de oxígeno (DBO), demanda química de oxígeno (DQO) y sólidos suspendidos totales (SST). Una vez tratada el agua se puede reutilizar en servicios complementarios al proceso. Así mismo, deberá incluir pruebas a nivel de planta piloto de otros métodos de tratamiento como por ejemplo trampas de grasa, procesos físico-químicos y biológicos, que pueden llegar a ser alternativas de tratamiento menos costosas que los lodos activados (Díaz Betancourt, 2010).

La industria láctea, dedicada a la producción de leche y a la elaboración de quesos, yogures y mantequillas, entre otros productos, genera una gran cantidad de agua residual. Actualmente, en la producción de leche, generación de aguas residuales se estima promedio entre 1 y 2 litros por litro de leche producida. Las aguas residuales se generan por fugas y derrames de materias primas, en las limpiezas de los equipos de proceso (tanques, pasteurizadores, etc.), en el lavado de superficies (suelos y paredes) y en el vertido de las salmueras agotadas (Tuset, 2019).

Algunos procesos generadores de efluentes son: la recepción de la leche, en el cual la leche se recibe en cisternas se termiza a unos 65 °C para eliminar gran parte de la contaminación bacteriana, se enfría a 4 °C y se transporta a los silos de almacenamiento, los cuales también están refrigerados. La limpieza de las cisternas genera unos residuos en los que la cantidad de grasa es bastante abundante, ya que el propio transporte de la leche provoca un desnatado parcial de la misma, que después es difícil de reemulsionar. La limpieza de los silos de almacenamiento genera unos residuos similares. Para la estandarización de la leche, la leche es estandarizada en materia, si es preciso, mediante el uso de desnatadores centrífugos, de forma que se consiga la cantidad de grasa adecuada, aprovechándose la nata producida para la elaboración de nata para el consumo o mantequilla. En este proceso se suelen producir efluentes con alto contenido en materia grasa. Los tratamientos térmicos habitualmente empleados son los siguientes: -Pasteurización proceso muy similar a la termización pero

que emplea temperaturas de hasta 85 °C durante unos 15 segundos para la eliminación de todos los microorganismos patógenos. - Esterilización mediante tratamiento, en la cual la leche es calentada a alta temperatura (hasta 145 °C) durante un tiempo muy corto (de 2 a 5 segundos). En los tratamientos térmicos se suelen producir depósitos de proteínas que quedan adheridos a las superficies de los cambiadores de calor y que posteriormente deben ser arrastrados por las limpiezas químicas (FAO, 2018 ).

Las tecnologías existentes para el tratamiento de este tipo de efluentes son muy amplias, los tratamientos habitualmente empleados son:

- Tamizado: elimina los sólidos gruesos antes de la entrada a la planta depuradora.
- Tanques de sedimentación: Se suelen emplear para aquellas industrias lácteas que generen una gran cantidad de sólidos en suspensión.
- Homogeneización y neutralización, este proceso suele ser imprescindible en la industria láctea, ya que al generarse durante los lavados aguas muy ácidas o muy alcalinas, podría provocar un vertido que impidiese cualquier tratamiento biológico posterior, además de incumplir los valores legales. Por ello se suelen instalar tanques de tiempo de retención grande en los cuales se mezclan las aguas ácidas y alcalinas procedentes de la factoría, produciéndose una neutralización natural. En ocasiones esto no es suficiente para neutralizar los vertidos, por lo que se suelen emplear sistemas automáticos de adición de ácido o álcali en función del pH del efluente.
- Desengrasado: este proceso es también muy importante en la industria láctea, la cual genera gran cantidad de grasas difíciles de desemulsionar para ello se suelen instalar tanques en los cuales se introduce aire en forma de burbujas finas por el fondo para ayudar a desemulsionar la grasa. La grasa formada en la superficie se suele empujar a una zona de remanso donde una rasqueta la retira a una canaleta y a un contenedor para retirarla a vertedero (Díaz Betancourt, 2010).

Las aguas residuales generadas en la industria láctea presentan una contaminación principalmente de carácter orgánico (DQO y DBO elevadas), con una elevada concentración de grasas y también de nitrógeno y fósforo. Aunque la DBO<sub>5</sub> media puede estar en torno a 3 000 – 4 000 mg O<sub>2</sub>/L, los vertidos muestran una elevada variabilidad, tanto en caudal como en composición. Ésta depende fundamentalmente del proceso que genera las aguas residuales y del producto que se separan (Arango Bedoya & Sanches E Sousa, 2009).

El suero de quesería o el lactosuero debe ser tratado de forma aislada, se puede optar por utilizarlo para la alimentación de animales, se puede deshidratar mediante la evaporación al vacío para venderlo como suero en polvo, otra vía es su utilización para la obtención de lactosa, se puede usar para la elaboración de bebidas fermentadas con la adición de zumos de frutas, etc. Si no se desea aprovechar, el tratamiento más económico es concentrarlo mediante un proceso de nanofiltración o de ósmosis inversa (Tuset, 2019). El rechazo se puede concentrar mediante un proceso de evaporación-concentración al vacío para reducir al máximo la cantidad de residuo que se deberá tratar externamente. El concentrado rico en carbono, nitrógeno y fósforo podrá ser utilizado para la aplicación agrícola como fertilizante.

El tratamiento del resto de las aguas residuales producidas en la industria láctea se puede abordar desde diferentes estrategias, para ello es necesario acumular el agua residual en un depósito homogeneizador, para absorber las puntas de caudal así como para mezclar todos los efluentes y alimentar al sistema de tratamiento un agua lo más homogénea posible. En este depósito también es conveniente neutralizar el pH, puesto que en condiciones anaerobias la lactosa fermenta y se transforma en ácido láctico (Tuset, 2019).

El tratamiento convencional estaría basado en un proceso biológico aerobio para eliminar la materia orgánica disuelta, que es aproximadamente el 70 % de la materia orgánica total. Previamente se devasta el agua mediante un tamiz rotatorio, de 1 - 2 mm de tamaño de paso, y retirar las grasas presentes. Las grasas se separan del agua por flotación mediante la adición de finas burbujas de aire, que ayudarán a las partículas de grasa a alcanzar la superficie con mayor velocidad, una vez separadas del agua y concentradas, se gestionan externamente (incineración). Luego a las aguas se le eliminan los nutrientes. Después de una decantación secundaria las aguas ya pueden ser vertidas, mientras que los lodos separados deberán ser espesados, deshidratados y gestionados externamente. Estos lodos deberán ser estabilizados, mediante un proceso de compostaje, de digestión anaerobia, de secado térmico, etc. (Tuset, 2019).

Son los tratamientos habitualmente empleados, siendo el proceso de fangos activados el utilizado normalmente. Se basan en la descomposición de la materia orgánica por los microorganismos en presencia de oxígeno. Son sistemas adaptables a una gran variedad de vertidos y bastantes flexibles, obteniéndose, si la explotación es adecuada, muy

buenos resultados. No obstante, tienen esencialmente dos inconvenientes importantes, como es la generación de una gran cantidad de lodos y el importante gasto energético para proporcionar el oxígeno necesario para la fermentación. Los lodos generados suponen un residuo sólido de grandes dimensiones. Normalmente suele ser retirado por las empresas municipales de residuos y van a vertedero, aunque en la actualidad se está estudiando su uso como abono después de diversos tipos de tratamiento. El oxígeno se suele aportar mediante turbinas aireadoras en superficie o mediante difusores de oxígeno situados en el fondo del reactor biológico y alimentados con aire mediante soplantes (Díaz Betancourt, 2010).

Otra opción es el tratamiento anaerobio, es más eficiente y económico cuando el afluente dispone de una elevada concentración de compuestos orgánicos biodegradables, se consume menos energía y se produce biogás el cual se puede utilizar para producir energía eléctrica mediante un proceso de cogeneración (Tuset, 2019).

Se basa en la degradación de la materia orgánica por bacterias anaeróbicas formándose metano y CO. Como ventajas tiene esencialmente la posibilidad de aprovechar el valor calorífico del gas en la explotación de la propia planta, la baja producción de lodos, así como el valor de los mismos que pueden ser empleados como abono por su alto valor fertilizante. No obstante, pese a ser un procedimiento muy estudiado y con numerosa bibliografía, en la actualidad tan sólo existen 6 plantas depuradoras de industrias lácteas que utilicen este sistema, ello es debido a que es un proceso que requiere un tiempo de retención muy alto, es muy sensible a cualquier cambio de pH o de temperatura, necesita ser calentado para que la temperatura de fermentación sea la adecuada y además existen ciertos riesgos asociados al manejo del biogás, razones que impiden el mayor desarrollo de estos procesos y que hacen que en numerosas ocasiones no sea rentable la instalación de este tipo de plantas (Díaz Betancourt, 2010).

Otra alternativa, más innovadora y que aporta también muy buenos resultados a escala laboratorio y piloto, es la electrocoagulación (Tuset, 2019). En este proceso son removidos los contaminantes que se encuentran suspendidos, emulsionados o disueltos en el medio acuoso, induciendo corriente eléctrica en el agua a través de placas metálicas paralelas de diversos materiales, siendo el hierro y el aluminio los más utilizados. La corriente eléctrica proporciona la fuerza electromotriz que provoca una serie de reacciones químicas, cuyo resultado final es la estabilidad de las moléculas

contaminantes. Por lo general, este estado estable produce partículas sólidas menos coloidales y menos emulsionadas o solubles. Cuando esto ocurre, los contaminantes forman componentes hidrofóbicos que se precipitan o flotan, facilitando su remoción por algún método de separación secundario. Los iones metálicos se liberan y dispersan en el medio líquido y estos iones metálicos tienden a formar óxidos metálicos que atraen eléctricamente a los contaminantes que han sido desestabilizados (Arango Ruíz & Garcés Giraldo, 2007).

### **1.5.1 Sistema de flotación por aire disuelto (FAD)**

La tecnología FAD es un proceso de clarificación de efluentes para la separación de sólidos, grasas y aceites. El sistema ayuda a concentrar el lodo, eliminando una amplia gama de sólidos efluentes, principalmente aceite y grasas, reduciendo la DQO y la DBO. Proporciona una clarificación de alta calidad, altamente eficiente y gran capacidad. Funciona produciendo una corriente de burbujas microfinas que se adhieren a los sólidos en suspensión elevándolos a la superficie, donde pueden ser eliminadas por un mecanismo de barrido superficial (Salager & Forgiarini, 2007).

Los sistemas de flotación por aire disuelto se fundamentan en la formación de microburbujas que permitan la flotación del material suspendido presente en el agua a tratar, al formar un conjunto aire-sólido suspendido, con una densidad inferior a la del agua. Los sistemas FAD se componen básicamente de dos unidades: el saturador y la celda de flotación. En el saturador se somete el agua a varias atmósferas de presión para luego ser liberada en la celda de flotación, la cual se encuentra abierta a la atmósfera. La formación de microburbujas se da cuando el exceso de aire aportado al agua en el saturador sale nuevamente a la atmósfera en la celda de flotación (Bolaño Ennis, 2009).

La tecnología FAD trabaja idealmente donde es necesaria la remoción de las partículas flotantes de densidad neutral o aquellas que se decantan lentamente. Esto es particularmente importante en la industria alimentaria y otras empresas que producen un alto volumen de sólidos livianos, resistentes a la decantación. La tecnología FAD ocupa cerca del 25 % de la superficie equivalente, en comparación con tecnologías convencionales de clarificación (Fluence, 2017).

El proceso de flotación por aire disuelto se basa en mecanismos de coagulación y floculación. Mediante el agregado de productos químicos específicos, tales como cloruro férrico o sulfato de aluminio, las partículas coloidales se desestabilizan y se

produce la formación de flocúlos. La floculación con otros productos químicos, tales como polielectrolitos, facilita la colisión entre las partículas suspendidas y coloidales desestabilizadas, formando coágulos más grandes que pueden ser fácilmente eliminados (Fluence, 2017).

El proceso separa partículas sólidas de líquidas. Al principio, el agua se satura con aire disuelto a presión. Esta corriente de circulación llamada corriente hipersaturada (presurizada entre 4 a 6 bar), luego se mezcla con los efluentes entrantes en una cámara de contacto interna, donde las burbujas de aire microscópicas se adhieren a los sólidos y los hacen flotar a la superficie formando un lecho de lodo flotante. Una estructura de barrido retira el lodo de la superficie del agua y lo vierte en un sumidero, desde donde se bombea para su tratamiento. El agua tratada entonces se descarga o se somete a otros procesos de tratamiento (Díaz Barro, 2017).

Características claves de la tecnología FAD (Fluence, 2017):

1. Reducción de sólidos totales suspendidos de hasta un 97 %.
1. Eliminación de demanda de oxígeno químico (DQO) de hasta un 85 %.
2. Bajo costo operativo y de mantenimiento.
3. Unidades personalizadas y estándar que satisfacen una variedad de aplicaciones y rangos de caudales.
4. Diseñado para un fácil uso e instalación.
5. Apto para agua con alta salinidad.

En la flotación, la velocidad del proceso es determinada por un equilibrio de fuerzas, que incluyen la gravedad, la fuerza ascensional y la resistencia que le ofrece el flocúlo (o agregado partícula - burbuja) para desplazarse (Fluence, 2017).

La flotación por aire disuelto es utilizada ampliamente en muchos procesos, incluyendo los lácteos, es compacto, automatizado y eficiente en la remoción de sólidos y grasas. El sistema de aire es parte del equipo.

#### **1.5.1.1 Ventajas y desventajas de la flotación por aire disuelto**

Ventajas:

1. Requiere menos tiempo que la decantación y permite una mayor carga de sólidos en el agua.
2. Alta eficiencia en la remoción de sólidos.

3. Menor área requerida para instalación.
4. Remoción de microorganismos y precipitados difíciles de sedimentar.
5. Alta tasa de separación.
6. Más eficiente para remoción de  $\text{DBO}_5$  que otros procesos de separación.
7. Sensible economía de productos químicos, con una reducción posible de hasta 20 a 30 % de coagulante, no siendo necesaria la adición de auxiliares de coagulación como polímeros para dar peso al floculo.
8. Gran eficiencia en la remoción de sólidos suspendidos, generalmente superando los valores obtenibles con los decantadores más eficientes. De acuerdo a la experiencia evaluada de anteriores estudios, resulta perfectamente factible obtener valores de turbiedad de agua clarificada por flotación, inferiores a 1 NTU. De esta manera la carga de floculos a los filtros disminuye en forma significativa, determinando mejoras en la calidad de agua filtrada y mayor duración de carreras de filtración.
9. La flotación permite remover algas que frecuentemente causan serios problemas en la decantación y en la filtración y produce agua de sabor agradable y saturado de oxígeno.
10. El lodo flotado contiene un tenor de sólidos generalmente superior al 3 %, lo que facilita su disposición final mediante secado directo en filtro de bandas o prensa, previo a su disposición final en relleno sanitario.
11. Dada la similitud de tasas de diseño superficiales, la celda de flotación puede disponerse directamente sobre el lecho filtrante, resultando en una mayor compacidad de la instalación (CONAMA, 2015).

#### Desventajas:

1. Sensible a variaciones de temperatura, sólidos en suspensión, recargas hidráulicas, variaciones químicas y fisicoquímicas, comparado con procesos de sedimentación.
2. Costos operacionales elevados cuando existe un control riguroso automático de parámetros.

#### **1.5.1.2 Aplicaciones de la flotación**

1. Separación de materias floculadas en clarificación de agua de superficie (generalmente en lugar de la decantación, para aguas poco mineralizadas cargadas de materias orgánicas y frías).
2. Separación y recuperación de fibras en aguas de papelería.

3. Separación de aceites, floculados o no, en aguas residuales de refinerías, aeropuertos, metalurgia.
4. Separación de hidróxidos metálicos o de pigmentos en tratamiento de aguas residuales industriales.
5. Espesamiento de fangos activados (o de mezcla fangos activados-fangos primarios) procedentes del tratamiento de aguas residuales orgánicas.

Las técnicas varían según:

- a) El modo de formación de las burbujas.
- b) La forma de alimentación del flotador.
- c) La forma de los tanques o depósitos utilizados.
- d) El sistema de recogida de las materias flotantes.

La técnica más extendida de producción de microburbujas es la de la presurización. Las burbujas se obtienen por expansión de una solución enriquecida de aire, disuelto a una presión de varias atmósferas. Como líquido presurizado, se utiliza el agua bruta, o agua tratada recirculada. El caudal de agua presurizada es sólo una fracción del caudal nominal de la instalación; para presiones de 8 a 3 atmósferas, esta fracción equivale del 10 al 30 % del caudal a tratar, y se obtiene como valor medio la disolución de un exceso de aire del 60 % aproximadamente, con relación al nivel de saturación a la presión considerada. El consumo de aire comprimido varía entre 15 y 50 litros normales de aire por m<sup>3</sup> de agua tratada (CONAMA, 2015).

#### **1.5.1.3 Parámetros principales en el sistema de FAD**

Los principales parámetros de diseño y operación de un sistema de FAD son: el tiempo de floculación (min) con un rango de 8 - 45; el tiempo de flotación (min) con un rango de 10 - 30; la tasa de escurrimiento (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> \* d) con valores entre 72 - 480; la tasa de recirculación (%) que oscila entre 3 - 30; el por ciento de sólidos en el lodo con valores entre 0,1 - 8; el consumo de aire comprimido (l /m<sup>3</sup> agua) con un rango de 15 - 50; el consumo de energía (W/m<sup>3</sup>/h) con valores entre 45 - 60; la relación aire sólido (kg aire/kg sólido) con valores entre 0,01 - 0,2; la tasa de escurrimiento de sólidos (lb/pie<sup>2</sup>) con un rango de 30 - 40 y la presión (atm) con valores entre 1 - 6 (López Fundora, 2017).

#### **1.5.1.4 Problemas de operación que puede presentar el equipo de FAD**

Los siguientes problemas se pueden presentar a la hora del funcionamiento del equipo de flotación por aire disuelto:

1. Control de la calidad de burbujas y flujo al sistema de FAD.
2. A presiones menores que 30 lb/pulg<sup>2</sup> se producen grandes burbujas y a mayores que 80 psia burbujas pequeñas.
3. Mantener la operación continua. Si se detiene la operación sedimenta el lodo.
4. Si no se mantiene la presión en el sistema, chequear grasas, sólidos acumulados en válvulas de control o bombas de recirculación y el estado de la bomba.
5. Si no se mantiene la interface aire/agua chequear los sensores y limpiarlos, la presión de aire disponible, las válvulas de regulación de aire.
6. Si no se crean burbujas, chequear el nivel de la interface agua/aire. Si el tubo está lleno de agua los sensores debes estar funcionando mal. Chequear el solenoide de suministro de aire.

#### 7. Capa de lodo flotante fina:

Causa: insuficiente aire. Relación aire/sólido excesiva (flotado aparece espumoso), alimentación de productos químicos impropia, el barredor se mueve lento.

Acción correctiva: Chequear compresor de aire, flujo de aire, ajustar velocidad, ajustar dosis.

#### 8. Altos sólidos suspendidos del efluente.

Causa: insuficiente aire, impropio punto de adición de productos químicos, sobrecargada la unidad, el barredor se mueve lento.

Acción correctiva: chequear compresor de aire, flujo de aire, mezclado, dosis y punto de adición, ajustar velocidad, chequear flujo contra carga de sólidos totales suspendidos y diseño (Alemayehu, 2015).

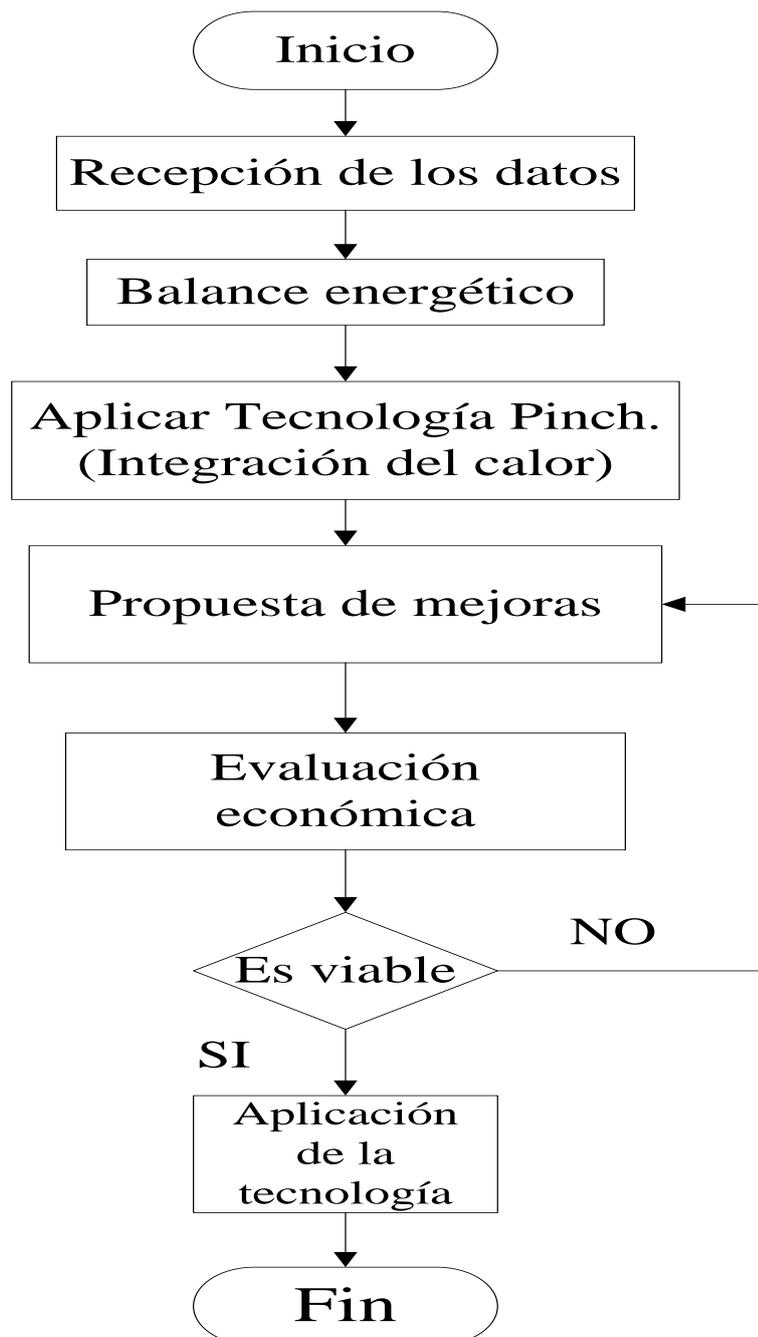
#### **Conclusiones parciales**

1. Debido a la inadecuada planificación de la conservación de los recursos energéticos, muchos complejos lácteos consumen más energía que la óptima.
2. El análisis de energía, la identificación del punto de pellizco y la incorporación oportuna de equipos eficientes en energía mantienen a las industrias lecheras eficientes en energía.
3. La flotación por aire disuelto es utilizada ampliamente en muchos procesos, incluyendo procesos lácteos, caracterizada por ser un sistema compacto, automatizado y eficiente en la remoción de sólidos y grasas.

## CAPÍTULO 2: METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DEL ESQUEMA TERMOENERGÉTICO DE LA INDUSTRIA Y LA APLICACIÓN DE LA INTEGRACIÓN DE INTEGRACIÓN DE CALOR

Para el desarrollo de esta investigación se propone seguir el procedimiento descrito en el siguiente diagrama heurístico:

**Diagrama heurístico:**



**Fig. 2.1** Diagrama heurístico de la metodología propuesta. **Fuente:** Elaboración propia.

## **2.1 Caracterización de la empresa de Productos Lácteos Escambray**

La Empresa de Productos Lácteos Escambray anteriormente llamada y aún conocida como Combinado Lácteo "Escambray", se encuentra ubicada en la Zona Industrial Km 1 el Municipio de Cumanayagua, perteneciente a la provincia de Cienfuegos. Esta Empresa fue creada por la resolución No. 340-76 del 15 de Diciembre de 1976 emitida por el Ministro de la Industria Alimenticia, aunque anteriormente estaba estructurada y funcionaba desde el año 1975, está integrada por tres fábricas en las cuales se elabora queso, helado y productos de la leche y derivados de la soya, así como sus unidades de aseguramiento y apoyo. La estructura organizativa de la empresa se muestra en el Anexo 1.

## **2.2 Descripción de la empresa de Productos Lácteos Escambray**

La Fábrica de Quesos se construyó en el año 1973, teniendo en cuenta los factores favorables existentes en esta zona geográfica y las perspectivas de amplio desarrollo concebidas para los planes lecheros circundantes de El Tablón, El Abra, Breñas y La Sierrita. Posteriormente y por la decisión del Comandante en Jefe Fidel Castro Ruz, a finales del mismo año, dada la ubicación de los equipos tecnológicos, se concibe la construcción de la Fábrica de Helados, que inicialmente se planificara su construcción en Santa Clara. Ya en el año 1989 se concluye la construcción y montaje de la Planta Pasteurizadora perteneciente a esta entidad.

## **2.3 Análisis del esquema termoenergético de la industria**

Se aplica la metodología del balance termoenergético (R. O. Espinosa, Reymond, A., Machado S., Carrillo M. J. , 1990), que complementa la revisión energética según la norma cubana NC ISO 50 001 que norma los sistemas de gestión de la energía.

La gestión energética puede ser concebida como un esfuerzo organizado y estructurado, para conseguir la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de la energía. Es decir, lograr un uso más racional de la energía, que permita reducir el consumo de la misma sin perjudicar la calidad de los servicios y de forma general, sin disminuir el nivel de vida. Todas aquellas actividades concebidas para lograr un ahorro sustancial de energía y una mejora en la eficiencia energética de una fábrica química se pueden designar dentro de los sistemas de gestión energética.

La auditoría energética comprende las actividades de: (1) inspección visual inicial, (2) recepción de datos, (3) balances energéticos, (4) análisis de los resultados y propuestas de mejoras al proceso y (5) plan de medidas adicionales.

### **2.3.1 Inspección visual y registro de datos de consumo**

En cuanto a la inspección visual:

La Fábrica cuenta con una amplia gama de equipos encargados, tanto directa como indirectamente, de la obtención de los productos y el mantenimiento de otros servicios básicos a los trabajadores de este centro. El generador de vapor instalado es de la marca Acquatermus, brasileño; con una capacidad de 4 000 kg/h (4 t/h) y una presión de trabajo de 8 kgf/cm<sup>2</sup>, la temperatura de salida de los gases llega a alcanzar los 153 °C, esta es una caldera de llama invertida (pirotubular). En ella el aire entra a la temperatura ambiente y el combustible que se usa es fuel oil con un consumo de 250 kg/h. El quemador de esta caldera es italiano (marca Riello), tiene tres llamas de 55 – 300 kg/h de combustible y una potencia térmica de 626 – 3 420 kW. Los materiales de construcción de la caldera son acero ST31 y acero al carbono.

El vapor generado en la caldera pasa a una serie de equipos que lo utilizan en los procesos tecnológicos fundamentalmente, aunque también se utiliza para otros trabajos que no ocasionan grandes consumos como, por ejemplo, la estación de limpieza.

Estos equipos se encuentran en buen estado técnico y no se producen pérdidas considerables de calor, aunque existen tuberías que no se encuentran aisladas térmicamente y que provocan gastos innecesarios de calor.

Tanto en los ciclos de generación de vapor y refrigeración, como en los procesos tecnológicos consumidores de energía es crítica la situación de los instrumentos de medición e instrumentación. Presentan una situación menos tensa los instrumentos que son verificados periódicamente desde el punto de vista legal (manómetros y termómetros de alta y baja del sistema de refrigeración y de alta en el generador de vapor), el resto, incluidos termómetros de los equipos tecnológicos, manómetros, etc., presentan alguna dificultad, o bien con el estado de los equipos, la calibración o la escala.

Se realizó el registro de los consumos de combustible (fuel oil) en la caldera, agua y electricidad, los cuales se muestran en las Tablas 2.1, 2.2 y 2.3, respectivamente. En el mes de marzo se consumen un promedio de 1 722 L/día o 1 549 kg/día (6,7 kg/h) y 6 968 m<sup>3</sup> de agua, valores que se tendrán en cuenta en los análisis posteriores.

**Tabla 2.1** Consumo de combustible

Marzo			
Día	Consumo (L)	Día	Consumo (L)
1	1 869,0	16	1 312,0
2	1 956,0	17	1 626,0
3	1 941,0	18	1 613,0
4	1 911,0	19	1 605,0
5	1 978,0	20	1 592,0
6	1 706,0	21	1 907,0
7	1 688,0	22	1 853,0
8	1 727,0	23	1 902,0
9	1 728,0	24	1 913,0
10	1 836,0	25	1 899,0
11	1 816,0	26	1 944,0
12	1 785,0	27	1 871,0
13	1 312,0	28	1 775,0
14	1 285,0	29	1 294,0
15	1 148,0	30	1 302,0
		31	2 301,0

**Tabla 2.2** Consumo de electricidad

Marzo			
Horarios	Tarifa (\$/kWh)	Consumo (kWh)	Costo (\$)
Madrugada	0,028	39 451	1 104,628
Día	0,042	63 425	2 663,85
Pico	0,083	17 929	1 488,107
Consumo Activo		120 805	5 256,585

**Tabla 2.3** Consumo de agua

Mes	Plan (m <sup>3</sup> )	Real (m <sup>3</sup> )	(%)
Marzo	11 000	6 068	55,2

## 2.4 Balance de calor

Los balances de calor se realizan en todos los subprocesos de la industria (leche, yogurt natural, queso, helado, yogurt de soya, crema unttable). Los cálculos se realizarán utilizando las siguientes ecuaciones:

Principio de conservación de la energía

$$Q_{entra} = Q_{sale} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde

$$Q = Q_m * C_p * \Delta T \quad (\text{Ec. 2.2})$$

$Q_m$ : flujo del líquido (kg/día)

$C_p$ : capacidad calorífica a presión constante (kJ/kg°C)

$T$ : temperatura (°C)

$$Q = Q_m * \lambda_v \quad (\text{Ec. 2.3})$$

$\lambda_v$ : calor latente del vapor (kJ/kg)

### 2.5 Balance total de vapor

El consumo total de vapor ( $G_{caldera} = Q_m \text{ vapor total}$ ) se determina:

$$G_{caldera} = (G_{VR1}) * 1,1 \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde  $G_{VR1}$ : es el consumo de vapor en la válvula reductora 1.

$$G_{VR1} = G_{NT1} + G_{VR2} + G_{otros 1} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

$G_{NT1}$ : son las necesidades tecnológicas asociadas a la válvula reductora 1.

$G_{VR2}$ : es el consumo de vapor en la válvula reductora 2.

$G_{otros 1}$ : son otros consumos de vapor (incluyendo la limpieza) asociados a la válvula reductora 1.

$$G_{VR2} = G_{NT2} + G_{otros 2} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde  $G_{NT2}$  son las necesidades tecnológicas asociadas a la válvula reductora 2.

$G_{otros 2}$ : son otros consumos de vapor (incluyendo la limpieza) asociados a la válvula reductora 2.

$$G_{NT2} = G_{past \text{ leche}} + G_{past \text{ mezcla helado}} + G_{past \text{ leche yogurt}} + G_{tanq \text{ sirope}} + G_{tanq \text{ cre ma unt}} + G_{tacho \text{ queso fund}} + G_{calentador \text{ leche queso frescal}} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

$$G_{past \text{ leche}} = G_{past \text{ leche (granel)}} + G_{past \text{ leche (concent)}} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

$$G_{past \text{ mezcla helado}} = G_{past \text{ mezcla helado nac}} + G_{past \text{ mezcla helado divisa}} \quad (\text{Ec.2.9})$$

$$G_{past \text{ leche yogurt}} =$$

$$G_{past \text{ leche yogurt nat nac}} + G_{past \text{ leche yogurt nat divisa}} + G_{past \text{ leche cultiv}}$$

$$(\text{Ec. 2.10})$$

$$G_{NT1} = G_{\text{tornillo sinfín}} + G_{\text{calef leche soya}} + G_{\text{calef agua cal}} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

$$G_{\text{otros } 1} = 0,1 * G_{NT1} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

## 2.6 Balance total de calor

Potencia térmica requerida por el proceso (  $Q_{\text{cal}}$  ):

$$Q_{\text{caldera}} = G_{\text{caldera}} * h_0 \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Donde  $h_0$  es la entalpía del vapor en la caldera que se busca con la presión del vapor.

### Calor perdido

El calor perdido  $Q_{\text{pérdidas}}$  se calcula:

$$Q_{\text{caldera}} = Q_{\text{proceso}} + Q_{\text{pérdidas}}$$

$$Q_{\text{pérdidas}} = Q_{\text{caldera}} - Q_{\text{proceso}} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

$$Q_{\text{proceso}} = Q_{NT1} + Q_{NT2} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

$Q_{NT1}$  : es el calor involucrado en las necesidades tecnológicas 1.

$Q_{NT2}$  : es el calor involucrado en las necesidades tecnológicas 2.

$$Q_{NT1} = Q_{\text{tornillo sinfín}} + Q_{\text{calef leche soya}} + Q_{\text{calef agua cal}} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

$$Q_{NT2} = Q_{\text{past leche}} + Q_{\text{past mezcla helado}} + Q_{\text{past leche yogurt}} + Q_{\text{tanq sirope}} + Q_{\text{tanq crema unt}} + Q_{\text{tacho queso fund}} + Q_{\text{calentador leche queso frescal}} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

$$Q_{\text{past leche}} = Q_{\text{past leche (granel)}} + Q_{\text{past leche (concent)}} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

$$Q_{\text{past mezcla helado}} = Q_{\text{past mezcla helado nac}} + Q_{\text{past mezcla helado divisa}} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

$$Q_{\text{past leche yogurt}} =$$

$$Q_{\text{past leche yogurt nat nac}} + Q_{\text{past leche yogurt nat divisa}} + Q_{\text{past leche cultiv}}$$

(Ec. 2.20)

$$\% \text{ pérdidas} = \frac{Q_{\text{pérdidas}}}{Q_{\text{caldera}}} * 100\% \quad (\text{Ec. 2.21})$$

### Cálculo de las pérdidas por aislamiento y en los condensados

El calor perdido puede ser por fugas de vapor en el proceso, purgas, pérdidas por aislamiento térmico de los equipos y tuberías o por la no recuperación de los condensados.

$$Q_{\text{pérdidas}} = Q_{\text{fugas}} + Q_{\text{purgas}} + Q_{\text{aislamiento}} + Q_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

En la fábrica no existen purgas ni fugas de vapor, por tanto:

$$Q_{\text{pérdidas}} = Q_{\text{aislamiento}} + Q_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

### **Pérdidas de calor en los condensados**

Las pérdidas de calor por condensados se calculan:

$$Q_{\text{cond}} = (G_{\text{NT1}} + G_{\text{NT2}}) * h_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 2.24})$$

Donde  $h_{\text{cond}}$  es la entalpía del agua que se condensa, este valor se busca con la temperatura de saturación del agua a la presión de trabajo de cada equipo.

Como existen diferentes presiones de trabajo, entonces para cada una de ellas hay un valor de entalpía. Por tanto, la ecuación se modifica de la siguiente manera:

$$Q_{\text{cond}} = (G_{\text{NT1}} * h_{\text{cond 1}}) + (G_{\text{NT2}} * h_{\text{cond 2}}) \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Las necesidades tecnológicas 1 trabajan con diferentes presiones, por tanto:

$$(G_{\text{NT1}} * h_{\text{cond 1}}) = G_{\text{calef leche soya}} * h_{\text{cond calef leche soya}} + G_{\text{tornillo sinfín}} * h_{\text{cond tornillo sinfín}} + G_{\text{calef agua cal}} * h_{\text{cond calef agua cal}} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Las necesidades tecnológicas 2 presentan equipos que trabajan a 2atm.

### **Pérdidas de calor por aislamiento térmico**

Las pérdidas de calor por aislamiento térmico incluyen pérdidas de calor en los equipos, pérdidas por falta de aislamiento térmico en las tuberías o por una inadecuada selección del aislante, entre otras.

$$Q_{\text{pérdidas}} = Q_{\text{aislamiento}} + Q_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 2.27})$$

$$Q_{\text{aislamiento}} = Q_{\text{pérdidas}} - Q_{\text{cond}} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

A continuación se determinan las pérdidas de calor por falta de aislamiento térmico en las tuberías:

$$Q_{\text{falta aisl tub}} = h_a * A * \Delta T \quad (\text{Ec. 2.29})$$

2.29)

Donde:

$h_a$  : es el coeficiente combinado de convección y conducción. ( $W/m^2 * ^\circ C$ )

$A$  : es el área de transferencia de calor. (m)

$\Delta T$  : es la diferencia entre la temperatura de la superficie de la tubería ( $T_v$ ) y la del medio ( $T_a$ ). ( $^\circ C$ )

$$A = \pi * L * DE \quad (\text{Ec. 2.30})$$

2.30)

Donde  $L$  es la longitud de la tubería y  $DE$  es su diámetro exterior.

$$L = 10 \text{ m}$$

$$DE = 4 \text{ pulg} = 0,1016 \text{ m}$$

## 2.7 Eficiencia térmica

$$\eta_{\text{térmica}} = \frac{Q_{\text{caldera}} - Q_{\text{pérdidas}}}{Q_{\text{caldera}}} * 100 \% \quad (\text{Ec. 2.31})$$

## 2.8 Eficiencia de generación de vapor

$G_{\text{nominal}} = 4 \text{ t/h} = 4000 \text{ kg/h}$ , es el vapor que debe generar la caldera.

$$\eta_{\text{generación}} = \frac{G_{\text{caldera}}}{G_{\text{nominal}}} * 100 \% \quad (\text{Ec. 2.32})$$

## 2.9 Balance total de agua

$$G_{\text{agua repos}} = G_{\text{caldera}} - G_{\text{cond recup}} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

2.33)

En la fábrica no se recuperan los condensados, por tanto:  $G_{\text{cond recup}} = 0$

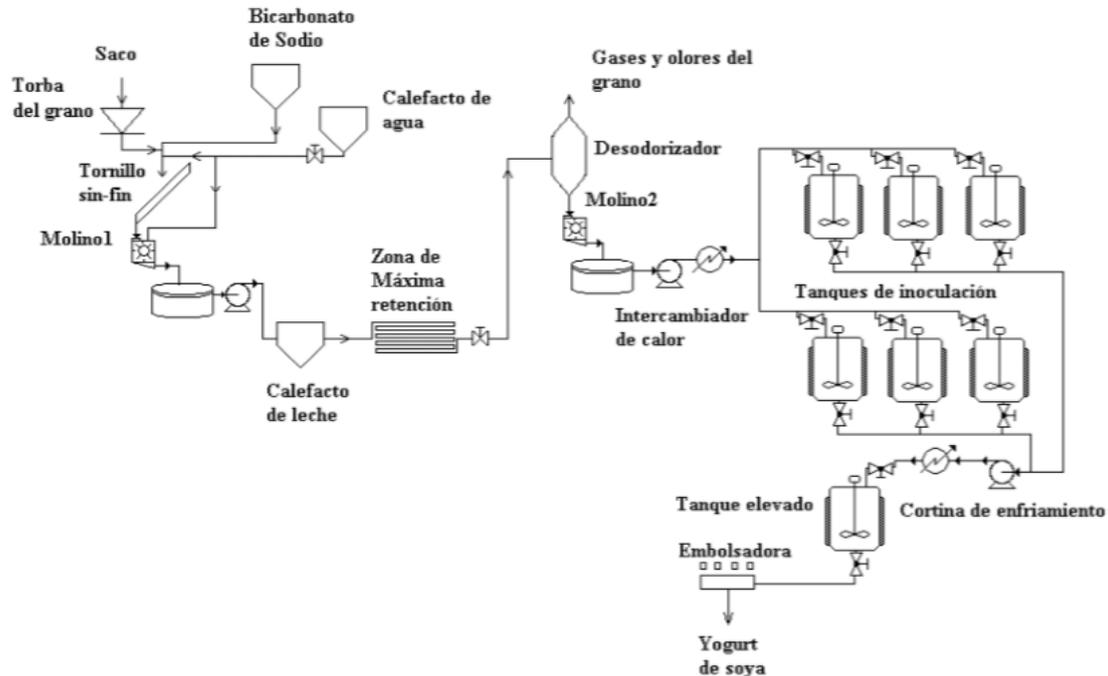
$$G_{\text{agua repos}} = G_{\text{caldera}} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

$$\% G_{\text{agua repos}} = \frac{G_{\text{agua repos}}}{G_{\text{caldera}}} * 100\% \quad (\text{Ec. 2.35})$$

## 2.10 Aplicación de la integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt de soya

Se realizará el análisis energético del proceso de fabricación de yogurt de soya que se representa en la Figura 2.2, mediante la aplicación del análisis del pliegue (*Pinch Analysis*) para la integración de calor (Klemeš, 2013), la cual apunta a incrementar la eficiencia de procesos industriales con la combinación (integración) de demandas de

calentamiento y enfriamiento y, por tanto, la reducción de la necesidad de servicios externos de calentamiento y enfriamiento.



**Fig. 2.2.** Diagrama de proceso del yogurt de soja. **Fuente:** Empresa de Productos Lácteos Escambray.

### 2.10.1 Etapas que comprende el proceso de producción de Yogurt de Soya

#### 1. Hidratación del grano

Esta etapa tiene como objetivos de operación reducir considerablemente la potencia de los molinos por reblandecimiento del grano, inactividad de las lipoxigenasas, eliminar oligosacáridos solubles, acelerar la inactividad de factores anti-nutricionales y la eliminación de olor, color y sabor afrijolado.

#### 2. Molinado del grano con adición de agua suave a 85° C

En esta etapa se pretende obtener la máxima superficie del grano para la óptima extracción de los sólidos solubles y la grasa contenida en los mismos a razón de 9 litros de agua suave por un kg del flujo de cotiledones que entran al tornillo sinfín.

#### 3. Ultra-pasteurización (calefactor de leche)

En esta operación se logran eliminar los microorganismos patógenos y la flora banal así como lipasas y ureasas y otras enzimas solubles que pueden estar presentes. La presión de vapor en esta etapa es de 3,8 - 4,0 atm (en el interior del calefactor de leche). La temperatura de la leche se eleva de 144 °C a 146 °C. Contribuye a inactivar los factores antinutricionales termófilos, originados del frijol de soya, es decir eliminar los

inhibidores de tripsina. Esta alta temperatura ayuda a ablandar las partículas y su cocción lo cual facilitara el proceso de molinado. La leche sale prácticamente estéril.

#### **4. Retención**

Se inactivan factores antinutricionales y se completa el ablandamiento de las partículas en suspensión. Entra con una temperatura de 144 -146 °C y sale con otra no menor de 135 °C con un tiempo de 6 minutos.

#### **5. Desodorización**

Se retiran los vapores condensados en exceso que se forman a temperaturas superiores a 100 °C y donde están los componentes volátiles que aportan un sabor y olor desagradable a la leche de soya. Cuando la leche sale presenta un mejor sabor y una temperatura aproximadamente de 85 - 90 °C.

#### **6. Molinado final de la leche**

Propiciar la dispersión completa de las partículas insolubles de la leche. Se pasa a través de una maya de 0,4 mm.

#### **7. Refrescamiento (tubo en tubo)**

Disminuir la temperatura de la leche de soya procedente del molino 2, próxima a la temperatura de inoculación. Sale con una temperatura de 43 - 45 °C.

#### **8. Almacenamiento en tanques (tanques fermentadores)**

Se almacena la leche de soya obtenida en tanques guardados isotérmicos, donde es sometida a agitación constante.

#### **9. Preparación del sirope, adición del carbonato de calcio y el color**

Se prepara el sirope y se adiciona el carbonato de calcio y el color. El sirope debe de tener una temperatura de 60 - 70 °C.

#### **10. Estandarización**

Se ajusta el contenido de sólidos, proteínas y pH de la leche natural concentrada.

#### **11. Preparación de cultivos madres (laboratorio)**

Inocular en un volumen de leche apropiada y en condiciones asépticas la sepa formada por dos microorganismos *Streptococcus thermophilus* y *Lactobacillus acidophilus* a una temperatura óptica a fin de reactivar el cultivo madre. El tiempo de coagulación debe

ser de 3,5 - 4,5 horas (el cultivo nunca tendrá menos de 20 h de producción. La acidez que debe alcanzar expresado en ácido láctico es no menor de 0,85 % a 1,20 % y un pH de 4,9 - 5,1 a la temperatura de incubación de 43 - 45°C.

### **12. Preparación del cultivo industrial**

Se propaga el cultivo técnico en un volumen mayor de leche pasteurizada, la necesaria para satisfacer las necesidades de la producción diaria.

### **13. Transporte del cultivo industrial a los tanques de inoculación**

El transporte se efectúa a través de tuberías, las cuales están conectadas desde el tanque de cultivo hasta el tanque de inoculación. La leche enfriada a la temperatura de inoculación se le adiciona el cultivo industrial, Vitamina A y saborizantes en las proporciones establecidas manteniendo el tiempo de agitación por espacio de 20 minutos en los tanques con circulación de agua helada y en los que no tienen este sistema se agita y a la vez se recircula por espacio de 30 minutos.

### **14. Incubación en tanques**

Se incuba el producto en los tanques a la temperatura de inoculación hasta obtener el producto coagulado. Después de la agitación de 20 a 30 minutos, la leche se mantiene en reposo por un tiempo de 2 a 4 horas, en este tiempo los microorganismos ácidos lácteos aumentan la porción de ácidos hasta que precipitan las proteínas y se coagula la leche, posteriormente se realiza una acidez de coagulación.

### **15. Enfriamiento y rotura del coágulo**

El producto terminado se enfría con el objetivo de mejorar su consistencia, aspecto y sabor, en el caso de yogurt batido se rompe el coágulo. Después que el producto alcanza la acidez establecida en la norma, se procede a romper el coágulo para lo cual se pondrá a funcionar el agitador, posteriormente se pasa por una cortina de enfriamiento que lo entra de 15 a 20 °C para su posterior envasado. En el caso que no tienen circulación de agua helada se procede a romper el coágulo con una acidez mínima de un 0,35 %.

### **16. Almacenamiento en tanque elevado (tanques balanzas)**

Se almacena el producto en el tanque elevado, el cual es isotérmico, y se agita por espacio de 30 minutos a una temperatura de 15 a 20 °C, todo esto es previo al llenado.

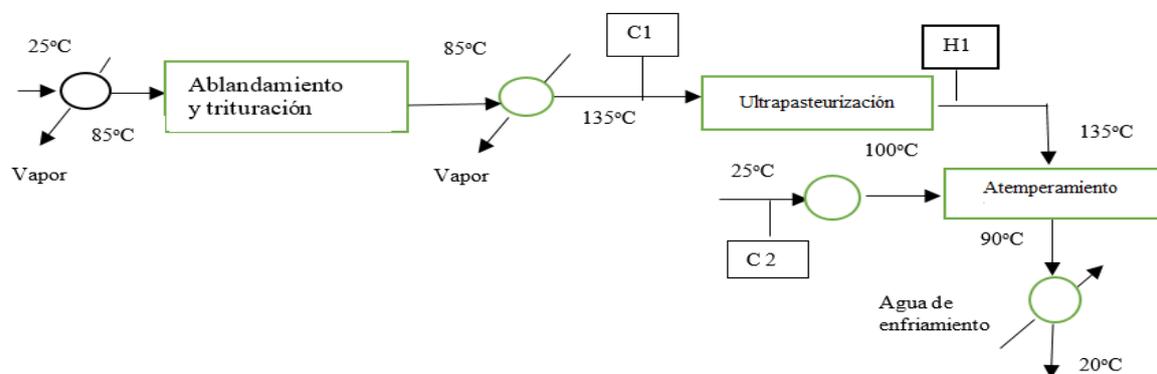
### **17. Envasado y sellado**

Se envasa el soyurt aromatizado en bolsas de polietileno impermeable .La máquina llenadora de bolsas, instalada para trabajar realiza la operación de llenado por medio de una varilla automática que se encuentra centrada en un tanque elevado que mantiene un nivel constante. El soyurt baja por gravedad a través de un dosificador mecánico controlado por un temporizador donde se ajusta el tiempo para lograr el volumen deseado en la bolsa. Primeramente se ajustan las dimensiones de las bolsas para dar paso a su confección automáticamente.

### 2.10.2 Determinación de los objetivos de la red de intercambio de calor (RIC).

La determinación de los objetivos de la red de intercambio térmico, tales como los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y de enfriamiento, la  $\Delta T_{\min}$ , el número mínimo de unidades de transferencia de calor y el área mínima; se realiza mediante la aplicación de métodos gráficos y analíticos combinados (Smith, 2005).

En la Figura 2.3 se muestra el diagrama simplificado del proceso de fabricación de yogurt de soya.



**Fig. 2.3.** Diagrama simplificado de flujo del proceso. **Fuente:** Elaboración propia.

Los flujos considerados en el análisis son la leche de soya con sirope incorporado (H 1), la mezcla soya – agua (C1) y el sirope (C2) y los coeficientes peliculares para los servicios de calentamiento y enfriamiento son  $3000$  y  $1000 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$ , respectivamente (Smith, 2005).

No es posible recuperar todo el calor en cada intervalo de temperatura ya que las fuerzas impulsoras no son factibles en el intervalo. Es posible recuperar algún calor, pero no todo. La cantidad que puede ser recuperada depende de las pendientes relativas de las dos curvas en el intervalo de temperatura. Este problema se resuelve si se resta  $\Delta T_{\min}/2$

a la temperatura de las corrientes calientes y se suma  $\Delta T_{\min}/2$  a la temperatura de las corrientes frías para obtener las temperaturas modificadas ( $T^*$ ). Otra manera de determinar los intervalos de temperatura es sumar el  $\Delta T_{\min}$  a las corrientes frías o restar  $\Delta T_{\min}$  a las corrientes calientes. Luego se ubican estas temperaturas en orden descendente, omitiendo aquellas que se repiten. Así se establecen los límites de los intervalos de temperatura. Este paso asegura que existe una fuerza impulsora que origina la transferencia de calor ( $\Delta T_{\min}$ ) para cada intervalo.

La  $\Delta T$  es la fuerza impulsora del intercambio de calor que en nuestro caso en particular lo establecemos en  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , el cual, según la experiencia se encuentra entre  $10 - 20\text{ }^{\circ}\text{C}$  para procesos químicos. Este punto es conocido como Pinch porque representa la región más restringida para la recuperación de calor. Representa el “cuello de botella” en la recuperación del calor. En términos matemáticos, en cualquier punto en el cambiador: Temperatura de la corriente caliente - Temperatura de la corriente fría  $\geq \Delta T_{\min}$ . Se debe evitar la operación con  $\Delta T_{\min}$  menor de  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ , excepto ciertas circunstancias. En correspondencia con la ecuación que relaciona  $Q$ ,  $U$ ,  $A$  y  $MLDT$ ; para un valor dado de la carga de transferencia de calor ( $Q$ ), si se eligen valores muy pequeños de  $\Delta T_{\min}$ , los requisitos de área aumentan. A valores más altos de  $\Delta T_{\min}$  la recuperación del calor en el intercambiador disminuye y la demanda de los sistemas externos aumenta. Así, la selección del valor de  $\Delta T_{\min}$  tiene implicaciones para el capital de inversión y los costos energéticos.

El Pinch corresponde a un nivel particular de temperatura y divide el proceso en dos regiones separadas termodinámicamente. Arriba del Pinch sólo se requiere servicios auxiliares de calentamiento y su magnitud corresponde a la zona sobrante de la CFC (Corriente Fría Compuesta). Por debajo del pinch, sólo se necesita servicios de enfriamiento y su magnitud está dada por el sobrante de CCC (Corriente Caliente Compuesta). Las corrientes calientes se encuentran en equilibrio entálpico con las corrientes frías en las zonas en las que sus corrientes compuestas se solapan.

Por consiguiente, se calcula el requerimiento mínimo de servicios auxiliares, compatible con criterios termodinámicos, basados únicamente en datos de las corrientes (sin la necesidad de información de intercambio calórico) (Biswas, 2015).

### 2.10.3 Método del algoritmo de la tabla problema (método analítico)

Aunque las curvas compuestas se pueden usar para determinar los objetivos energéticos, son inconvenientes ya que se basan en una construcción gráfica.

#### 2.10.3.1 Cálculo de la capacidad calorífica de cada intervalo

A la suma de los valores de flujos de capacidad calorífica (CP) de las corrientes frías se resta la suma de los valores de CP de las corrientes calientes presentes en cada intervalo de temperatura y se coloca en la columna junto al límite inferior del intervalo. Así para cada intervalo:

$$CP, \text{ int} = \sum CP_c - \sum CP_h \quad (\text{Ec. 2.36})$$

#### 2.10.3.2 Cálculo de la Entalpía Neta en cada intervalo (Qint o $\Delta H_{\text{int}}$ )

El CP, int se multiplica por la diferencia de temperatura de ese intervalo para obtener el requerimiento calorífico del intervalo (Qint o  $\Delta H_{\text{int}}$ ).

$$\Delta H_i = [\sum CP_c - \sum CP_h] \cdot \Delta T_i \quad (\text{Ec. 2.37})$$

Si las corrientes frías dominan las corrientes calientes en un intervalo, entonces, el intervalo tiene un déficit neto de calor y  $\Delta H$  es positivo. Si las corrientes calientes dominan las corrientes frías, el intervalo tiene un exceso neto de calor y  $\Delta H$  es negativo. Esto es consistente con la convención termodinámica normal, por ejemplo, para una reacción exotérmica,  $\Delta H$  es negativo.

#### 2.10.3.3 Cálculo de la cascada de calor ( $\Delta H_{\text{cas}}$ , cascada impráctica)

A la entalpía neta de cada intervalo (obtenida el paso anterior se le resta la cascada de calor del intervalo anterior para obtener la cascada de calor en ese intervalo por medio de la fórmula (se debe notar que  $\Delta H_{\text{cas},i} = 0$  para  $i = 0$ ):

$$\Delta H_{\text{cas},i} = Q_{\text{cas},i-1} - Q_{\text{int},i} \quad (\text{Ec. 2.38})$$

#### 2.10.3.4 Determinación del mínimo requerimiento de servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento ( $\Delta H_{\text{cas}}$ o Cascada práctica)

El valor más bajo de la columna de la cascada impráctica se sustrae a cada valor de esa columna para obtener la cascada revisada de calor (Rcas. revisada). Así,

$$R_{\text{cas. revisada},i} = \Delta H_{\text{cas},i} - \min(\Delta H_{\text{cas}}) \quad (\text{Ec. 2.39})$$

con  $\min(\Delta H_{\text{cas}}) < 0$ .

Algunos flujos de calor son negativos lo cual no es factible. El calor no se puede transferir hacia arriba de la escala de temperatura. Para que la cascada sea factible, se tiene que añadir suficiente calor desde el servicio caliente para que al menos sean cero los flujos de calor. La cantidad más pequeña de calor que se necesita del servicio caliente es el mayor flujo de calor negativo. Si ningún valor de la Columna de la cascada práctica es negativo, la cascada no requiere revisión (Linnhoff M., 1988).

### 2.10.3.5 Determinación del área de transferencia de calor de la RIC

Las curvas compuestas hacen posible la determinación de los objetivos de energía para un valor de  $\Delta T_{\min}$ . La transferencia de calor vertical entre las curvas compuestas conduce a un área de transferencia de calor mínima de la RIC. Las curvas compuestas también se pueden usar para determinar el área de transferencia de calor mínima para alcanzar los objetivos de energía:

$$\text{Área de la RIC, } A_{\min} = A_1 + A_2 + A_3 + \dots + A_i = \sum_i \left[ \frac{1}{\Delta T_{LM}} \sum_j \frac{q_j}{h_j} \right] \quad (\text{Ec. 2.40})$$

2.40)

Donde  $i$  es el intervalo de temperatura,  $j$  la corriente,  $\Delta T_{LM}$  es la MLDT en intervalo  $i$ ,  $q_j$  es  $\Delta H$  en el intervalo y  $h_j$  es el coeficiente pelicular en el intervalo.

### 2.10.3.6 Determinación del número mínimo intercambiadores de calor objetivo

También es posible definir un objetivo para número mínimo de unidades de intercambio térmico en el proceso. El número mínimo de unidades de intercambio de calor depende fundamentalmente del número total de corrientes de proceso y de servicios ( $N$ ) que intervienen en el intercambio térmico. Este también se puede determinar antes del diseño mediante la forma simplificada del teorema gráfico de Euler. El mínimo número de unidades en sistemas de recuperación de calor que satisface el requerimiento de MRE (sin descomponer la red en el pinch) es otro valor objetivo útil.

$$U = N - 1 = U_{\min, \text{global}} = (N_{\text{total}} - 1) = (N_c + N_f + N_{\text{servicios}} - 1)$$

Sin embargo, se tienen que diseñar redes separadas arriba y abajo del pinch con el fin de lograr los objetivos para calentamiento y enfriamiento mínimos. Así, la regla  $(N - 1)$  se tiene que aplicar de forma separada arriba y abajo del pinch con el propósito de tener un objetivo para el número de unidades compatible con los objetivos de calentamiento y enfriamiento.

La fórmula para el mínimo número de unidades en una RIC que alcance máxima recuperación de energía (MRE) es:

$$U_{\min}.MRE = (N_{\text{arriba}} - 1) + (N_{\text{abajo}} - 1) \quad (\text{Ec. 2.41})$$

#### 2.10.4 Método gráfico

El método gráfico se realiza mediante la ejecución del software HENSAD (2001) y ASPENTENCH (2017).

#### 2.10.5 Diseño de la red de intercambio de calor

Una vez determinados los objetivos para la red de intercambio de calor, comienza el desarrollo del diseño de la red de intercambio de calor; siendo necesario interpretar varias reglas y principios que como resultado de su implementación sean satisfechas por un diseño con una máxima recuperación del calor o mínimo consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento (Smith, 2005).

El compromiso entre la energía y la inversión sugiere que los intercambiadores individuales tengan una diferencia de temperatura no menor que el  $\Delta T_{\min}$  entre las curvas compuestas. Si se alcanza el objetivo energético determinado por las curvas compuestas o el algoritmo de la tabla problema el diseño no puede transferir calor a través del pinch mediante (1) transferencia de calor proceso – proceso y (2) inapropiado uso de servicios.

Para satisfacer estas dos reglas, el proceso se debe dividir en el pinch. Eso se hace de forma clara al representar los datos de corrientes en un diagrama de rejillas.

#### 2.10.6 Determinación de las demandas de enfriamiento y calentamiento

El próximo paso es determinar en qué medida se satisfacen las demandas de vapor y agua de enfriamiento.

- Cálculo de la demanda de agua de enfriamiento

Para una  $\Delta T_{\min}$ , la máxima recuperación de calor (MRC) entre las corrientes calientes y frías según las curvas compuestas es la diferencia entre la energía acumulada disponible de la corriente caliente y el requerimiento mínimo de enfriamiento.

- Cálculo de la demanda de vapor

Para una  $\Delta T_{\min}$ , la máxima recuperación de calor (MRC) entre las corrientes calientes y frías según las curvas compuestas es la diferencia entre la energía acumulada disponible de la corriente fría y el requerimiento mínimo de servicio de calentamiento.

### **2.10.7 Evaluación económica**

Como resultado de la revisión energética de los procesos de la industria se realizan los siguientes análisis económicos:

1. Determinación del efecto económico como resultado de la comparación de esquemas térmicos del proceso actual y el proceso con integración de calor que consiste en la determinación del ahorro de recursos financieros en cuanto al consumo de vapor y agua de enfriamiento
2. Determinación de los gastos de combustible y recursos financieros que representan las pérdidas de calor (ausencia de aislamiento, fugas de vapor, condensados no contaminados), es decir:
  - Gasto de combustible (t/año) = Calor perdido / VCN
  - Costo del combustible (\$/año) = Gasto de combustible · precio del combustible
3. Determinación de la factibilidad de proyectos de inversión, donde se calcula el periodo de recuperación (PRD) de la inversión estimada, el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de rendimiento (TIR) y los ingresos de recursos financieros por ahorros potenciales de agua y combustible asociados a las pérdidas de calor y a la aplicación de la integración de calor, mediante la aplicación de métodos dinámicos.

#### **2.10.7.1 Estimación de los beneficios**

Los beneficios aportados a la fábrica se determinan teniendo en cuenta los ingresos monetarios por concepto de ahorro de combustible y agua. A estos ingresos se añaden los ahorros potenciales por la recuperación del calor de los condensados y rehabilitación del aislamiento y el agua de reposición para la generación de vapor.

#### **2.10.7.2 Determinación de los indicadores económicos**

Para determinar los indicadores de rentabilidad, es necesario conocer además del costo de adquisición de los equipos, el costo total de la inversión, por lo que se tienen en cuenta para determinar el costo total de la inversión factores como la instalación del equipo, de los sistemas de instrumentación y control, de electricidad, sistemas de tuberías y los servicios de construcción.

### **Conclusiones parciales**

1. El sistema energético de planta láctea presenta un ahorro potencial de energía (vapor y agua de enfriamiento) si se planifica acertadamente con opciones de recuperación de calor.

2. La determinación de los objetivos (requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, diferencia de temperatura mínima óptima, número mínimo de unidades de intercambio térmico) y el diseño de la red de intercambio de calor (RIC) mediante la tecnología pinch permite proponer modificaciones, tales como el uso de corrientes de aguas calientes y frías y la recuperación del calor mediante el intercambio entre corrientes del proceso.

## CAPÍTULO 3: RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA

### 3.1 Balance de calor

Los datos de calores específicos y densidad se tomaron de (Farrall, 1973) y las propiedades del vapor en (Keenan, 1988). Los cálculos fueron realizados utilizando las ecuaciones 2.1-2.3.

#### 3.1.1 Pasteurizador de leche (leche concentrada)

Para calcular  $Q_{m \text{ leche cruda}}$  se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_{m \text{ leche cruda}} = Q_{m \text{ leche past}} * 1,05 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$Q_{m \text{ leche cruda}} = 5,0 \text{ t/día} * 1,05 = 5,25 \text{ t/día} = 5\,250 \text{ kg/día}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto:

$$Q_{m \text{ lechecruda}} * C_{p \text{ lechecruda}} * \Delta T_{\text{lechecruda}} = Q_{m \text{ aguacal}} * C_{p \text{ aguacal}} * \Delta T_{\text{aguacal}} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

$$5\,250 \text{ kg/día} * 3,93 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (85^\circ\text{C} - 62^\circ\text{C})$$

$$= Q_{m \text{ agua cal}} * 4,19 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (95^\circ\text{C} - 88^\circ\text{C})$$

$$Q_{m \text{ agua cal}} = 16\,179,6 \text{ kg/día}, \text{ para 8 h de trabajo del equipo:}$$

$$Q_{m \text{ agua cal}} = 2\,022,5 \text{ kg/h}$$

#### 3.1.2 Tanque de agua caliente del pasteurizador (leche concentrada)

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto:

$$Q_{m \text{ agua cal}} * C_{p \text{ agua cal}} * \Delta T_{\text{agua cal}} = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$$16\,179,6 \text{ kg/día} * 4,18 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (95^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_{m \text{ vapor}} * 2\,202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{m \text{ vapor}} = 2\,149,9 \text{ kg/día}, \text{ para 8 h de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ vapor}} = 268,7 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 268,7 \text{ kg/h} * 2202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 591\,677,4 \text{ kJ/h} = 164,35 \text{ kJ/s} = 164,35 \text{ kW}$$

### 3.1.3 Pasteurizador de leche (leche a granel)

Para calcular el flujo másico de leche cruda utilizamos la ecuación 3.4:

$$Q_{m \text{ leche cruda}} = Q_{m \text{ leche past}} * 1,05 \quad (\text{Ec. 3.4})$$

3.4)

$$Q_{m \text{ leche cruda}} = 6,0 \text{ t/día} * 1,05 = 6,3 \text{ t/día} = 6\,300 \text{ kg/día}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , y utilizando la ecuación 2.3, calculamos el flujo másico de agua caliente.

$$Q_{m \text{ lechecruda}} * C_{p \text{ lechecruda}} * \Delta T_{\text{lechecruda}} = Q_{m \text{ agua cal}} * C_{p \text{ agua cal}} * \Delta T_{\text{agua cal}} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

$$6\,300 \text{ kg/día} * 3,93 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (85^\circ\text{C} - 62^\circ\text{C})$$

$$= Q_{m \text{ agua cal}} * 4,19 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (95^\circ\text{C} - 88^\circ\text{C})$$

$$Q_{m \text{ agua cal}} = 19\,415,5 \text{ kg/día}, \text{ para 8 h de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ agua cal}} =$$

$$2\,426,9 \text{ kg/h}$$

### 3.1.4 Tanque de agua caliente del pasteurizador (leche a granel)

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.6 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_{m \text{ agua cal}} * C_{p \text{ agua cal}} * \Delta T_{\text{agua cal}} = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

3.6)

$$19\,415,5 \text{ kg/día} * 4,18 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (95^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_{m \text{ vapor}} * 2\,202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{m \text{ vapor}} = 2\,579,9 \text{ kg/día}, \text{ para 8 h de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ vapor}} = 322,5 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 322,5 \text{ kg/h} * 2 \text{ 202 kJ/kg}$$

$$Q = 710 \text{ 145 kJ/h} = 197,26 \text{ kJ/s} = 197,26 \text{ kW}$$

### 3.1.5 Tanque pasteurizador de mezcla para helado (helado nacional)

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.7 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_{m \text{ mezcla}} * C_p \text{ mezcla} * \Delta T_{\text{mezcla}} = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

$$900 \text{ kg/día} * 3,35 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (72 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_{m \text{ vapor}} * 2 \text{ 202 kJ/kg}$$

$$Q_{m \text{ vapor}} = 68,5 \text{ kg/día}, \text{ para 1,5 horas de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ vapor}} = 45,7 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 45,7 \text{ kg/h} * 2 \text{ 202 kJ/kg}$$

$$Q = 100 \text{ 631,4 kJ/h} = 27,95 \text{ kJ/s} = 27,95 \text{ kW}$$

### 3.1.5 Tanque pasteurizador de mezcla para helado (helado de divisa)

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.8 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_{m \text{ mezcla}} * C_p \text{ mezcla} * \Delta T_{\text{mezcla}} = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

$$200 \text{ kg/día} * 3,35 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (72 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_{m \text{ vapor}} * 2 \text{ 202 kJ/kg}$$

$$Q_{m \text{ vapor}} = 15,2 \text{ kg/día}, \text{ para 1 hora de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ vapor}} = 15,2 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 15,2 \text{ kg/h} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 3 3470,4 \text{ kJ/h} = 9,3 \text{ kJ/s} = 9,3 \text{ kW}$$

### 3.1.6 Calentador de leche para queso

Se convierte el flujo de leche fresca volumétrico en flujo másico de leche fresca

$$\rho_{\text{leche fresca}} = 1,034 \text{ kg/L}$$

$$Q_v \text{ leche fresca} = 5 000 \text{ L/día}$$

$$\begin{aligned} Q_m \text{ leche fresca} &= \rho_{\text{leche fresca}} * Q_v \text{ leche fresca} = 1,034 \text{ kg/L} * 5 000 \text{ L/día} \\ &= 5 170 \text{ kg/día} \end{aligned}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

Posteriormente se calcula por la siguiente ecuación el flujo másico de vapor:

$$Q_m \text{ leche fresca} * C_p \text{ leche fresca} * \Delta T_{\text{leche fresca}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

3.9)

$$5 170 \text{ kg/día} * 3,89 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (38 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 118,73 \text{ kg/día}, \text{ para 1h de trabajo del equipo: } Q_m \text{ vapor} = 118,73 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} = 118,73 \text{ kg/h} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 261 443,5 \text{ kJ/h} = 72,62 \text{ kJ/s} = 72,62 \text{ kW}$$

### 3.1.7 Tacho de queso fundido

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto:

$$Q_m \text{ queso} * C_p \text{ queso} * \Delta T_{\text{queso}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

$$500 \text{ kg/día} * 2,68 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (90 ^\circ\text{C} - 7 ^\circ\text{C}) = Q_{\text{m vapor}} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{m vapor}} = 50,5 \text{ kg/día} , \text{ para 8 horas de trabajo del equipo: } Q_{\text{m vapor}} = 6,3 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{\text{m vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{\text{m vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 6,3 \text{ kg/h} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 13 872,6 \text{ kJ/h} = 3,85 \text{ kJ/s} = 3,85 \text{ kW}$$

### 3.1.8 Tanque pasteurizador de leche para yogurt natural (nacional)

Se convierte el flujo de leche fresca volumétrico en flujo másico de leche fresca

$$\rho_{\text{leche fresca}} = 1,034 \text{ kg/L}$$

$$Q_v \text{ leche fresca} = 1 000 \text{ L/día}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{m leche fresca}} &= \rho_{\text{leche fresca}} * Q_v \text{ leche fresca} = 1,034 \text{ kg/L} * 1 000 \text{ L/día} \\ &= 1 034 \text{ kg/día} \end{aligned}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$$Q_g = Q_c$$

Posteriormente se calcula por la ecuación 3.11 el flujo másico de vapor:

$$Q_{\text{m leche fresca}} * C_p \text{ leche fresca} * \Delta T_{\text{leche fresca}} = Q_{\text{m vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

3.11)

$$1 034 \text{ kg/día} * 3,9 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (90 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_{\text{m vapor}} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{m vapor}} = 119,04 \text{ kg/día} , \text{ para 1h de trabajo del equipo: } Q_{\text{m vapor}} = 119,04 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{\text{m vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{\text{m vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 119,04 \text{ kg/h} * 2 202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 262\,126,1 \text{ kJ/h} = 72,81 \text{ kJ/s} = 72,81 \text{ kW}$$

### 3.1.9 Tanque pasteurizador de leche para yogurt natural (divisa)

Se convierte el flujo de leche fresca volumétrico en flujo másico de leche fresca

$$\rho_{\text{leche fresca}} = 1,034 \text{ kg/L}$$

$$Q_v \text{ leche fresca} = 750 \text{ L/día}$$

$$\begin{aligned} Q_m \text{ leche fresca} &= \rho_{\text{leche fresca}} * Q_v \text{ leche fresca} = 1,034 \text{ kg/L} * 750 \text{ L/día} \\ &= 775,5 \text{ kg/día} \end{aligned}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$$Q_g = Q_c$$

Posteriormente se calcula por la ecuación 3.12 el flujo másico de vapor:

$$Q_m \text{ leche fresca} * C_p \text{ leche fresca} * \Delta T_{\text{leche fresca}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

3.12)

$$775,5 \text{ kg/día} * 3,9 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (90 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2\,202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 89,28 \text{ kg/día}, \text{ para 1 h de trabajo del equipo: } Q_m \text{ vapor} = 89,28 \text{ kg/h}$$

Calor:

$$\text{Como } Q_g = Q_c = Q:$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} = 89,28 \text{ kg/h} * 2\,202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 196\,594,6 \text{ kJ/h} = 54,6 \text{ kJ/s} = 54,6 \text{ kW}$$

### 3.1.10 Tanque pasteurizador de leche para cultivo

Se convierte el flujo de leche fresca volumétrico en flujo másico de leche fresca

$$\rho_{\text{leche fresca}} = 1,034 \text{ kg/L}$$

$$Q_v \text{ leche fresca} = 1\,000 \text{ L/día}$$

$$Q_m \text{ leche fresca} = \rho_{\text{leche fresca}} * Q_v \text{ leche fresca} = 1,034 \frac{\text{kg}}{\text{L}} * 1\,000 \text{ L/día}$$

$$= 1\,034 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$$Q_g = Q_c$$

Posteriormente se calcula por la ecuación 2.6 el flujo másico de vapor:

$$Q_m \text{ leche fresca} * C_p \text{ leche fresca} * \Delta T_{\text{leche fresca}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

**3.13)**

$$1\,034 \frac{\text{kg}}{\text{día}} * 3,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} * (90^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2\,202 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 119,04 \frac{\text{kg}}{\text{día}}, \text{ para 1 h de trabajo del equipo: } Q_m \text{ vapor} = 119,04 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Calor:

$$\text{Como } Q_g = Q_c = Q:$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} = 119,04 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2\,202 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 262\,126,1 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 72,81 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 72,81 \text{ kW}$$

### 3.1.11 Tanque de crema untable

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.14 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_m \text{ mezcla} * C_p \text{ mezcla} * \Delta T_{\text{mezcla}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

**3.14)**

$$1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{día}} * 3,27 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} * (75^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2\,202 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 74,3 \frac{\text{kg}}{\text{día}}, \text{ para 1 h de trabajo del equipo: } Q_m \text{ vapor} = 74,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Calor:

$$\text{Como } Q_g = Q_c = Q:$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 74,3 \text{ kg/h} * 2202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 163608,6 \text{ kJ/h} = 45,45 \text{ kJ/s} = 45,45 \text{ kW}$$

### 3.1.12 Tanque de sirope para yogurt de soya

Para calcular el Cp de la mezcla utilizamos la siguiente ecuación:

$$C_p \text{ mezcla} = \sum y_i * C_{pi} = y_{\text{agua}} * C_{p \text{ agua}} + y_{\text{azúcar}} * C_{p \text{ azúcar}} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

3.15)

$$C_{p \text{ agua}} = 1 \text{ BTU/lb} * ^\circ\text{F} \quad C_{p \text{ azúcar}} = 0,27 \text{ BTU/lb} * ^\circ\text{F}$$

$$\text{Composiciones: } y_{\text{agua}} = 0,9 \quad y_{\text{azúcar}} = 0,1$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0,9 * 1 \text{ BTU/lb} * ^\circ\text{F} + 0,1 * 0,27 \text{ BTU/lb} * ^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ mezcla} = 0,927 \text{ BTU/lb} * ^\circ\text{F} = 3,88 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C}$$

$$Q_{m \text{ mezcla}} = 3,6 \text{ t/día} = 3600 \text{ kg/día}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.16 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_{m \text{ mezcla}} * C_p \text{ mezcla} * \Delta T_{\text{mezcla}} = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

3.16)

$$3600 \text{ kg/día} * 3,88 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (100^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}) = Q_{m \text{ vapor}} * 2202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{m \text{ vapor}} = 475,7 \text{ kg/día}, \text{ para 3 h de trabajo del equipo: } Q_{m \text{ vapor}} = 158,6 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 158,6 \text{ kg/h} * 2202 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 349237,2 \text{ kJ/h} = 97,01 \text{ kJ/s} = 97,01 \text{ kW}$$

### 3.1.13 Calefactor de leche de soya

$$Q_v \text{ leche de soya} = 7\,250 \text{ lb/h} = 3\,288,5 \text{ kg/h}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$$Q_g = Q_c$$

Para calcular el flujo másico de vapor utilizamos la siguiente ecuación:

$$Q_m \text{ leche de soya} * C_p \text{ leche de soya} * \Delta T_{\text{leche de soya}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

$$3\,288,5 \text{ kg/h} * 3,9 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (135 ^\circ\text{C} - 85 ^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2\,133,8 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 300,6 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} = 300,6 \text{ kg/h} * 2\,133,8 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 641\,420,3 \text{ kJ/h} = 178,17 \text{ kJ/s} = 178,17 \text{ kW}$$

### 3.1.14 Calefactor de agua caliente para el yogurt de soya

Se convierte el flujo de leche fresca volumétrico en flujo másico de leche fresca

$$\rho_{\text{agua cal}} = 0,997 \text{ kg/L}$$

$$Q_v \text{ agua cal} = 30 \text{ L/min} = 1\,800 \text{ L/h}$$

$$Q_m \text{ agua cal} = \rho_{\text{agua cal}} * Q_v \text{ agua cal} = 0,997 \text{ kg/L} * 1\,800 \text{ L/h} = 1\,794,6 \text{ kg/h}$$

Aquí el calor ganado ( $Q_g$ ) es igual al calor cedido ( $Q_c$ ).

$Q_g = Q_c$ , por tanto aplicamos la ecuación 3.18 para calcular el flujo másico de vapor.

$$Q_m \text{ agua cal} * C_p \text{ agua cal} * \Delta T_{\text{agua cal}} = Q_m \text{ vapor} * \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

$$1\,794,6 \text{ kg/h} * 4,18 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * (95 ^\circ\text{C} - 25 ^\circ\text{C}) = Q_m \text{ vapor} * 2\,181,5 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_m \text{ vapor} = 240,7 \text{ kg/h}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 240,7 \text{ kg/h} * 2 181,5 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 525 087,1 \text{ kJ/h} = 145,86 \text{ kJ/s} = 145,86 \text{ kW}$$

### 3.1.15 Tornillo sinfín para el yogurt de soya

El balance de energía en el tornillo sinfín se realiza mediante la ecuación:

$$(Q_m * \lambda_v)_{\text{vapor ent}} + (Q_m * C_p * T)_{\text{agua cal ent}} + (Q_m * C_p * T)_{\text{cotiledón}} = (Q_m * \lambda_v)_{\text{vapor sal}} + (Q_m * C_p * T)_{\text{agua cal sal}} + (Q_m * C_p * T)_{\text{cotiledón hidratado}} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

3.19)

$$(Q_m * C_p * T)_{\text{agua cal ent}} = \left( 1 794,6 \text{ kg/h} * 4,18 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * 95 ^\circ\text{C} \right) \\ = 712 635,66 \text{ kJ/h}$$

$$(Q_m * C_p * T)_{\text{cotiledón}} = \left( 780 \text{ kg/h} * 3,56 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * 25 ^\circ\text{C} \right) = 69 420 \text{ kJ/h}$$

El vapor de salida representa un 60 % del vapor de entrada.

$$(Q_m)_{\text{vapor sal}} = (0,6 * Q_m)_{\text{vapor ent}}$$

$$(Q_m)_{\text{vapor sal}} = \left( 0,6 * Q_m * 2 226,5 \text{ kJ/kg} \right)_{\text{vapor ent}} = \left( Q_m * 1 335,9 \text{ kJ/kg} \right)_{\text{vapor ent}}$$

El agua caliente de salida representa el 85 % del agua de entrada.

$$(Q_m)_{\text{agua cal sal}} = (0,85 * Q_m)_{\text{agua cal ent}} = 1 525,4 \text{ kg/h}$$

$$(Q_m * C_p * T)_{\text{agua cal sal}} = \left( 1 525,4 \text{ kg/h} * 4,18 \text{ kJ/kg} * ^\circ\text{C} * 88 ^\circ\text{C} \right) = 561 130,1 \text{ kJ/h}$$

$$(Q_m * C_p * T)_{\text{cotiledón hidratado}} = \left( 1\,040 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 3,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} * 85 ^\circ\text{C} \right)$$

$$= 327\,080 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Sustituyendo:

$$\left( Q_m * 2226,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)_{\text{vapor ent}} + 712\,635,66 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} + 69\,420 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$= \left( Q_m * 1\,335,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)_{\text{vapor ent}} + 561\,130,1 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} + 327\,080 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{m \text{ vapor ent}} = 119,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Calor:

Como  $Q_g = Q_c = Q$ :

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}}$$

$$Q = Q_{m \text{ vapor}} * \lambda_{\text{vapor}} = 119,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2\,226,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = 265\,398,8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 73,72 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 73,72 \text{ kW}$$

**Tabla 3.1** Consumo de vapor y demandas de calor

Equipos	Flujos de vapor (kg/h)	Demanda de calor de las corrientes (kW)
Tanque agua caliente pasteurizador leche concentrada	268,7	164,35
Tanque agua caliente pasteurizador leche a granel	322,5	197,26
Tanque pasteurizador mezcla para helado	45,7	27,95
Tanque pasteurizador mezcla helado divisa	15,2	9,3
Calentador de leche para queso	118,3	72,62
Tacho queso fundido	6,3	3,85
Tanque pasteurizador de leche para yogurt natural	119	72,8
Tanque pasteurizador leche para yogurt divisa	89,28	54,6
Tanque pasteurizador leche cultivo	119	72,81

Tanque crema untable	74,3	45,45
Tanque sirope	158,6	97
Calefactor leche de soya	300	178,17
Calefactor agua caliente	240,7	145,86
Tornillo sinfín	119,2	73,72

En la Tabla 3.1 se observa que las etapas de mayor consumo de vapor son los procesos de pasteurización y de cocción de la soya.

### 3.2 Balance total de vapor

El consumo total de vapor ( $G_{\text{caldera}} = Q_{\text{m vapor total}}$ ) se determina mediante las ecuaciones 2.4 - 2.12:

#### Para calcular $G_{\text{NT2}}$

$$G_{\text{past leche}} = 322,5 \text{ kg/h} + 268,7 \text{ kg/h} = 591,2 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{past mezcla helado}} = 45,7 \text{ kg/h} + 15,2 \text{ kg/h} = 60,9 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{past leche yogurt}} = 119,04 \text{ kg/h} + 89,28 \text{ kg/h} + 119,04 \text{ kg/h} = 327,36 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{tanq sirope}} = 158,6 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{tacho queso fund}} = 6,3 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{tanq crema unt}} = 74,3 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{calentador leche queso fresco}} = 118,73 \text{ kg/h}$$

Entonces:

$$G_{\text{NT2}} = 591,2 \text{ kg/h} + 60,9 \text{ kg/h} + 327,36 \text{ kg/h} + 158,6 \text{ kg/h} + 74,3 \text{ kg/h} + 6,3 \text{ kg/h} \\ + 118,73 \text{ kg/h}$$

$$G_{\text{NT2}} = 1337,39 \text{ kg/h}$$

#### Para calcular $G_{\text{otros 2}}$

$G_{\text{otros 2}}$  Representa aproximadamente el 10 % de  $G_{\text{NT2}}$  y lo calculamos

$$G_{\text{otros 2}} = 0,1 * G_{\text{NT2}} = 0,1 * 1337,39 \text{ kg/h} = 133,74 \text{ kg/h}$$

Por tanto,

$$G_{VR2} = G_{NT2} + G_{otros\ 2} = 1\ 337,39 \text{ kg/h} + 133,74 \text{ kg/h} = 1\ 471,13 \text{ kg/h}$$

### Para calcular $G_{NT1}$

$$G_{\text{tornillo sinfn}} = 119,2 \text{ kg/h}; G_{\text{calef leche soya}} = 300,6 \text{ kg/h}; G_{\text{calef agua cal}} = 240,7 \text{ kg/h}$$

$$G_{NT1} = 119,2 \text{ kg/h} + 300,6 \text{ kg/h} + 240,7 \text{ kg/h} = 660,5 \text{ kg/h}$$

### Para calcular $G_{otros\ 1}$

$$G_{otros\ 1} = 0,1 * G_{NT1} = 0,1 * 660,5 \text{ kg/h} = 66,05 \text{ kg/h}$$

Por tanto

$$G_{VR1} = 660,5 \text{ kg/h} + 1\ 471,13 \text{ kg/h} + 66,05 \text{ kg/h} = 2\ 197,68 \text{ kg/h}$$

Y para finalizar:

$$G_{\text{caldera}} = (G_{VR1}) * 1,1 = 2\ 197,68 \text{ kg/h} * 1,1 = 2\ 417,45 \text{ kg/h}$$

### 3.3 Balance total de calor

El calor total se determina a partir de la ecuación 2.13. Para  $P_v = 8 \text{ atm} = 0,8 \text{ MPa}$  la entalpía del vapor en la caldera es  $h_0 = 2\ 769,1 \text{ kJ/kg}$ , esta se busca en tablas de vapor (Keenan, 1988).

$$Q_{\text{caldera}} = 2\ 417,45 \text{ kg/h} * 2\ 769,1 \text{ kJ/kg} = 6\ 694\ 161 \text{ kJ/h} = 1\ 859,49 \text{ kJ/s}$$

$$= 1\ 859,49 \text{ kW}$$

### Calor perdido

El calor perdido se determina a partir de las ecuaciones 2.14 - 2.21

#### Cálculo de $Q_{NT1}$

$$Q_{\text{tornillo sinfn}} = 73,72 \text{ kW} \quad Q_{\text{calef leche soya}} = 178,17 \text{ kW} \quad Q_{\text{calef agua cal}} = 145,86 \text{ kW}$$

$$Q_{NT1} = 73,72 \text{ kW} + 178,17 \text{ kW} + 145,86 \text{ kW} = 397,75 \text{ kW}$$

#### Cálculo de $Q_{NT2}$

$$Q_{\text{past leche}} = 197,26 \text{ kW} + 164,35 \text{ kW} = 361,61 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{past mezcla helado}} = 27,95 \text{ kW} + 9,3 \text{ kW} = 37,25 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{past leche yogurt}} = 72,81 \text{ kW} + 54,6 \text{ kW} + 72,8 \text{ kW} = 200,22 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tanq sirope}} = 97,01 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tacho queso fund}} = 3,85 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tanq crema unt}} = 45,45 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{calentador leche queso frescal}} = 72,62 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{NT2}} = 361,61 \text{ kW} + 37,25 \text{ kW} + 200,22 \text{ kW} + 97,01 \text{ kW} + 45,45 \text{ kW} + 3,85 \text{ kW} + 72,62 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{NT2}} = 818,01 \text{ kW}$$

### **Cálculo de $Q_{\text{proceso}}$**

$$Q_{\text{proceso}} = 397,75 \text{ kW} + 818,01 \text{ kW} = 1\,215,76 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{pérdidas}} = Q_{\text{caldera}} - Q_{\text{proceso}}$$

$$Q_{\text{pérdidas}} = 1\,859,49 \text{ kW} - 1\,215,76 \text{ kW} = 643,73 \text{ kW}$$

$$\% \text{ pérdidas} = \frac{643,73 \text{ kW}}{1\,859,49 \text{ kW}} * 100 \% = 34,61 \%$$

### **Cálculo de las pérdidas por aislamiento y en los condensados**

Estas pérdidas se calcularán utilizando las ecuaciones 2.22-2.30.

### **Pérdidas de calor en los condensados:**

Para equipos que trabajan a (Keenan, 1988):

$$\left\{ \begin{array}{l} P = 1,5 \text{ atm} = 0,15 \text{ MPa} \rightarrow T_{\text{sat}} = 111,37 \text{ °C} \quad h_{\text{cond}} = 467,11 \text{ kJ/kg} \\ P = 2 \text{ atm} = 0,2 \text{ MPa} \rightarrow T_{\text{sat}} = 120,23 \text{ °C} \quad h_{\text{cond}} = 504,7 \text{ kJ/kg} \\ P = 2,5 \text{ atm} = 0,25 \text{ MPa} \rightarrow T_{\text{sat}} = 127,44 \text{ °C} \quad h_{\text{cond}} = 535,37 \text{ kJ/kg} \\ P = 4 \text{ atm} = 0,4 \text{ MPa} \rightarrow T_{\text{sat}} = 143,63 \text{ °C} \quad h_{\text{cond}} = 604,74 \text{ kJ/kg} \end{array} \right.$$

Por tanto,

$$(G_{\text{NT1}} * h_{\text{cond 1}}) = 300,6 \text{ kg/h} * 604,74 \text{ kJ/kg} + 119,2 \text{ kg/h} * 467,11 \text{ kJ/kg} +$$

$$240,7 \text{ kg/h} * 535,37 \text{ kJ/kg}$$

$$(G_{NT1} * h_{cond 1}) = 366\,372 \text{ kJ/h} = 101,77 \text{ kW}$$

Las necesidades tecnológicas 2 presentan equipos que trabajan a 2atm.

$$(G_{NT2} * h_{condensados 2}) = \left( 1\,337,39 \text{ kg/h} * 504,7 \text{ kJ/kg} \right) = 674\,980,7 \text{ kJ/h}$$

$$= 187,49 \text{ kW}$$

$$Q_{cond} = (G_{NT1} * h_{cond 1}) + (G_{NT2} * h_{cond 2})$$

$$Q_{cond} = 101,77 \text{ kW} + 187,49 \text{ kW} = 289,26 \text{ kW}$$

$$\text{Consumo de combustible asociado al condensado no recuperado} = \frac{289,26 \cdot 3600 \cdot 8 \cdot 30}{43157 \cdot 0,9}$$

$$= 6\,434 \text{ L/mes}$$

### **Pérdidas de calor por aislamiento térmico:**

Para  $T_v = 120 \text{ °C}$  y  $T_a = 26 \text{ °C}$

$$h_a = 9,4 + 0,052 * (T_v - T_a) = 9,4 + 0,052 * (120 \text{ °C} - 26 \text{ °C}) = 14,288 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

Por tanto,

$$A = \pi * 10 \text{ m} * 0,1016 \text{ m} = 1,016 \text{ m}^2$$

$$Q_{falta \text{ aisl tub}} = 14,288 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C} * 10 \text{ m}^2 * (120 \text{ °C} - 26 \text{ °C}) = 13\,430,72 \text{ W}$$

$$Q_{falta \text{ aisl tub}} = 13\,430,72 \text{ W} = 13,43 \text{ kW}$$

### **3.4 Eficiencia térmica**

$$\eta_{térmica} \% = \frac{1\,859,49 \text{ kW} - 643,73 \text{ kW}}{1\,859,49 \text{ kW}} * 100\% = 65,38 \%$$

### **3.5 Eficiencia de generación de vapor**

$G_{nominal} = 4 \text{ t/h} = 4000 \text{ kg/h}$ , es el vapor que debe generar la caldera.

$$\eta_{generación} = \frac{G_{caldera}}{G_{nominal}} * 100 \%$$

$$2\,417,45 \text{ kg/h}$$

$$\eta_{generación} = \frac{2\,417,45 \text{ kg/h}}{4\,000 \text{ kg/h}} * 100 \% = 60,44 \%$$

### **3.6 Balance total de agua**

En la fábrica no se recuperan los condensados, por tanto:  $G_{cond \text{ recup}} = 0$

$$G_{agua \text{ repos}} = G_{caldera}$$

(Ec. 3.20)

$$G_{\text{agua repos}} = G_{\text{caldera}} = 2\,417,45 \text{ kg/h}$$

$$\text{Agua de reposición} = \frac{2\,417,45 \cdot 8 \cdot 30}{1\,000} = 580,2 \text{ m}^3/\text{mes} = 2,42 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\% G_{\text{agua repos}} = \frac{2\,417,45 \text{ kg/h}}{2\,417,45 \text{ kg/h}} * 100\% = 100\%$$

### 3.7 Análisis de los resultados

Los principales equipos consumidores de vapor son el pasteurizador de leche concentrada y a granel ( $591,2 \text{ kg/h}$ ) y el tanque pasteurizador de leche para yogurt natural y cultivo ( $327,36 \text{ kg/h}$ ), aunque la línea de yogurt de soya consume  $819,1 \text{ kg/h}$  de vapor lo que representa el 33,9 % del vapor generado en la caldera.

Las pérdidas de calor ascienden a  $643,73 \text{ kW}$ , lo que representa el 34,61 % de la potencia térmica requerida por el proceso, este valor es muy elevado con respecto a las pérdidas permisibles, que deben estar en el orden del 5 %. Estas pérdidas de calor son debidas a la no recuperación de los condensados en su totalidad y a pérdidas considerables por falta de aislamiento térmico o una inadecuada selección del aislante en tuberías y equipos tecnológicos.

La eficiencia térmica del proceso es de 65,38 % , muy baja con respecto al rango normal (90 – 95 %), debido a las elevadas pérdidas de calor.

La eficiencia de la generación de vapor es de 60,44 %, baja con relación al rango de valores normales (90 -100 %).

Se repone el 100 % ( $2,42 \text{ m}^3/\text{h}$ ) del agua que consume la caldera ya que los condensados de los equipos tecnológicos no se recuperan.

En la Tabla 3.2 se muestra un resumen de los principales indicadores de desempeño energético (IDEns) del proceso.

**Tabla 3.2.** Resumen de los resultados del análisis termoenergético

Indicadores de desempeño energético	U/M	Valor calculado	Valor reportado	Referencia
Potencia térmica requerida	kW	1860	-	-
Consumo de vapor	t/h	2,4	-	-
Agua de reposición	%	100	< 15	Espinosa (1990,2014)
Pérdidas de calor	%	34,61	< 5	Espinosa

				(1990,2014)
Eficiencia térmica general	%	65,38	90 - 95	Espinosa (1990,2014)

### 3.8 Aplicación de la integración de integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt de soya

#### 3.8.1 Determinación de los objetivos de la red de intercambio de calor (RIC)

A partir de los datos que aparecen en la Tabla 3.3 se determinan las temperaturas modificadas que aparecen en la Tabla 3.4 utilizando la metodología explicada en el capítulo anterior,

**Tabla 3.3** Datos térmicos de las corrientes

Corriente		Flujo (kg/s)	cp (kJ/kg °C)	CP = m·cp (kW/°C)	Ti (°C)	Tf (°C)	ΔH (kW)	Coeficiente Pelicular, h (W/m <sup>2</sup> °C)
Nombre	Tipo							
H1	Caliente	0,75	3,99	2,99	135	20	343,85	3000
C1	Fría	0,71	3,99	2,83	25	135	311,3	1000
C2	Fría	0,042	3,88	0,16	25	100	12	1000

Se adopta la convención: H o h (caliente) y C o c (fría)

- La  $\Delta T$  es la fuerza impulsora del intercambio de calor que en nuestro caso en particular lo establecemos en 20 °C

**Tabla 3.4** Datos de temperaturas modificadas

Corriente	Ti (°C)	Tf (°C)	Ti*	Tf*
H1	135	20	125	10
C1	25	135	35	145
C2	25	100	35	110

#### 3.8.2 Aplicación del método del algoritmo de la tabla problema (método analítico)

En la Tabla 3.5 se colocan en orden descendente los valores de temperaturas modificadas, tomados de la Tabla 3.4 y se presenta además el resultado del método analítico.

**Tabla 3.5** Algoritmo de la tabla problema

Intervalo	Corrientes			Tint °C	ΣCPc - ΣCph kW/°C	ΔHint kW	Déficit/ Exceso	Cascada impráctica, ΔH cas kW	Cascada práctica kW
	H1	C1	C2						
0				145	0	0	0	0	56,6
1		↑		125	2,83	56,6	déficit	-56,6	0
2	↓	↑		110	-0,160	-2,4	exceso	-54,2	2,4
3	↓		↑	35	0	0	déficit	-54,2	2,4
4	↓			10	-2,99	-74,75	exceso	20,3	76,9

CP, kW/°C	2,99	2,83	0,16
--------------	------	------	------

En nuestro caso, la cascada práctica se obtiene simplemente sumando 56,6 a cada valor de la columna de la cascada impráctica.

El balance de calor dentro de cada intervalo permite la máxima recuperación de calor. Sin embargo, tiene que permitir también recuperación entre intervalos, por lo que se adiciona cualquier exceso de calor hacia debajo de la escala de temperatura de intervalo a intervalo. Esto es posible porque ningún exceso de calor disponible de las corrientes calientes en un intervalo es suficiente caliente para suplir el déficit en las corrientes frías en el intervalo inferior.

Primero, supone que no se suministra calor al primer intervalo desde el servicio caliente. El primer intervalo tiene un déficit de 56,6 kW, que se conecta en cascada al siguiente intervalo. Este segundo intervalo tiene un exceso de 2,4 kW el cual deja el calor de este intervalo para ser - 54,2 kW. En el tercer intervalo, el proceso tiene un déficit de 0 kW que deja - 54,2 kW para ser conectado en cascada al intervalo siguiente y así sucesivamente.

Algunos flujos de calor son negativos lo cual no es factible. El calor no se puede transferir hacia arriba de la escala de temperatura. Para que la cascada sea factible, se tiene que añadir suficiente calor desde el servicio caliente para que al menos sean cero los flujos de calor. La cantidad más pequeña de calor que se necesita del servicio caliente es el mayor flujo de calor negativo, en este caso - 56,6 kW, el cual se añade desde el servicio caliente al primer intervalo. Es no cambia el balance dentro de cada intervalo, pero incrementa todos los flujos de calor entre intervalos en 56,6 kW, dando un flujo de calor de cero a una temperatura de intervalo de 125 °C denominada punto pinch (de pellizco o pliegue).

Al valor 0 de la cascada práctica o factible le corresponde la temperatura de 125 °C, por tanto:

Temperatura pinch: 125 °C

Mínimo servicio de calentamiento: 56,6 kW

Mínimo servicio de enfriamiento: 76,9 kW

### 3.8.2.5 Determinación del área de transferencia de calor de la RIC

$$A_{\min} = \sum_i \left[ \frac{1}{\Delta T_{LM}} \sum_j \frac{q_j}{h_i} \right] A_i = 20 \text{ m}^2$$

El área de la RIC para la  $\Delta T_{\min} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$  es  $20 \text{ m}^2$ .

### 3.8.2.1 Determinación del número mínimo intercambiadores de calor objetivo

A partir de la fórmula 2.41 se calcula el mínimo número de unidades en una RIC que alcance máxima recuperación de energía (MRE):

$$U_{\min.MRE} = (N_{\text{arriba}} - 1) + (N_{\text{abajo}} - 1)$$

$$U_{\min.MRE} = (2 - 1) + (4 - 1) = 4$$

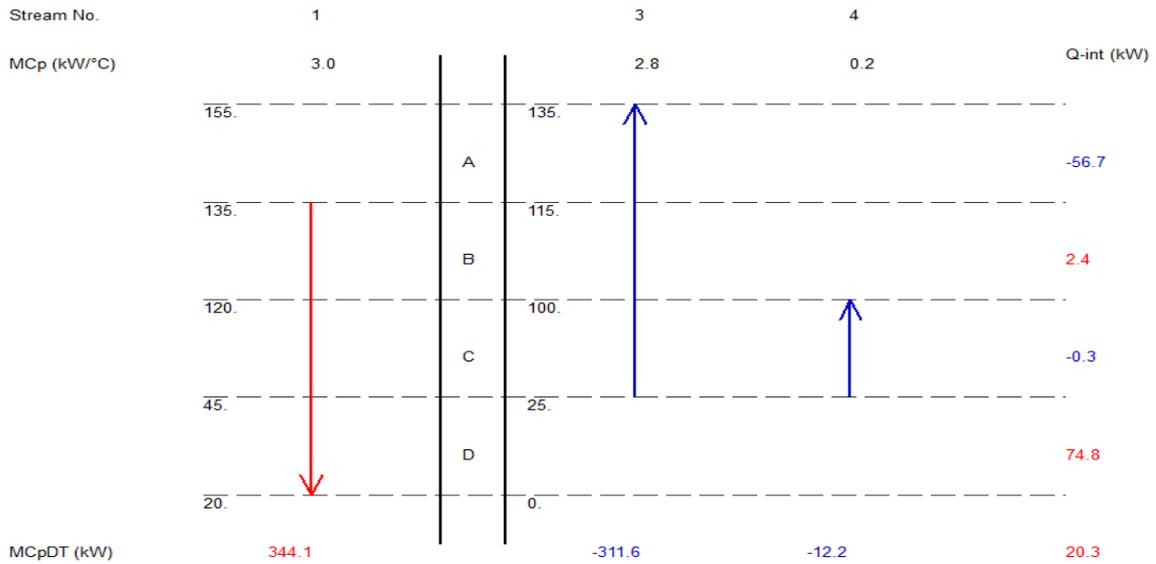
### 3.8.3 Método gráfico

Los valores calculados anteriormente mediante el método analítico coinciden con los obtenidos mediante los software HENSAD y Aspen Energy Analyzer como se puede observar en la Tabla 3.6:

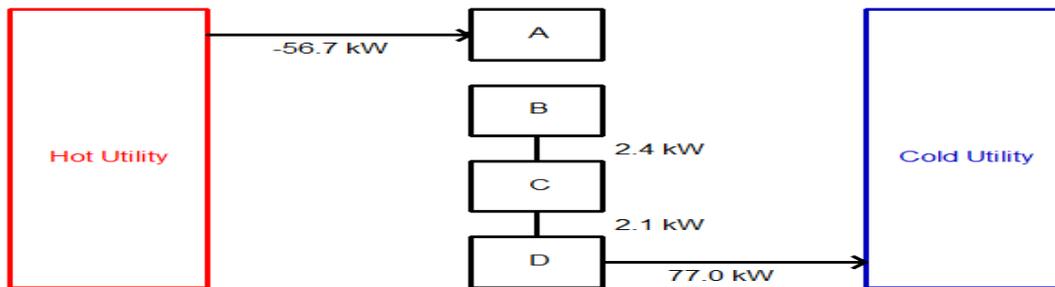
**Tabla 3.6** Tabla resumen de la RIC actual

Heat Exchanger Networks - Synthesis, Analysis, and Design (HENSAD)						
File Worksheet System Help						
Table of Results						
Minimum Temperature Approach = 20°C						
Hot Stream Data						
Mass Flow	Cp	Temp In	Temp Out	Stream Enthalpy	Film Heat Transf. Coef	
kg/s	kJ/kg/°C	°C	°C	kW	W/m2/°C	
.7500	3.990	135.0	20.00	344.1	3000.	
Cumulative Hot Stream Energy Available =				344.1	kW	
Cold Stream Data						
Mass Flow	Cp	Temp In	Temp Out	Stream Enthalpy	Film Heat Transf. Coef	
kg/s	kJ/kg/°C	°C	°C	kW	W/m2/°C	
.7100	3.990	25.00	135.0	-311.6	1000.	
.0420	3.880	25.00	100.0	-12.22	1000.	
Cumulative Cold Stream Energy Available =				-323.8	kW	
Number of Temperature Intervals = 4						
Pinch Temperature - Hot = 135°C						
Pinch Temperature - Cold = 115°C						
Hot Utility Requirement = 57 kW						
Cold Utility Requirement = 77 kW						
Minimum Number of Exchanger Required to Accomplish Minimum Utility Loads						
In Special Circumstances the Minimum Required may be Lower than Indicated Below						
Number Above the Pinch =1						
Number Below the Pinch =3						
Heat Transfer Area for Process Exchangers in Network = 20 m2						

En la Figura 3.1 se muestra el diagrama de intervalos de temperaturas con la información de datos térmicos de las corrientes e intervalos. La Figura 3.2 muestra el diagrama de la cascada de calor actual.

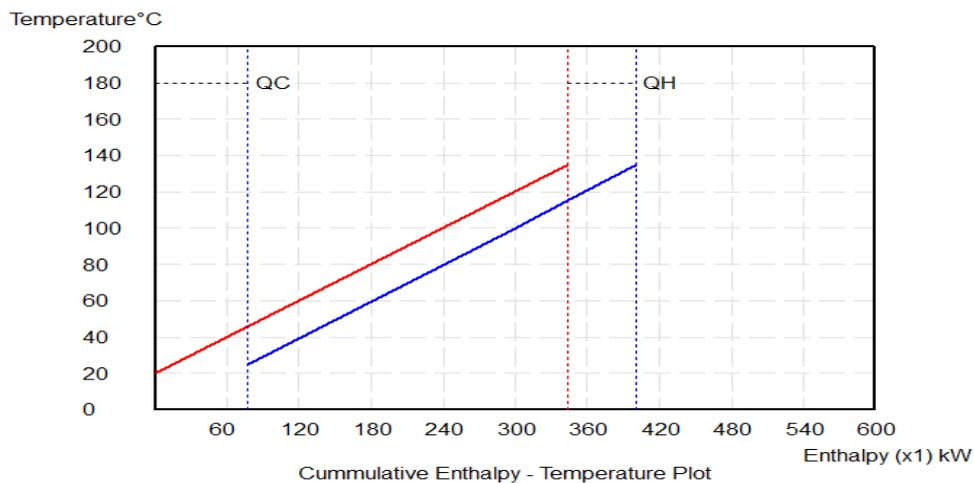


**Fig. 3.1.** Diagrama de intervalos de temperaturas de la RIC actual. **Fuente:** (HENSAD, 2001).

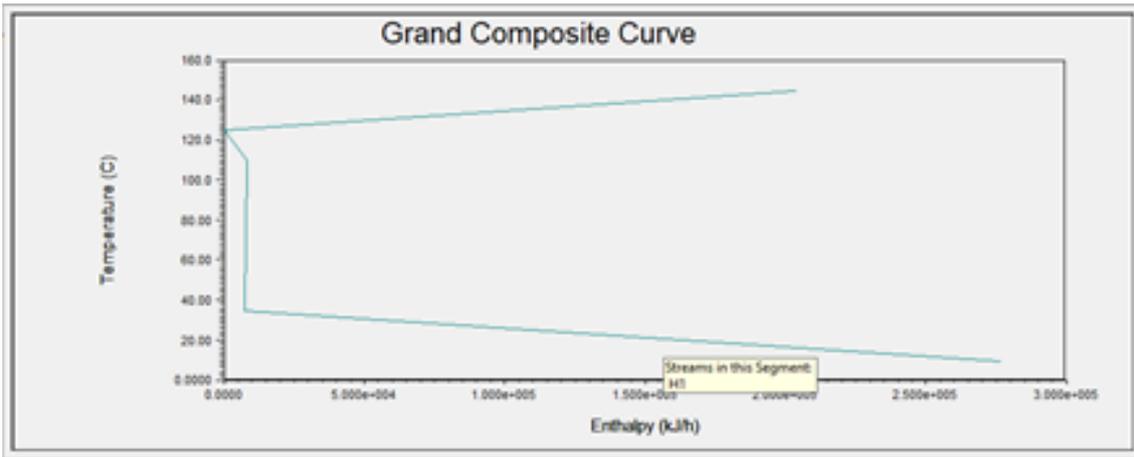


**Fig. 3.2.** Diagrama de la cascada de calor actual. **Fuente:** (HENSAD, 2001).

Como se observa en la Figura 3.3 y 3.4, las curvas calientes y frías son paralelas, lo que significa que las diferencias de temperaturas son cercanas o similares a la  $\Delta T_{\min}$  y buena recuperación del calor entre corrientes frías y calientes.



**Fig. 3.3** Diagrama de las curvas compuestas de RIC actual. **Fuente:**(HENSAD, 2001).



**Fig. 3.4.** Gran curva compuesta. **Fuente:** (HENSAD, 2001)

Los datos para la construcción de las curvas de energía (servicio de calentamiento y enfriamiento), área de transferencia de calor y costo total (gráfico de sensibilidad) en función de la  $\Delta T_{\min}$  se muestran en la Tabla 3.7:

**Tabla 3.7** Datos para gráfico de sensibilidad de la RIC actual

Return to Main Menu   Generate Data   Plot Area and Utilities   Plot EAO   Print

Parameter	Value	Units
Minimum Value of Approach Temperature	5	°C
Maximum Value of Approach Temperature	55	°C
Number of points (maximum = 100)	20	
Hot Utility Film Coefficient	3000	W/m <sup>2</sup> /°C
Cold Utility Film Coefficient	1000	W/m <sup>2</sup> /°C
Temperature Driving Force in Hot Utility Exchangers	20	°C
Temperature Driving Force in Cold Utility Exchangers	20	°C
Price for Hot Utility	9.83	\$/GJ
Price for Cold Utility	0.354	\$/GJ
Time Period for Cost Analysis	5	years
Interest Rate	10	% p.a.

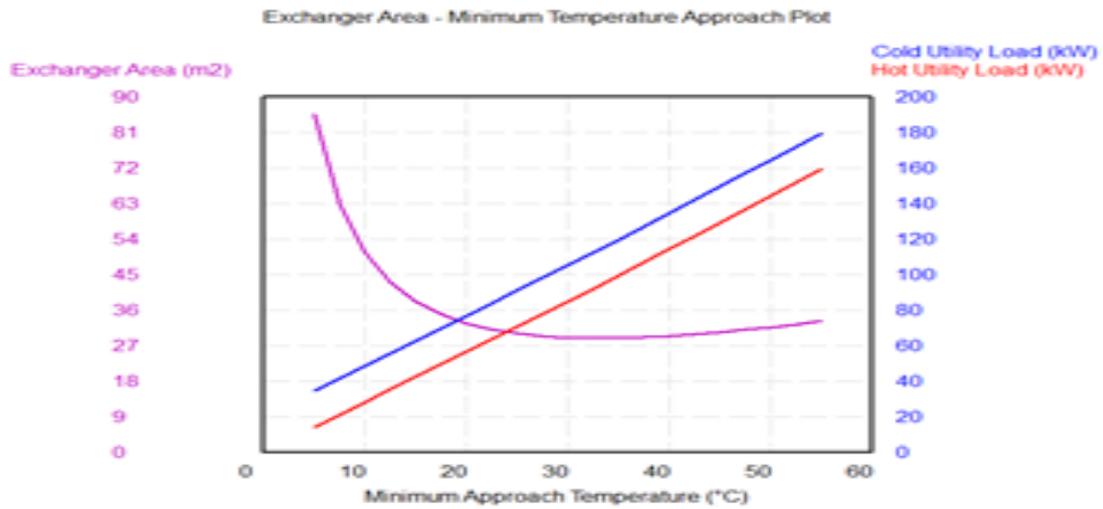
**Exchanger Price**

log(Total Module Cost, \$) = K1+K2 log(A)    K1 = 3.426

log = log 10    A = Area, m<sup>2</sup>    K2 = 0.5731

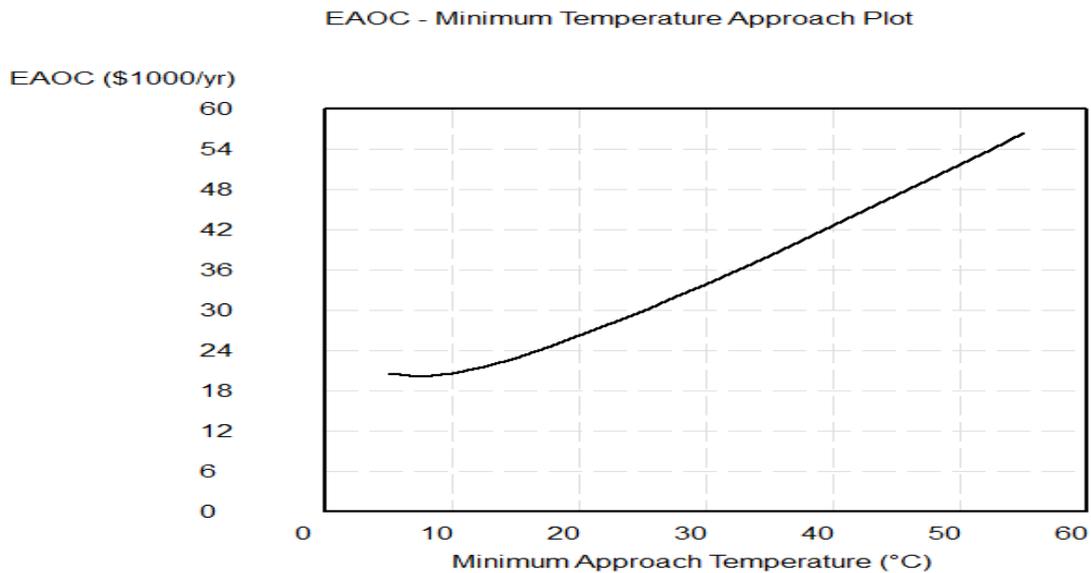
Results						
MinTemp Approach °C	Exch Area m <sup>2</sup>	Hot Util Load kJ/s	Cold Util Load kJ/s	EAO (1000)\$/y	Number of Exchangers	
5.000	85.735	14.16	34.46	20.66	4.000	
7.500	63.005	21.24	41.54	20.10	4.000	
10.000	50.659	28.32	48.62	20.57	4.000	
12.500	43.127	35.41	55.70	21.58	4.000	
15.000	38.224	42.49	62.79	22.92	4.000	
17.500	34.915	49.57	69.87	24.48	4.000	
20.000	32.647	56.65	76.95	26.19	4.000	
22.500	31.093	63.74	84.03	28.01	4.000	
25.000	30.054	70.82	91.11	29.91	4.000	
27.500	29.396	77.90	98.20	31.88	4.000	
30.000	29.029	84.98	105.2	33.89	4.000	
32.500	28.888	92.06	112.3	35.94	4.000	
35.000	28.933	99.40	119.7	38.10	4.000	
37.500	29.137	106.8	127.1	40.33	4.000	
40.000	29.471	114.3	134.6	42.58	4.000	
42.500	29.913	121.8	142.1	44.85	4.000	
45.000	30.444	129.3	149.6	47.14	4.000	
47.500	31.050	136.8	157.1	49.44	4.000	
50.000	31.720	144.2	164.5	51.74	4.000	
52.500	32.445	151.7	172.0	54.06	4.000	
55.000	33.218	159.2	179.5	56.38	4.000	

La Figura 3.5 muestra el comportamiento de la energía en el proceso y el área de transferencia de calor de la red de intercambio térmico. El servicio de calentamiento y el de enfriamiento aumentan con el aumento de la  $\Delta T_{\min}$ , lo que indica que es un proceso con pinch y es factible de optimizar.



**Fig. 3.5.** Diagrama de servicios(energía) y área vs.  $\Delta T_{min}$  de la RIC. **Fuente:** (HENSAD, 2001).

La Figura 3.6 muestra el resultado de la optimización del  $\Delta T_{min}$ . El  $\Delta T_{min}$  óptimo tiene un valor de 7,5 °C con un costo total mínimo de la RIC de  $20,1 \cdot 10^3$  \$/año.

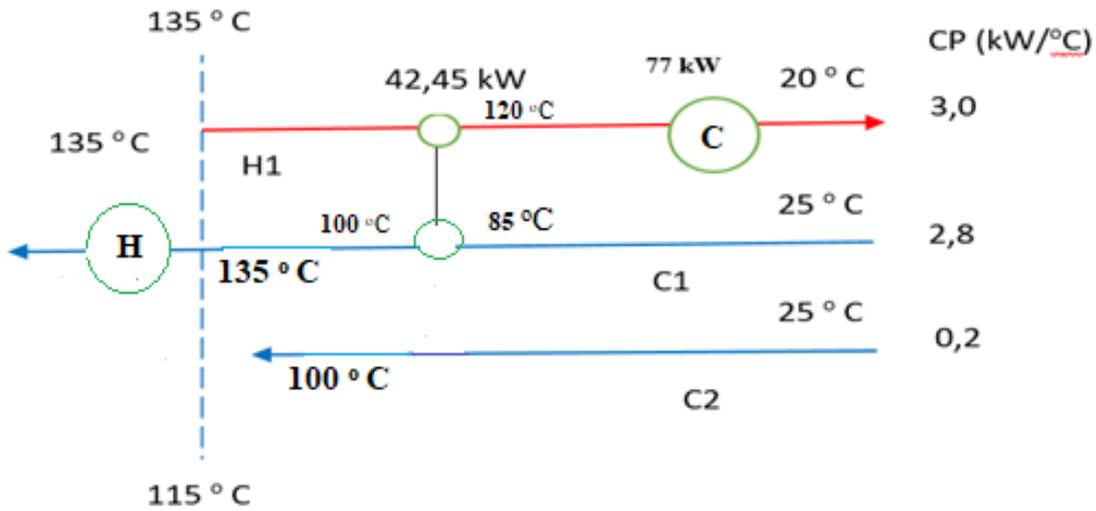


**Fig. 3.6.** Diagrama de Costo Total de la RIC vs.  $\Delta T_{min}$  de la RIC. **Fuente:** (HENSAD, 2001)

### 3.8.4 Diseño de la red de intercambio de calor

Para satisfacer las dos reglas descritas anteriormente, el proceso se debe dividir en el pinch. Eso se hace de forma clara al representar los datos de corrientes en un diagrama de rejillas.

La Figura 3.7 muestra los datos de las corrientes en una rejilla:



**Fig. 3.7.** Diagrama de rejilla del diseño de la RIC. **Fuente:** (HENSAD, 2001)

Sobre el pinch se puede usar vapor (hasta  $Q_h$  min) con una demanda de 57 kW y por debajo del pinch agua fría o refrigerada (hasta  $Q_{cmin}$ ) con una demanda de 77 kW.

Anteriormente se determinó que la RIC requiere 4 unidades de intercambio de calor, distribuidas como sigue:

- Arriba del pinch: un servicio de calentamiento (vapor)
- Abajo del pinch: un servicio de enfriamiento (agua) y dos intercambiadores de calor

El acoplamiento de las corrientes comienza con  $\Delta T_{min}$  en el pinch y trasladándose desde el pinch:

$$C_{Ph} \leq C_{Pc} \text{ (sobre el pinch) y } C_{Ph} \geq C_{Pc} \text{ (bajo el pinch).}$$

Como se observa en la Figura 3.7 arriba del pinch solo existe una corriente y debajo del pinch hay tres corrientes.

Por debajo del pinch tiene que cumplirse que  $C_{Ph} \geq C_{Pc}$ , por tanto, la corriente H1 se puede emparejar con la corriente C1 y con la corriente C2, aunque para propósitos del presente análisis solo se realiza con la corriente C1, siendo el balance de calor el siguiente:

$$(CP \cdot \Delta T)_{C1} = (CP \cdot \Delta T)_{H1}$$

$$2,83 \cdot (100 - 85) = 2,83 \cdot (135 - T_f) = 42,45 \text{ kW} \quad T_f = 120 \text{ °C}$$

El calor recuperado en este intercambiador es 42,45 kW

La corriente fría C2 no se puede calentar con vapor porque en correspondencia con los principios de la tecnología pinch no se puede situar un calentamiento por debajo del pinch ya que esta corriente necesita calentarse hasta 90 o 100 °C y la temperatura del pinch de la corriente compuesta fría es de 115 °C.

Sin embargo, para alcanzar 90 °C el flujo de sirope deber ser mayor, por lo que se supone un intercambio de calor entre H1 y C2 según el balance:

$$(CP \cdot \Delta T)_{H1} = (CP \cdot \Delta T)_{C2}$$

$$2,83 \cdot (120 - 95) = 70,75 \text{ kW} = m \cdot 3,88(90 - 25)$$

$$m_{(\text{sirope})} = 0,28 \text{ kg/s}$$

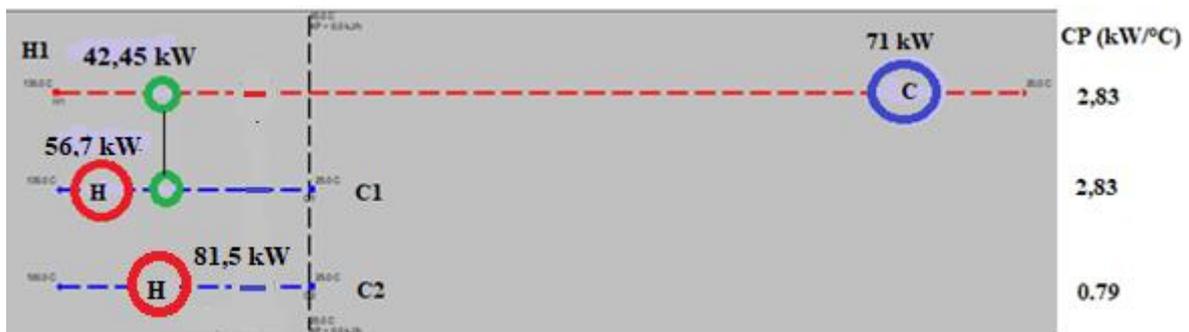
La entalpia de la corriente C2 es 81,48 kW que se satisface de forma cercana la demanda de calentamiento por intercambio térmico con H1.

A partir de este resultado se aplica la metodología y se obtienen nuevos resultados que muestran en la Tabla 3.8:

**Tabla 3.8** Tabla resumen de la RIC modificada

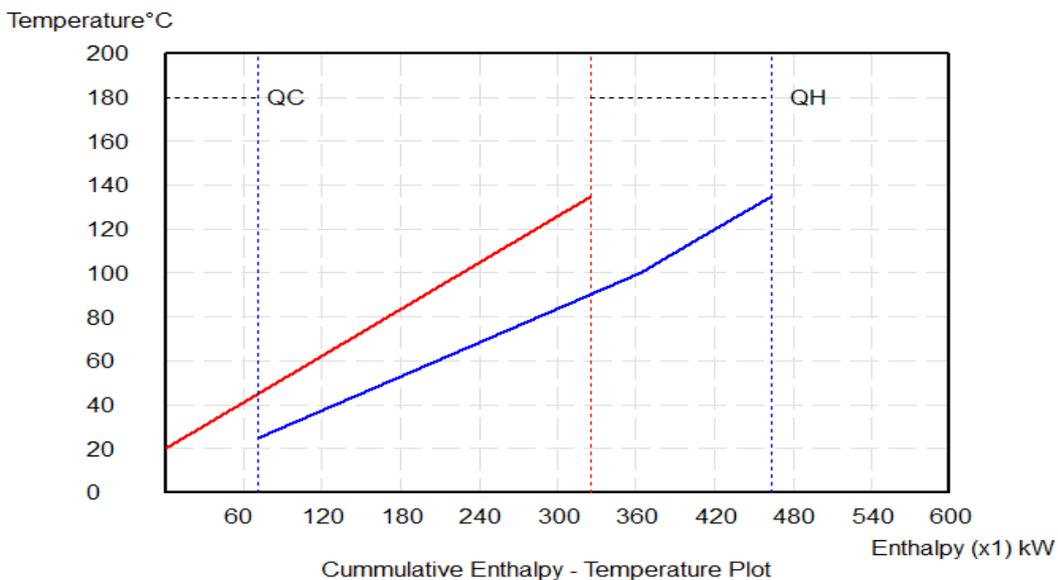
Table of Results					
Minimum Temperature Approach = 20°C					
Hot Stream Data					
Mass Flow	Cp	Temp In	Temp Out	Stream Enthalpy	Film Heat Transf. Coef
kg/s	kJ/kg/°C	°C	°C	kW	W/m2/°C
.7100	3.990	135.0	20.00	325.7	3000.
Cumulative Hot Stream Energy Available =				325.8 kW	
Cold Stream Data					
Mass Flow	Cp	Temp In	Temp Out	Stream Enthalpy	Film Heat Transf. Coef
kg/s	kJ/kg/°C	°C	°C	kW	W/m2/°C
.7100	3.990	25.00	135.0	-311.6	1000.
.2800	3.880	25.00	100.0	-81.48	1000.
Cumulative Cold Stream Energy Available =				-393.1 kW	
Data for Generating Temperature Interval Diagram					
Number of Temperature Intervals = 4					
Interval	Temperature Range		Excess Heat	Cummulative Q	
	°C	°C	kW	kW	
A	155.0	135.0	-56.65	-56.65	
B	135.0	120.0	-2.758	-56.65	
C	120.0	45.00	-81.48	-138.1	
D	45.00	20.00	70.82	-67.31	
Pinch Temperature - Hot = 45°C					
Pinch Temperature - Cold = 25°C					
Hot Utility Requirement = 138 kW					
Cold Utility Requirement = 71 kW					
Minimum Number of Exchanger Required to Accomplish Minimum Utility Loads					
In Special Circumstances the Minimum Required may be Lower than Indicated Below					
Number Above the Pinch =3					
Number Below the Pinch =1					
Data for Composite Enthalpy - Temperature Diagram					
Temperature	Hot Stream Enthalpy		Temperature	Cold Stream Enthalpy	
°C	kW		°C	kW	
20.00	.0000		0	70.82	
45.00	70.82		25.00	70.82	
120.0	283.2		100.0	364.7	
135.0	325.7		115.0	407.2	
155.0	325.7		135.0	463.9	
Heat Transfer Area for Process Exchangers in Network = 14 m2					

Como se observa, en la tabla resumen, el punto pinch se ha desplazado para el intervalo de 25 a 45 °C, aumenta el requerimientos mínimo de servicio de calentamiento y disminuye el requerimiento mínimo de servicio de enfriamiento, sin embargo, se mantienen 4 unidades de intercambio de calor, 3 arriba del pinch y 1 abajo, lo que indica mejor correspondencia con el proceso actual, y se cumple con el principio del pinch de situar los servicios y unidades de intercambio de calor de calentamiento arriba del pinch. Como se muestra en el diagrama de rejillas modificado (Figura 3.8), se puede colocar un único intercambiador que cumple con la regla ( $CP$  de la corriente H1  $\leq$   $CP$  de la corriente C1), un servicio de vapor en las corrientes C1 y C2 arriba del pinch y un servicio de enfriamiento por agua, abajo del pinch.

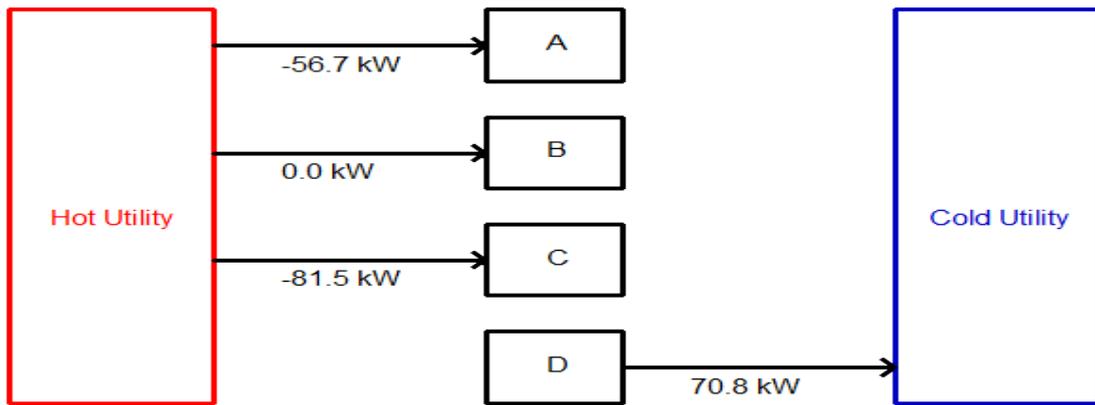


**Fig. 3.8.** Diagrama de rejilla de la RIC modificada. **Fuente:** (HENSAD, 2001)

En las Figuras 3.9 y 3.10 se muestran las curvas compuestas y la cascada de calor de la RIC modificada respectivamente.



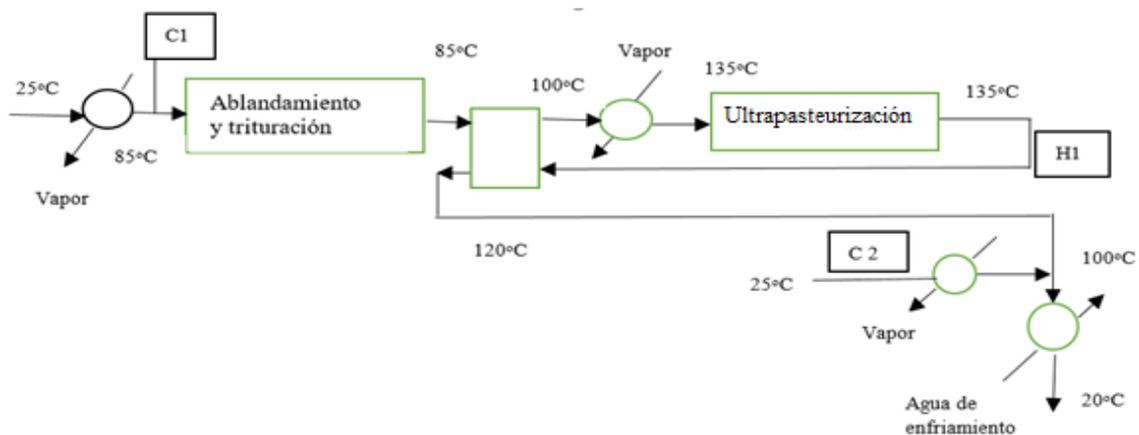
**Fig. 3.9.** Curvas compuestas del de la RIC modificada. **Fuente:** (HENSAD, 2001).



**Cascade Diagram**

**Fig. 3.10.** Diagrama de la cascada de calor de la RIC modificada. **Fuente:** (HENSAD, 2001).

Ahora el requerimiento de calentamiento en el tercer intervalo como se muestra en el diagrama de cascada (Figura 3.10) es 81,48 kW que coincide con la demanda de calentamiento de la corriente C2. Por tanto, el diseño modificado de la RIC incluye arriba del punto pinch, un intercambiador de calor (H1 – C1) y dos servicios de calentamiento con vapor (Figura 3.11).



**Fig. 3.11.** Diagrama de flujo de la RIC modificada. **Fuente:** Elaboración propia.

### 3.8.5 Determinación de las demandas de enfriamiento y calentamiento

- Cálculo de la demanda de agua de enfriamiento.

La energía acumulada disponible de la corriente caliente es 325,8 kW. Para una  $\Delta T_{\min} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$  la máxima recuperación de calor (MRC) entre las corrientes calientes y frías según las curvas compuestas es la diferencia 325,8 kW – 71 kW que determina un valor

de 254,8 kW el cual tiene que ser satisfecho mediante intercambio entre corrientes del proceso.

El diseño propuesto permite solo un intercambio de calor de la corriente H1 con C1 con un valor de 42,45 kW, por tanto, la diferencia entre el calor recuperado y la unidad de intercambio de calor colocada (254,8 kW – 42,45 kW) es de 212,35 kW que debe ser satisfecho mediante otros reajustes en la RIC, con integración de corrientes de otros subprocesos.

La demanda de enfriamiento en el proceso actual tiene que ser satisfecha con dos etapas de enfriamiento, con dos niveles de temperatura; para ello se adopta una temperatura de entrada del agua de 30 °C y una temperatura de salida de 70 °C y el yogurt entra a 90 °C para un  $\Delta T$  en el extremo caliente de 20 °C, donde el yogurt sale a 50 °C, entonces el flujo de agua se determina por el siguiente balance.

$$1^{\text{a}} \text{ etapa: } 0,99 \cdot 3,88 \cdot (90 - 50) = m_{\text{agua1}} \cdot 4,18 \cdot (70 - 30) \quad m_{\text{agua1}} = 0,91 \text{ kg/s} = 3\,308 \text{ kg/h}$$

$$2^{\text{a}} \text{ etapa: } 0,99 \cdot 3,88 \cdot (50 - 22) = m_{\text{agua2}} \cdot 4,18 \cdot (30 - 2) \quad m_{\text{agua2}} = 0,91 \text{ kg/s} = 3\,308 \text{ kg/h}$$

Consumo de agua de enfriamiento/refrigeración = 6 616 kg/h

Para un requerimiento mínimo de enfriamiento igual 71 kW, la demanda mínima de servicio de agua es de:

$$\text{Flujo mínimo de agua de enfriamiento} = 71/4,18 \cdot (70 - 30) + 71/4,18 \cdot (30 - 2) = 0,42 + 0,6 \text{ kg/s} = 3\,672 \text{ kg/h}$$

- Cálculo de la demanda de vapor

La energía acumulada disponible de la corriente fría es 393,1 kW. Para una  $\Delta T_{\text{min}} = 20$  °C la máxima recuperación de calor (MRC) entre las corrientes calientes y frías según las curvas compuestas es la diferencia 393,1 kW – 138 kW que determina un valor de 255,1 kW.

El diseño propuesto permite solo un intercambio de calor de la corriente H1 con C1 con un valor de 42,45 kW, por tanto, la diferencia entre el calor recuperado y la unidad de intercambio de calor colocada (255,1 kW – 42,45 kW) es de 212,65 kW que debe ser satisfecho mediante otros reajustes en la RIC, por ejemplo, el uso de la corriente de agua caliente que sale del tornillo sinfín con una potencia térmica que no se recupera o con integración de calor de otros subprocesos de la industria.

El consumo total de vapor en el proceso de fabricación de yogurt de soya, calculado mediante dos balances de materiales y energía es de 919,9 kg/h o 0,255 kg/s, por tanto, la potencia térmica se determina mediante la siguiente expresión:

$$Q = 0,255 \cdot 2133,8 = 544,12 \text{ kW}$$

El requerimiento mínimo de servicio de calentamiento es 138 kW, por tanto, el flujo mínimo de vapor se calcula para un vapor a 4 atm, con un calor latente de 2 133,8 kJ/kg:

$$\text{Consumo mínimo de vapor} = Q_{H_{\min}}/\lambda = 138 / 2\,133,8 = 0,064 \text{ kg/s} = 232,8 \text{ kg/h}$$

El consumo actual de vapor es aproximadamente 4 veces el consumo mínimo que se corresponde a 406,12 kW.

### 3.8.6 Evaluación económica

#### 3.8.6.1 Estimación de los beneficios

En la Tabla 3.9 se muestra el resumen de las demandas de calor en cuanto al balance de calor actual del proceso de fabricación de yogurt, los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento, la máxima recuperación de calor (MRC) y los ahorros potenciales en unidades de potencia térmica, de recursos energéticos y recursos financieros.

En la determinación de las cantidades respectivas, se asumen un valor calórico neto del combustible de 43 157 kJ/kg, 300 días de operación al año, 8 h/día y precios del combustible (FO) y agua de 512,9 \$/t y 0,1 \$/m<sup>3</sup>, respectivamente.

**Tabla 3.9** Determinación de los ahorros de combustible y agua

Demandas	Balance de calor		Integración de calor $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$				Ahorro			
	kW	m <sup>3</sup> /h	Servicio mínimo			MRC kW	kW	t/año FO	m <sup>3</sup> /año	\$/año
			kW	m <sup>3</sup> /h	t/h					
Calentamiento (vapor)	544,12	-	138	-	0,23	255,1	406,12	81	-	41 701
Enfriamiento (agua)	-	6 616	71	3 672	-	254,8	-	-	7 065 600	706 560
Total										748 261

Los beneficios aportados a la fábrica por el nuevo esquema propuesto se determinaron teniendo en cuenta los ingresos monetarios por concepto de ahorro de combustible y agua. A estos ingresos se añaden los ahorros potenciales por la recuperación del calor de los condensados y rehabilitación del aislamiento y el agua de reposición para la generación de vapor.

Los ingresos netos obtenidos como resultado de la determinación de los gastos de combustible y agua se muestran en la Tabla 3.10. En la tabla, el gasto de combustible por pérdidas de calor se ha calculado basado en las pérdidas de calor (643,73 kW); de igual forma, el gasto de agua por vertimiento de condensados se ha determinado basado en el cálculo del agua de reposición, con un valor 2,5 m<sup>3</sup>/h. A los ahorros totales en todos los procesos se suma el ahorro de combustible y agua de enfriamiento, determinados por la integración de calor (IC) mostrados en la Tabla 3.9 y se obtiene un ahorro total de 820 162 \$/año.

**Tabla 3.8** Ingresos netos por ahorros de combustible y agua

Procesos	Gasto de combustible por pérdidas de calor (t/año)	Vertimiento de condensados (m <sup>3</sup> /año)	Ahorro de combustible y agua de enfriamiento por IC (\$)	Ahorros totales (\$/año)
-Leche pasteurizada -Yogurt natural -Crema -Yogurt de soya -Queso	128,87	5802,00	-	71 901,00
Yogurt de soya	-		748 261,00	<b>820 162,00</b>

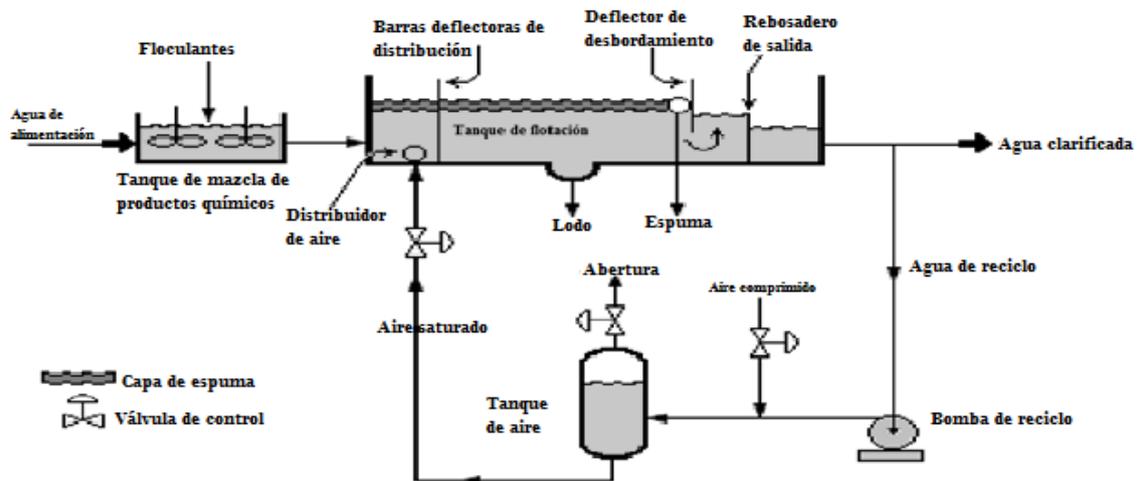
### 3.8.6.2 Determinación de los indicadores económicos

La aplicación del balance de materiales y energía en todo el proceso y la aplicación de la integración de calor ha mostrado que gran parte de las pérdidas de calor son causadas por los vertimientos de agua de proceso, intercambio térmico y condensados, por consiguiente, se justifica la selección de un equipo para el tratamiento primario de estos residuales, los cuales pueden ser reciclados con una determinada calidad que permita su uso para uno u otro propósito. Teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente, se selecciona un equipo de flotación por aire disuelto (FAD).

El sistema de FAD requiere menos tiempo que la decantación y permite una mayor carga de sólidos en el agua, tiene una alta eficiencia en la remoción de sólidos y alta tasa de separación, gran eficiencia en la remoción de sólidos suspendidos, generalmente superando los valores obtenibles con los decantadores más eficientes. Además, tiene la habilidad para extraer los contaminantes que pueden causar problemas y puede tolerar alta carga superficial.

El parámetro principal para la selección del equipo es el flujo de agua residual, en este caso se consideran los flujos de condensados y parte del agua utilizada en ablandamiento de frijol de soya es vertida, esta última puede alcanzar un valor de 12 m<sup>3</sup>/h, aunque por diseño es de 4,2 en un proceso con esquema tecnológico similar (López Fundora, 2017). Basado en estos análisis se supone un valor de 10 m<sup>3</sup>/h.

Para la selección del equipo de flotación por aire disuelto se tuvo en cuenta los datos ofrecidos por los fabricantes de este tipo de equipo (Alibaba, 2019). El esquema del sistema se muestra en la Figura 3.12 y el modelo propuesto por el fabricante para estas condiciones es el DAF-10, cuyas dimensiones se muestran en la Figura 3.13.



**Fig. 3.12.** Esquema del sistema de flotación por aire disuelto. **Fuente:** (Alibaba, 2019).

Model	Flow Rate(m <sup>3</sup> /h)	Recycle Pump Power(kW)	Air Compressor Power(kW)	Overall Size(mm)
DAF-5	5	3	0.37	3200*1200*1200
DAF-10	10	3	0.37	4000*1200*1200
DAF-20	20	4	0.37	4800*1200*1500



**Fig. 3.13.** Modelo de equipo de FAD. **Fuente:** (Alibaba, 2019).

En las Tablas 3.11 y 3.12 se muestra el costo de adquisición de la tecnología propuesta y los resultados de los indicadores económicos respectivamente, mostrando que es una

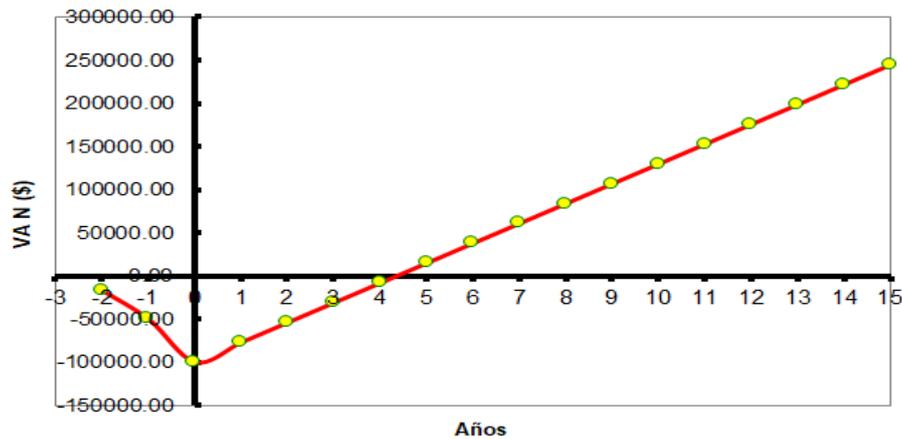
inversión rentables pues el equipo tiene 15 años de vida útil y se logra recuperar la inversión realizada en 4 años y medio como se puede observar en la Figura 3.14.

**Tabla 3.11** Costos de adquisición e inversión

Equipo	Costo de adquisición (\$)	Costo de inversión (\$)
FAD	20 000,00	49 720,00

**Tabla 3.12** Resultados del análisis de factibilidad

Indicadores de rentabilidad	
Valor actual neto (VAN), \$	106 332,16
Tasa Interna de Rendimiento (TIR), %	46
Período de recuperación al descontado (PRD), años	4,5



**Fig. 3.14.** Flujo de caja. **Fuente.** Elaboración propia

### 3.8.7 Análisis de los resultados y propuesta de mejoras al proceso.

En correspondencia con la Norma Cubana ISO 50 001, el desarrollo de la revisión energética incluyó el análisis del uso y el consumo de la energía basándose, en mediciones y otro tipo de datos; la identificación las áreas de uso significativo de la energía, mediante la aplicación de los balances de materiales y energía; el balance termoenergético y la aplicación posterior de métodos de integración de calor.

Atendiendo a las deficiencias tecnológicas, tales como el deficiente aislamiento de tuberías y el vertimiento de corrientes con potencia térmica recuperable, tanto frías como calientes que limitan un uso eficiente de la energía y por tanto afectan los indicadores de desempeño energético importantes como el consumo de vapor/unidad de

producto, corresponde la definición de oportunidades para mejorar el desempeño energético.

Las medidas que se proponen para la mejora del desempeño energético, constituyen en casi todos los casos, proyectos potenciales de inversión, siendo las siguientes:

1. Instalación de economizador a la caldera y recolección de condensados de equipos tecnológicos.
2. Instalación de unidades de intercambio térmico o uso de unidades existentes para el aprovechamiento de las cargas térmicas de corrientes de proceso.
3. Rehabilitar el sistema de aislamiento térmico y de instrumentación y control del proceso.
4. Análisis de las corrientes de proceso, condensados y agua de enfriamiento que actualmente constituyen residuales, para su reúso en correspondencia con su calidad (concentraciones, temperaturas) y cantidad (flujos).
5. Selección e incorporación en el tratamiento primario de residuales no contaminados con combustibles, un sistema de flotación por aire disuelto para la recuperación de agua con propósitos de intercambio térmico.

### **Conclusiones parciales**

1. El diagnóstico energético realizado en las actuales condiciones de operación muestra un 34,61 % de pérdidas de calor con una eficiencia térmica general de 65,38 %; por concepto de deficiente aislamiento, vertimiento total de condensados y fugas de vapor.
2. Los principales equipos consumidores de vapor son el pasteurizador de leche concentrada y a granel (591,2 kg/h), el tanque pasteurizador de leche para yogurt natural y cultivo (327,36 kg/h), y la línea de yogurt de soya (819,1 kg/h) que representa el 27,32 % del consumo total requerido por el proceso.
3. El desaprovechamiento de los condensados de todos los procesos determina gastos de combustible y agua de 207,7 L/día y 580,2 m<sup>3</sup>/mes de los 1 722 L/día y 6 068 m<sup>3</sup>/mes que se consumen como promedio, respectivamente.
4. Mediante el balance termoenergético en la industria y la aplicación de la metodología de integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt se identifican ahorros potenciales de recursos energéticos, tales como agua y Fuel Oil

que determinan un ahorro total de recursos financieros de \$ 820 162,00 en moneda total.

5. Es factible ejecutar proyecto de inversión con un presupuesto de \$ 49 720,00, a partir de los ingresos potenciales por concepto de ahorro de agua y combustible, cuya inversión se recupera en 4,5 años.

## CONCLUSIONES

1. El análisis energético del proceso de fabricación de yogurt de soya se complementa con la definición de los objetivos de la red de intercambio de calor y el diseño de la red de intercambio de calor que determinan una energía mínima de servicios de calentamiento y enfriamiento; máxima recuperación de la energía, incorporación de equipos eficientes y la conversión a un proceso integrado energéticamente.
2. El diagnóstico energético realizado en las actuales condiciones de operación identifica deficiencias tecnológicas y operacionales, tales como el vertimiento de condensados y agua con una potencia térmica recuperable, el insuficiente aprovechamiento del calor mediante el intercambio térmico entre corrientes de proceso y el deficiente aislamiento determinan una eficiencia térmica del 65,38 %.
3. El desaprovechamiento de los condensados de todos los procesos determina gastos de combustible y agua de 207,7 L/día y 580,2 m<sup>3</sup>/mes, de los 1 722 L/día y 6 068 m<sup>3</sup>/mes que se consumen como promedio, respectivamente.
4. La determinación de los objetivos y el diseño de la red de intercambio de calor (RIC) mediante la tecnología pinch permitió proponer modificaciones, tales como el uso de corrientes de aguas calientes y frías que son residuales actualmente y la recuperación del calor mediante el intercambio entre corrientes del proceso.
5. La aplicación del balance termoenergético y la metodología de integración de calor en el proceso de fabricación de yogurt identifica ahorros potenciales de recursos energéticos, tales como agua y Fuel Oil que determinan \$ 820 162,00 (moneda total) de ahorros totales y define un presupuesto para inversiones, factible de recuperar en 4,5 años.

## **RECOMENDACIONES**

1. Realizar un análisis que incluya la aplicación de la integración de calor en cada uno de los subprocesos de la industria que permita posteriormente un estudio de integración total en la industria.
2. Construir los esquemas térmicos de todos los procesos de fabricación con especificaciones técnicas del equipamiento y registro riguroso de los parámetros de operación, consumos de combustible, agua, electricidad y productos elaborados que permita la definición de una línea base energética.

## BIBLIOGRAFÍA

- AEC, (2018). *Gestión de la Energía*. [Online]. Recuperado de <https://www.aec.es/web/guest/centro-conocimiento/gestion-de-la-energia> [Accessed 20 mayo 2018].
- Alemayehu, Z. (2015). *Dissolved Air Flotation. Water Treatment [Online]*. Recuperado de <https://aaucivil.files.wordpress.com/2010/10/dissolved-air-flotation.pdf> [Online]. .
- Alibaba. (2019). *DAF plant for paper mill wastewater treatment [Online]*. Recuperado de :<http://www.made-in-china.com/products-search/hot-china->.
- Arango Bedoya, O., & Sanches E Sousa, L. (2009). *Tratamiento de aguas residuales de la industria láctea en sistemas anaerobios tipo UASB*. In F. d. C. *Agropecuarias*.
- Arango Ruíz, A., & Garcés Giraldo, L. F. (2007). *Tratamiento de aguas residuales en la industria láctea*. (2)
- ASPENTENCH. (2017). *Apen Energy Analyzer V 10*. USA
- Aya García, H. B. (2006). *Desarrollo de un modelo de programación lineal para la maximización del margen de contribución de las líneas de quesos y leche en la planta de indutrias lácteas*. (Tesis de Maestría). Universidad de Honduras. Honduras.
- Bernal, W. N. (2017). *Evaluación y mejora de la eficiencia energética en la producción de queso fresco en la planta de Cungapite (Cañar)*. (Tesis de Grado). Universidad Central de Cuenca. Ecuador.
- Biswas, S. (2015). *Heat Integration of a Milk Plant*. Electrical India.
- Bolaño Ennis, A. M. (2009). *Sistema de flotación por aire disuelto para el tratamiento de aguas residuales industriales Escuela de Ingeniería De Antioquia*. (Tesis de Grado de Ingeniería Ambiental) Antioquia, Colombia.
- Borroto-Nordelo, A. (2013). *Recomendaciones metodológicas para la implementación de sistemas de gestión energética según la norma iso 50001*. Cienfuegos.
- Borroto, A., Lapidó Rodríguez, M., Monteagudo Yanes, J., Armas Teyra, M. A., Montesinos Pérez, M., Delgado Castillo, J., . . . González Pérez, F. (2005). La Gestión energética: una alternativa eficaz para mejorar la competitividad empresarial. Medellín, Colombia. *Revista del Instituto de Energía*. Facultad de Minas (33), pp. 65-69 Recuperado de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=147019387005>

- Bracamonte León, R., & Varas Gamboa, I. P. (2019). *Diseño de redes de intercambio de energía aplicando la metodología del análisis Pinch*. (Tesis de Grado) Universidad Nacional de Trujillo, Perú.
- Bravo, D. (2015) *Energía y desarrollo sostenible en Cuba*. Centro Saucer 42 Recuperado de [http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S2223-48612015000400002](http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2223-48612015000400002)
- Calzadilla, L. (2016). *Integración energética mediante programación lineal en la sección de Hidrofinación de Diesel de una refinería de petróleo*. (Tesis de Maestría) Universidad de Matanzas, Matanzas.
- Cañizares Pentón, G., Cuevas Hernández, M., Pérez Bermúdez, R. A., & González Suárez, E. (2015). Diseño e integración del sistema de gestión de la energía al sistema de gestión de la calidad en la ronera central "Agustín Rodríguez Mena". ICIDCA. *Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*. vol. 49, pp. 46-45.
- Carretero Peña, A., & García Sánchez, J. M. (2012). *Gestión de la eficiencia energética: cálculo del consumo, indicadores y mejora* (A. A. E. d. N. y. Certificación) Ed.). España
- Castrillón, R. P., Monteagudo Yanes, J. P., Borroto Nordelo, A., & Quispe Oqueña, E. C. (2015). *Línea de Base Energética en la implementación de la norma ISO 50001. Estudios de casos El Hombre y la Máquina*. (pp. 137-143)
- Consultorio de Nutrición [CN] (2013). *La importancia de la leche y sus derivados* [Online]. Recuperado de <http://www.nutriyachay.com/blog/la-importancia-de-la-leche-y-sus-derivados/> [Accessed 20 marzo 2018]
- CONAMA. (2015). *Tecnologías de flotación por aire disuelto*. [Online]. from Recuperado de [http://www.sinia.cl/1292/articles-49990\\_03.pdf](http://www.sinia.cl/1292/articles-49990_03.pdf) [Online].
- CPMLN, (2018). *Manual de Buenas Prácticas Operativas de Producción más Limpia para la Industria Láctea*.
- Chaves Contreras, J. P., & Franceschi Arrieta, M. R. (2019). *Eficiencia de remoción de materia orgánica mediante carbón activado, en agua residual de la industria lechera*. (Tesis de grado) Bogotá, D.C. Colombia.
- Del Pilar, R., González, A. J., & Ciro Quispe, E. (2013). Mejoramiento de la eficiencia energética en la industria del cemento por proceso húmedo a través de la implementación del sistema de gestión. Medellín, Colombia. *Revista del*

- Instituto de Energía. Facultad de Minas*, vol. 80, pp. 115-123 Recuperado de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=49625661015>.
- Díaz Barro, J. C. (2017). Evaluación tecnológica de la planta de moldeados de celulosa de Jatibonico. (Trabajo de diploma) . Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Villa Clara.
- Díaz Betancourt, R. (2010). *Tratamiento de aguas y aguas residuales*. La Habana, Cuba: Editorial Félix Varela
- Erazo, R., Woolcott, J., Anaya, F., Gómez, H., & Calvo, E. (2010). Reducción de consumo de agua en el proceso de etanol carburante aplicando Tecnología Pinch *Rev.Per.Quím - Ing.Quím.*, (13), pp.14-22.
- Espinosa Pedraja, R. (2001). *La tecnología Pinch en el marco de la Industria Química*. (Tesis de Grado) Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, Cuba. , Villa Clara.
- Espinosa, R., & Hernández, J. P. (2014). *Gestión energética eficiente y análisis de los sistemas auxiliares en las plantas químicas*. Santa Clara, Cuba: Editorial Feijóo.
- Espinosa, R. O., Reymond, A., Machado S., Carrillo M .J. (1990). *Sistemas de utilización del calor en la industria azucarera*. La Habana.
- FAO, (2018 ). *El sector lechero mundial: Datos*. 5.
- Farrall, A. (1973). *Ingeniería para la Industria Lechera*.
- Fluence. (2017). *Flotación de Aire Disuelto* [Online]. Recuperado de <https://www.fluencecorp.com>
- Gaucín, D. (2017). *El mercado de lácteos I* [Online]. Recuperado de <https://www.economista.com.mx/opinion/El-mercado-de-lacteos-I-201705150003.html> [Accessed 10 marzo 2018]
- González, D. (2016). *Evaluación de Producción Más Limpias en la Producción de Yogurt de Soya de la Empresa de Productos Lácteos Escambray*. (Tesis de Grado) Univeridad Carlos Rafael Rodríguez de Cienfuegos, Cienfuegos.
- Guerra González, Y. (2012). *Evaluación de los equipos para la fabricación de helado en el Combinado Lácteo de Moa*. (Tesis de grado) Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Guantánamo.
- HENSAD. (2001). *Heat Exchanger Network Synthesis Analysis and Design*. copyright Richard Turton. versión 1.0.
- Juvier, D. (2016). *Aplicación del sistema de gestión total eficiente de la energía en la pasteurizadora “La Villareña” como etapa preliminar para optar por la*

- certificación ISO 50001*. (Tesis de Grado) Universidad Central Marta Abreu de Las Villas. Villa Clara.
- Keenan, J. (1988). *Steam Tables*.
- Kerkhoff, T. (1990). *Commission of the European Communities. Energy. An integrated design for a liquid milk plant using ice-bank technology for load spreading*.28
- Klemeš, J. J. (2013). *Handbook of Process Integration*. Woodhead Publishing Limited. UK
- Legarreta, D. (2018). *Integración energética en la UEB de Productos Lácteos de Santa Clara*. (Trabajo de diploma) Universidad Central “Martha Abreu” de Las Villas.
- Linnhoff, B. (1993). “*Pinch Analysis – A State of the Art Overview*”, Trans. I. Chem.71
- Linnhoff M., B. (1988). *Introduction to Pinch Technology*. Recuperado de : [www.linnhoffmarch.com](http://www.linnhoffmarch.com)
- López Fundora, A. L. (2017). *Evaluación del uso de la energía y el agua en una fábrica de productos lácteos*. (Trabajo de diploma) Universidad Central “Martha Abreu” de Las Villas. Villa Clara.
- Martínez, J., Domínguez, O., & Finetti, J. E. (2015). *Diseño de redes de intercambio de energía, su enseñanza en diseño de procesos en ingeniería química*. (Tesis de grado) Universidad Nacional de Salta.
- Matos, A. M. (2020 ). Energías renovables y ahorro energético en Cuba. CUBAHORA. 1ra. *Revista digital de Cuba*. Recuperado de <https://www.cubahora.cu/ciencia-y-tecnologia/energias-renovables-y-ahorro-energetico-en-cuba>.
- Medina, E. A. (2018). *Unidad 3ª, el análisis Pinch* [Online]. from Recuperado de <https://sites.google.com/site/procesosesiqie/modulos-del-curso/modulo-3-1/unidad-3a-el-analisis-pinch> [Accessed 20 marzo 2018].
- Montenegro Ramírez, R. (2015). *Universidad Carlos III de Madrid*. Leganés.España.
- NC-ISO 50001, (2011). *Sistemas de gestión de la energía - requisitos con orientación para su uso*.
- NDCC,(1997). *Guide to energy Efficiency Opportunities in the Dairy Processing Industry*.
- Pérez Ramos, D. (2014). *Integración de Procesos y Análisis de Cogeneración*. (Tesis de Grado) Universidad Central Marta Abreu de Las Villas . Villa Clara.
- PNUMA, (2004). *Eco-efficiency for the Dairy Processing Industry*.
- Ratnakar, S. (2013). *Energy management in a dairy industry*.(6)

- Sahdev, M. (2000). *Pinch Technology: Basics for the beginners*. Recuperado de : [www.cheresources.com/pinchtech1.shtml](http://www.cheresources.com/pinchtech1.shtml)
- Salager, J. L., & Forgiarini, A. (2007). *Fundamentos de la flotación In U. d. l. Andes* Venezuela.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*, John Wiley & Sons, Ltd., England.
- Tuset, S. (2019). *Tratamiento de aguas residuales en la industria láctea*.
- UNEP, (2000). *Cleaner production assessment in dairy processing*.
- Vacuba, (2018). *Industria láctea en Cuba*. Economía. Recuperado de <https://blog.vacuba.com/economia/industria-lactea-en-cuba/>.
- Veritas, B. (2018a). *Eficiencia Energética y Sostenibilidad* [Online]. from Recuperado de <http://www.bureauveritas.es/home/about-us/our-bussines-certification/area-of-activity/energy-efficiency-and-sustainability> [Accessed 20 abril 2018]
- Veritas, B. (2018). *Gestión Energética: mejore la eficiencia con la certificación ISO 50001* [Online]. Recuperado de <http://www.bureauveritas.com.ar/home/about-us/our-bussines/certification/management-systems/certification-gestion-energetica/sistemas-gestion-energetica> [Accessed 20 abril 2018]
- Visbal Arteta, E. J., & Proaño Avila, J. F. (2014 ). *Análisis de integración energética por el método pinch de la unidad de destilación primaria de la refinería de Talara – Perú*. ( Tesis de Maestría) Universidad de San Buenaventura Seccional Cartagena, Colombia.
- Vivekanand, N. (2005). *Dairy energy management and its possible energy conservation's*.
- Yamaret, Y. C. (2016). *Integración energética mediante programación lineal en la planta de reformación catalítica e hidrofinación de naftas de una refinería de petróleo*. (Tesis de grado) Universidad de Matanzas, Matanzas.

## ANEXOS

### Anexo 1: La estructura organizativa de la empresa

