

Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”
Facultad de Ingenierías
Departamento de Química e Ingeniería Química



**TÍTULO: INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN LA LÍNEA DE
JUGOS SIMPLES Y NÉCTARES DE LA EMPRESA CITRÍCOLA
“HÉROES DE GIRÓN” DE JAGÜEY GRANDE.**

**Tesis presentada en opción al título académico de
Ingeniero Químico**

Autor: Lisandra Sardiñas Aranguren.

Tutor: Dr. Agustín Benítez Hernández.

Ciudad de Matanzas. Cuba

2012.

Declaración de autoridad

Yo, Lisandra Sardiñas Aranguren, declaro ser la única autora de este trabajo de diploma, del cual se le entregó una original al departamento de Química e Ingeniería Química de la Facultad de Ingenierías de la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, y una en formato digital a la Empresa de Cítricos “Héroes de Girón”, a quienes autorizo darles el uso con la finalidad que estime conveniente.

Lisandra Sardiñas Aranguren

Autor

Nota de aceptación:

Institución

Presidente del tribunal

Firma

Evaluación

Fecha

“LA INNOVACION ES LO QUE DISTINGUE A UN LIDER DE LOS DEMAS”

Steve Jobs

Dedicatoria

Deseo dedicar este trabajo de todo corazón a:

A mi mamá por el orgullo que me da sentir ser su hija, por darme la oportunidad de crecer profesionalmente y por encontrar en ella el amor, la chispa, los consejos y la paciencia que me ayudan a vivir día a día.

A mi abuelo Julio Aranguren, por haberme dejado su amor, sus valores, conocimientos y la fuerza para levantarme cada día.

A mis tíos María y Vicente, y a mi abuela Esther que depositaron su confianza en mí, apoyándome a mí y a mi madre desde el primer momento hasta hoy.

A mi primo Adrian por ser ese hermano por quien lucho hoy y mañana, dándome las fuerzas que tiene para conmigo.

Agradecimientos

A mi madre por amarme como me ama, siendo en todo momento el sostén de mi vida, por apoyarme en mi superación y confiar siempre en mí.

A mi tutor Agustín Benítez, por confiar siempre en mis capacidades, proporcionarme la oportunidad de realizar este trabajo, por su constante e incondicional apoyo durante esta investigación.

A toda mi familia, en especial a mi abuela Esther y mis tíos María, Vicente y Mike por preocuparse y confiar en mí, apoyarme cuando lo he necesitado.

A todo el colectivo de la Empresa de Cítricos “Héroes de Girón” y especialmente los compañeros ingenieros Mariela Oliva Rodríguez y Luis A. Olivera, por guiarme, por apoyarme durante la realización de este trabajo y por su preocupación.

A Lidialis Corrales Pagé, quien ante todo ha sido mi mejor amiga, por su paciencia, su comprensión y apoyo en todo momento, gracias.

A Dios por permitirme llegar hasta aquí, a mis padrinos y a las Religiosas Filipenses por apoyarme espiritualmente cuando más lo he necesitado.

A todos mis profesores, por haberme formado a lo largo de mi carrera, gracias.

A mis compañeros de aula, que con muchos de ellos he aprendido a dar pasos en esta vida.

... y muchas gracias a todas aquellas personas que de una forma u otra han colaborado con la realización de este sueño de formarme como ingeniera química.

A todos, muchísimas gracias.

Resumen

El presente trabajo de investigación se realiza en la empresa citrícola “Héroes de Girón” de Jagüey Grande, con el objetivo de reducir el consumo de portadores energéticos de las líneas de jugos simples y néctares utilizando la tecnología *energy pinch*. Se diseñó una red de intercambio de calor alcanzándose una reducción de los recursos energéticos de la planta, disminución de costos por concepto de ahorro de combustible amén de la garantía del buen funcionamiento de los equipos. Se realiza una valoración técnica-económica de la propuesta, usándose herramientas como: elementos de mecánica de fluidos, termodinámica y métodos para evaluar económicamente la propuesta basada en el ahorro que representa el cambio. Esta solución representa ventajas económicas para la empresa y el país, fundamentalmente por la disminución de los costos por concepto de consumo de agua en el proceso, obteniéndose un ahorro de 146,27 m³/h para un 93 % de reducción de agua y en concepto de energía eléctrica y combustible se obtiene un ahorro de \$ 431611,65 por campaña, destinando una inversión que se recupera en menos de 5 meses.

Summary

This research is done in the citrus mill “Heroes de Giron”, in Jagüey Grande, in order to reduce consumption of energy in the lines of simple juices and nectars using the pinch of energy technology. We designed a heat exchange network for a reduction of the energy resources of the plant, reduced costs for fuel-saving concept. We performed a technical-economic assessment of the proposal, being used as tools: elements of fluid mechanics, thermodynamics and economic evaluation methods for the proposal based on the economy of the change. This solution represents economic benefits for the company and the country, mainly due to lower costs by way of decreasing the amount of water in the process, yielding a savings of 146.27 m³ / h for a 93% reduction of water and respect to electricity and fuel savings obtained \$ 431,611.56 by year, allocating an investment that is recovered in less than 5 months.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico.....	4
1.1. La energía. Eficiencia energética.....	4
1.2. Integración de procesos.....	5
1.3. Métodos de integración energética.....	7
1.4. Pinch energético.....	9
1.5. Conclusiones del capítulo.....	14
Capítulo 2: Materiales y métodos.....	15
2.1. Descripción tecnológica del proceso productivo.....	15
2.2. Simulación del proceso.....	18
2.3. Desarrollo de la tecnología pinch.....	19
2.4. Diseño preliminar de la red de intercambiadores.....	26
Capítulo 3: Análisis de los resultados.....	28
3.1. Ajuste del modelo simulado.....	28
3.2. Análisis del pinch.....	29
3.3. Integración energética.....	37
3.4. Análisis económico.....	40
3.5. Conclusiones del capítulo.....	48
Conclusiones.....	49
Recomendaciones.....	50
Bibliografía.....	51
Anexos	

Introducción

La Empresa de Cítricos “Héroes de Girón” se encuentra ubicada en la Autopista Nacional km. 142, municipio de Jagüey Grande. Se fundó el 19 de abril de 1983, con un costo de 35 millones de pesos, y desde entonces, constituye la principal carta de presentación del desarrollo industrial cítrico de Cuba, puesto que en esta industria se procesa más del 70-75 % de todos los cítricos cubanos dedicados a la producción de jugos naturales, concentrados y otros subproductos de estas frutas.

En la actualidad esta industria cuenta con un sistema de calidad certificado por la Oficina Nacional de Normalización y la firma BVQI, en la ISO 9002-1994. Su mercado fundamental es la Unión Europea y es miembro del Control Voluntario para la autenticidad de los jugos. Los principales productos de la entidad son:

- ❖ Jugo concentrado congelado de naranja y toronja.
- ❖ Jugo simple congelado de naranja y toronja.
- ❖ Jugo simple aséptico de naranja y toronja.
- ❖ Celdillas cítricas de naranja y toronja.
- ❖ Aceites esenciales y otros derivados aromáticos de naranja y toronja.
- ❖ Hollejo cítrico húmedo para alimento animal
- ❖ Néctares, mermeladas, cremas y trozos en almíbar de otras frutas tropicales.

En el caso de los cítricos, la planta cuenta con un proceso tecnológico de diferentes líneas de producción: la de recepción de frutas, la de extracción, en la cual se obtiene el jugo en extractores de zumo que se ramifica en diferentes líneas de producción para la obtención de diferentes productos terminados. En la industria alimenticia la totalidad de las producciones terminadas son sometidas a la pasterización y enfriamiento; estas operaciones se garantizan con intercambiadores de calor, unos de placas y otros de tubo en tubo. El producto terminado va a las llenadoras para su envase, cumpliendo con los requisitos establecidos por los clientes; este se almacena en cámaras refrigeradas en el frigorífico de la empresa hasta su posterior exportación, en el caso de los productos congelados, porque existen también algunos asépticos que no necesitan refrigeración.

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

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

El consumo de energía de esta industria está muy asociado al de la red de intercambiadores de calor, consumidores de vapor generado en las calderas que, a su vez, consume fuel oil uno de los portadores energéticos más importantes de la industria por el peso que tiene en el consumo de portadores, precio en el mercado, y por la importancia de su ahorro, tanto económica como ambiental para la empresa y, por supuesto, para el país.

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

¿Cómo reducir el consumo de portadores energéticos en la línea de jugos simples y néctares de la empresa de cítricos “Héroes de Girón”?

A partir del problema planteado se define como **hipótesis** de trabajo:

Si se integran las corrientes energéticas de la planta se podrá reducir el consumo de las utilidades.

Objetivo general:

Aplicar la tecnología pinch de energía para la reducción del consumo de portadores energéticos en las líneas de jugos simples y néctares de la empresa de cítricos “Héroes de Girón”.

Objetivos específicos:

- Actualizar el estado del arte en las temáticas: integración de procesos, tecnología pinch y optimización energética en industrias alimenticias.
- Describir al detalle, extrayendo los datos de las corrientes, el proceso tecnológico.
- Desintegrar energéticamente el diagrama de flujo del proceso tecnológico.
- Proponer una red de intercambio de calor que reduzca el consumo de portadores energéticos de la planta.
- Evaluar la propuesta económicamente, utilizando herramientas existentes basadas en el ahorro que representa el cambio para la empresa y el país.

Capítulo 1: Análisis Bibliográfico

1.1. La energía. Eficiencia energética.

Los recursos energéticos son el conjunto de medios con los que los países del mundo intentan cubrir sus necesidades de energía, la cual es la base de la civilización industrial; por lo que sin ella la vida moderna dejaría de existir.

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

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

La eficiencia energética entendida como la eficiencia en la producción, distribución y uso de la energía necesaria para garantizar calidad total, es parte del conjunto de problemas que afectan la competitividad de las empresas o instituciones. Esta implica lograr los requisitos establecidos por el cliente con el menor gasto energético posible y la menor contaminación ambiental por este concepto. (Campos, 1997)

Para lograr la eficiencia energética de forma sistemática es necesario la aplicación apropiada de un conjunto de conocimientos y métodos que garanticen esta práctica. Ellos deben ser aplicados a los medios de trabajo, los recursos humanos, los procesos, la organización del trabajo, así como los métodos de dirección, control y planificación. A tal efecto se ha desarrollado la tecnología de gestión total eficiente de la energía que sintetiza la experiencia, procedimientos y herramientas obtenidas en la labor por elevar la eficiencia y reducir los costos energéticos en la industria y los servicios. (Borroto, 2001)

El problema de la eficiencia en el uso y las transformaciones de la energía es, actualmente uno de los más importantes para la independencia energética de cada país y para lograr un desarrollo sostenible. En la práctica se tiene que especificar cómo tratar las energías no

térmicas; entre otras, la mecánica y la eléctrica. Estas últimas son las de calidad más alta, y es importante subrayar que sobre la base de la tendencia del calor de pasar espontáneamente de temperaturas más altas a temperaturas más bajas (que es el fundamento del segundo principio de la termodinámica), el derroche de energía es inevitable cada vez que se usa la energía térmica. (Altshuler, 2004.)

1.2. Integración de procesos

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

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

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

1.2.1. Clasificación de integración de procesos.

Desde la perspectiva de la integración de recursos, la integración de procesos puede clasificarse en:

- Integración de energía.
- Integración de masa.

Según Gundersen, (2000). La analogía más obvia está entre la transferencia de calor y la transferencia de masa. En la transferencia de calor, el calor es transferido con diferencia de

Capítulo 1: Análisis Bibliográfico.

temperatura. De modo semejante, en la transferencia masa, la masa (o ciertos componentes) es transferida con diferencia de concentración. (Gundersen, 2000.)

La integración de masa está basada en principios fundamentales de la ingeniería química combinados con análisis sistemático usando herramientas gráficas y basadas en la optimización. Esta facilita un entendimiento global de los flujos de masa dentro del proceso, guía al ingeniero a través de las complejidades de éste y le permite extender el alcance de cualquier actividad de desarrollo de proceso. (Arriola, 2000)

El *pinch* de masa, desarrollado por El-Halwagi (1989 y 1990), tiene un número de aplicaciones en la industria, cada vez que las corrientes de proceso intercambien la masa en un número de unidades de masa transferidas, algo semejante como absorbedores, extractores, etc., con lo que Gundersen, (2000) está muy de acuerdo.

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

La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso, e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución), y de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta.

El análisis *pinch* cuantifica los ahorros disponibles cambiando el mismo proceso. Muestra dónde los cambios al proceso reducen los objetivos globales de energía, no sólo el consumo local de energía.

El *pinch* reemplaza los viejos estudios de energía con información que puede ser actualizada fácilmente y usada para simulación. Dichos estudios pueden ayudar a evitar costos de capital innecesarios, identificando los ahorros de energía con una pequeña inversión antes de que los proyectos sean implementados.

En general la tecnología *pinch*, cuando se aplica, puede llevar a los siguientes beneficios: una reducción del costo del capital, y una disminución de la demanda energética específica, con resultados en instalaciones de producción más competitivas.

El escenario actual de la crisis energética alrededor del mundo y el objetivo principal de cualquier diseñador de procesos es maximizar la recuperación de calor de proceso-a-proceso y minimizar el uso del requerimiento de servicios (energía). Para alcanzar la meta de maximizar la recuperación de energía o minimizar los requerimientos energéticos, se requiere una apropiada red de intercambio de calor.

Según Gundersen (2000) la extensión más reciente es la tecnología *pinch* de hidrógeno, por Towler (1996) y Alves (1999). Las destilerías de petróleo experimentan en estos días una necesidad creciente por hidrógeno en responsabilícese por especificaciones nuevas (para el ejemplo en diesel y gasolina) del producto. El método *pinch* de hidrógeno es una herramienta para optimizar el sistema de distribución de hidrógeno y evaluar el alcance para introducir unidades de purificación.

1.3. Métodos de integración energética

Las herramientas de análisis de procesos desarrolladas con la integración de procesos, son técnicas de diseño genéricas, sistemáticas y de uso sencillo, tienen como base el tratamiento de programación matemática; se trabaja con funciones objetivos, modelos matemáticos y el tratamiento termodinámico en el cual se encuentra el análisis de *pinch*, específico para los estudios energéticos. (Catá, 2009)

- **Modelación matemática**

En este contexto, las funciones que describen los procesos químicos son, por lo general, fuertemente no lineales, por lo cual el programa matemático asociado, es no lineal. Otra característica, no menos compleja, asociada al vector de variables que debe considerarse en el modelado matemático del sistema, es el hecho de que muchas variables pueden tener un comportamiento aleatorio. Esto es debido a características inherentes al proceso, factores climáticos o de mercado, etc. Las variables de operación no tienen valores únicos y/o fijos sino que pueden fluctuar en torno a un valor estable, normal o nominal, admitiendo cualquier valor comprendido en un determinado rango de incertidumbre. (Zamora, 2005)

- **Análisis termodinámico**

Actualmente existen varias metodologías para el análisis de sistemas térmicos, entre ellas se encuentran el método exergético y la tecnología *pinch* cuyo objetivo básicamente es

mostrar su comportamiento termodinámico, y así identificar los componentes y variables más influyentes en el rendimiento global; posteriormente con otras metodologías más completas que incluyan conceptos económicos se procede al mejoramiento u optimización del mismo.

- **Método exergético**

El método exergético (basado en el segundo principio de la termodinámica) utiliza la exergía como piedra angular en el análisis de sistemas energéticos, dicha propiedad clasifica los diversos flujos energéticos de acuerdo con su nivel de disponibilidad o calidad, con respecto al medio ambiente, lo cual permite determinar criterios de perfección termodinámica de procesos que un análisis energético no puede hacer, o en su defecto arroja resultados incompletos o erróneos. Aunque los orígenes del método exergético datan desde la segunda mitad del siglo XIX (Arriola, *et al.* 2000), es después de la Segunda Guerra Mundial que ganó gran aceptación como herramienta de análisis entre la comunidad internacional, teniendo su mayor auge a principios del año 1980, de acuerdo con el número de publicaciones en bases de datos especializadas (Feng, 1997). Actualmente casi todos los libros de texto de ingeniería termodinámica hacen referencia en alguna sección o capítulo al análisis exergético, aunque son pocas las obras que se dedican en su totalidad a este tipo de tópicos (Kotas, 1995).

- **Tecnología pinch**

Linnhoff crea la tecnología *pinch* a finales del año 1970, y continúa su desarrollo en los años subsecuentes (Linnhoff, 1989). Surge como una herramienta para el mejoramiento del diseño de procesos contra la generalizada crisis energética mundial. Los principios están basados en los conceptos de calor y potencia termodinámicamente analizados, y su estrategia principal es numerar blancos (objetivos) a priori del diseño central (análisis de las reglas termodinámicas). Sin embargo, la metodología se ha extendido a otros sistemas que incluyen, los que combinan el calor y la potencia, esquemas de integración de columnas de destilación, hornos, diseño general de procesos.

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

La tecnología *pinch* busca aumentar la energía recuperada con lo que disminuye el consumo de energía, a la vez que se intenta minimizar el número de intercambiadores de calor y el área de éstos, que son factores que penalizan el control y, económicamente, la instalación de la red de intercambiadores. Esta tecnología permite establecer restricciones en el diseño y una comprensión intuitiva para el diseñador de la red de la transferencia de calor.

Desde el punto de vista económico, cuanto mayor sea el intercambiador instalado, mayor será la recuperación de calor conseguida, y con ello el ahorro en costos de energía en los equipos auxiliares de calentamiento y refrigeración, pero también es mayor su precio, al tiempo que se incrementa la energía de bombeo de los fluidos, con lo que la solución óptima económica se logra con un compromiso entre el ahorro económico producido en energía y los costes en los que se incurren para lograrlo, lo que tiene que ser objeto de un amplio y concienzudo estudio económico. (Renedo, *et al.*, 2003)

Después de estudiados y analizados los diferentes métodos de integración energética, la autora plantea que, a pesar de que pueden ser utilizados los tres métodos, el más abarcador para el tema planteado es la tecnología *pinch*, con la cual se trabajará más adelante.

Con respecto al criterio planteado por Renedo (2003) que “la tecnología *pinch* intenta minimizar el número de intercambiadores en el proceso, que son factores que penalizan el proceso”, la autora no está en total acuerdo pues no considera que la tecnología *pinch* no minimiza el número de intercambiadores, esto es algo relativo, y con respecto a la penalización, se considera que mientras menos intercambiadores tenga, estos van a trabajar con flujos en condiciones determinadas por lo cual el control automático de estos pocos intercambiadores va a ser más controlado.

1.4. Pinch energético

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin tener que especificar la red de intercambiadores. Este método fue concebido para mejorar el funcionamiento de redes de intercambio de calor también llamadas HEN debido a sus siglas en inglés (Heat Exchanger Networks)

Capítulo 1: Análisis Bibliográfico.

utilizando curvas de composición representando a las corrientes caliente y fría en diagramas T-H (temperatura entalpía). Debido a su relativa simpleza y facilidad de entendimiento, hubo quienes no resistieron la tentación de extenderlo hacia campos de aplicación para los cuales no había sido diseñado. (Wall, *et al.* 1996).

Los diseños de HEN, normalmente presentan un alto grado de flexibilidad frente a los cambios operacionales que pueden ocurrir. Algunos de los cambios realizados por necesidades de la propia industria, son tan grandes que requieren el rediseño de la HEN original; en otros casos se plantea el rediseño de la red producto de las mejoras considerables que pueda traer consigo la modificación de la misma; mientras que en otros el objetivo es obtener una nueva HEN rentable y que cumpla con los requerimientos técnicos necesarios, así como con las exigencias medioambientales. (Muñoz, 2009)

Según Geldermann (2005): “La idea básica del análisis *pinch* de energía es un acercamiento sistemático para la minimización de energía perdida, para llegar tan cerca posible a un sistema reversible. En su primer paso el análisis *pinch* produce la mejor recuperación posible de calor sin tener en cuenta cualquier restricción como por ejemplo pérdidas de calor. Además, la recuperación sólo puede ser lograda cambiando estructuras o condiciones del sistema investigado (por ejemplo el flujo evalúa, ejerce presión etcétera).”

El análisis *pinch* se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor, y para reconocer el punto *pinch*. El procedimiento, primero predice antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado en el punto *pinch*. Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. Finalmente la red se optimiza mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto, el objetivo primordial de un análisis *pinch* es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso al proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares). (Zamora, 2005)

Para hacer el análisis de una red de intercambio de calor, primero se identifican las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) en el proceso. Las corrientes calientes son aquellas que deben ser enfriadas o están disponibles para ser enfriadas; las corrientes frías son aquellas que deben ser calentadas, y las corrientes de

servicio son usadas para calentar o enfriar corrientes de proceso, cuando la transferencia de calor entre corrientes es económica o no práctica. Un número de diferentes servicios calientes (vapor, agua caliente, gas de flama, etc) y servicio fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante, etc.) son usados en la industria. De los balances de materia y energía se obtienen la temperatura inicial, la temperatura final y el cambio de entalpía en las corrientes. La tecnología *pinch* presenta una metodología simple para el análisis sistemático de los procesos químicos y de 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 fluir en la dirección de caliente a frío. En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente. En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. El acercamiento mínimo de temperaturas es la mínima diferencia permitida (ΔT_{min}) en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. El nivel de temperatura en el cual ΔT_{min} se observa en el proceso es llamado “punto pinch” o “condición pinch”. El *pinch* define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor, con lo que Renedo (2003) está de acuerdo.

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

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

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

1.4.1 Aplicación de la tecnología pinch en industrias

Integración de energía en fábricas de papel

Capítulo 1: Análisis Bibliográfico.

En general, la reducción del consumo de agua, a través de su reciclaje también ahorra energía en la industria de la pulpa y el papel, por lo cual es imprescindible comprender bien la interacción entre estos elementos.

El procedimiento seguido en esta fábrica consistió en un análisis sistemático y global de los sistemas de energía para identificar las oportunidades de recuperación del calor. Para mejorar la integración del calor se utilizó el análisis *pinch*.

Esto se realizó en paralelo con el análisis de las posibilidades de mejor uso de agua fresca y reciclado de aguas blancas dentro de la fábrica, las cuales tienen un impacto en el balance de energía.

Los estudios de integración de procesos en fábricas de este tipo han demostrado oportunidades para reducir la demanda de vapor en un rango de 5 -20 % en procesos eficientes y reducciones de 10 -40 % en procesos menos eficientes. Las modificaciones pueden implementarse en muchos casos con períodos de pago de menos de treinta meses.

Desde la introducción comercial de la tecnología *pinch* en 1982, esta ha alcanzado un récord de éxitos en el diseño y mejoramiento de procesos químicos entre los que se encuentra la industria de la pulpa y el papel. (Linnhoff, 1986)

Koufos (2001) describe la tecnología *pinch*, como una herramienta práctica para el manejo eficiente de la energía en la industria de la pulpa y el papel, combinando el análisis *pinch* térmico y el análisis *pinch* para la reducción del consumo de agua. En su trabajo se aprecian buenos resultados en el ahorro de energía.

En este caso se aplicará la tecnología *pinch*, sólo en la planta de fuerza, ya que es aquí donde existen las mayores potencialidades para el ahorro de vapor de forma tal que pueda ser destinado al resto del proceso aumentando la eficiencia energética en el mismo. Además, partiendo de que existe una distancia considerable entre la planta de generación de vapor y las otras plantas (planta de pulpa y papel); no es rentable el intercambio de corrientes entre plantas, ya que estas pueden llegar con menor temperatura afectando el proceso productivo. (Catá, 2009)

Integración de energía en la industria azucarera.

Capítulo 1: Análisis Bibliográfico.

El análisis *pinch* ha sido empleado extensamente alrededor de todo el mundo para mejorar la eficiencia de algunos procesos químicos como los petroquímicos, petróleo, pulpa y papel, azúcar, procesamiento de alimentos, entre otros (Muñoz, 2009).

Este análisis se ha convertido, en la actualidad, en un área de la ingeniería de procesos con un fuerte crecimiento hasta llegar a convertirse en tarea estándar.

Muy vinculado con esta técnica está la integración de procesos, término usado para la aplicación de metodologías desarrolladas para enfoques integrados, y sistemas orientados al diseño o rediseño industrial de procesos y plantas de procesos. En un inicio el objetivo de la integración fue la recuperación de energía, pero su ámbito se ha ampliado hasta cubrir numerosos aspectos del diseño de procesos, en el cual ha tenido una contribución importante el uso de los conceptos básicos de la recuperación de energía en otras áreas mediante el empleo de analogías. Por ejemplo, esto ha hecho posible la aplicación de técnicas de recuperación en el estudio de la transferencia de masa en los procesos y el manejo de agua en particular.

Debido a la importancia que ha alcanzado la expansión de la integración y dado el fuerte impacto que tiene en la ingeniería de procesos; en la actualidad está considerada por numerosas empresas como una “tecnología estratégica mayor en el diseño y la planificación de procesos”. (Gunderlsen, 2000.)

En la industria azucarera cubana se han obtenido logros significativos con el uso de la integración a través del análisis *pinch*. Los resultados han sido beneficiosos en todos los casos, haciendo que las plantas se volvieran más rentables y operasen en mejores condiciones. Sin embargo, de acuerdo con la literatura consultada, la aplicación de este tipo de estudio en otras industrias cubanas ha sido muy poca o inexistente, considerando que las condiciones de este país son propicias para iniciar estudios de integración en diversas industrias. La introducción de este tipo de herramienta en el quehacer de los tecnólogos cubanos implicaría que los beneficios aportados por la integración energética a la economía del país, impulsarían a alcanzar un uso más eficiente de la energía en las plantas, además de la disminución considerable en la emisión de contaminantes. (Cuesta, 2008)

La experiencia mostró que el análisis de *pinch* puede traer los beneficios en un enorme rango de plantas y procesos, grande y pequeño, ambos dentro de y fuera del proceso industrial “tradicional”. Las mejoras no sólo vienen proyectada por la recuperación de

calor, sino que también de cambiar las condiciones del proceso, con una mejor operación y una unión más eficaz con los sistemas de utilidad. El análisis de *pinch* ha ampliado un camino largo más allá de los estudios originales. Es ahora una parte integral de la estrategia completa para el desarrollo del proceso y el diseño, conocido a menudo la síntesis del proceso, y la optimización de plantas existentes. (Kemp, 2007)

1.5. Conclusiones del capítulo:

- En las técnicas de integración de procesos se encuentran las redes de intercambio de calor (HEN), las cuales son herramientas muy útiles para disminuir los consumos de energía en el proceso.
- Se demuestra que el método *pinch* de energía ha obtenido buenos resultados según la bibliografía consultada.
- La tecnología *pinch* es la que mejor se adapta en la industria azucarera, y considerando que la planta de producción de cítricos es similar a esta, se escoge esta tecnología para el ahorro energético de la misma.

Capítulo 2: Materiales y Métodos

En este capítulo se describirá la metodología seguida en la realización de este proyecto, teniendo en cuenta elementos tales como: la descripción del proceso productivo, el desarrollo de la tecnología *pinch* para la integración energética de la planta, el análisis de cada uno de las corrientes involucradas en el proceso, cuánto se consume en concepto de energía y en cuáles condiciones.

Es importante comentar que todos los cálculos que se realizan en la investigación se refieren a jugos de naranjas, porque en el tiempo que transcurre la investigación solo se procesa este producto, ya que la cosecha del mismo empieza desde enero hasta junio-julio, y en esta época es donde posee sus mejores características.

2.1. Descripción tecnológica del proceso productivo.

El plan citrícola de Jagüey Grande, es el más grande del país, compuesto por dos grandes empresas, una de ellas la Empresa de Cítricos “Héroes de Girón”, y tiene como principal proveedor a la Empresa de Cítricos “Victoria de Girón”, dicha entidad transporta las frutas desde los frentes de cosecha, a través de camiones hasta la industria; luego se procede a su pesaje en la báscula, continuando hasta el área de recepción donde se descargan; en este sitio se toma al azar una muestra, para analizar algunos parámetros de calidad de las frutas, se determina la cantidad de sólidos solubles (Brix), índice de madurez, acidez, distribución de calibre y contenido de jugo. Desde el área de descargue son transportadas y elevadas por cintas transportadoras y elevadores de cangilones hasta los silos, pasando por una mesa de preselección en la que son separadas las piedras, palos, pedúnculos, ramas con hojas que puedan traer desde el campo. Después de un almacenamiento temporal en los silos, la fruta es trasladada por cintas transportadoras hasta las tres líneas de trabajo, cada una constituida por:

Las frutas son lavadas con agua tratada en este equipo, por medio de una labadora, con hipoclorito de sodio; el contenido de cloro en el agua tiene que ser de 0.5 – 1.0 p.p.m para eliminar posibles bacterias o microorganismos presentes en las frutas. El recorrido continúa, subiendo las frutas por un elevador de cangilones hasta la tolva de alimentación a la mesa de selección en la que son separadas las frutas no aptas para el procesamiento, en

Capítulo 2: Materiales y Métodos.

mal estado, muy sucias, etc. Después pasan por una calibradora que está acoplada a la mesa de selección, esta operación se realiza con el fin de separar la fruta en tres calibres o tamaño y así facilitar la correcta extracción del jugo.

Los grupos de frutas calibradas se distribuyen en las cintas que alimentan los extractores, las que están divididas longitudinalmente de acuerdo al diámetro de las copas de los extractores, que coinciden con el calibre de las frutas que le llega; cuando en el extractor no son asimiladas todas las frutas, algunas regresan a las tolvas mediante cintas transportadoras que se llaman cintas de retorno. Los extractores están divididos en tres líneas de trabajo, con un total de 30 extractores y según el calibre de las frutas:

Los extractores son los encargados de obtener por separado las tres corrientes principales del proceso de producción: **el jugo, la emulsión de agua-aceite y los desechos sólidos.**

A partir del jugo extraído se obtienen cuatro productos mediante procesos diferentes:

- ❖ jugo concentrado congelado,
- ❖ jugo simple congelado,
- ❖ jugo natural aséptico,
- ❖ celdillas cítricas.

Jugo simple congelado: al jugo obtenido en los extractores se le separa la pulpa grosera en los tamizadores, y de forma natural se envasa en tanques de 10 000 litros, donde se prepara el lote, con los requisitos adecuados, y mediante una bomba se alimenta con 3 intercambiador de calor de placas (pasterización y dos secciones de enfriamiento) de acero inoxidable, que se puede expandir, aumentando su superficie de intercambio dentro del límite razonable, con un espesor de 0,5 mm, un consumo de vapor de 350 kg/h y de agua 47000 kg/h, con un área total de 53 m². La pasterización del jugo se realiza en intercambio con vapor, con el objetivo de darle el tratamiento térmico adecuado y así eliminar microorganismos y bacterias. El jugo de naranja es pasterizado a una temperatura que oscila entre 96 – 98 °C, con retención de 10 s. El que sale del pasterizador es sometido a un primer enfriamiento con agua de torre en un intercambiador de placas, y después pasa por otros dos intercambiadores de calor a placas que utiliza como agente refrigerante el glicol para enfriarse hasta 4 °C, ya con esta temperatura se puede envasar y el flujo es bombeado a

Capítulo 2: Materiales y Métodos.

la llenadora, se envasa en dos bolsas de nylon que van dentro de los bidones, una vez llenas las bolsas con el peso requerido se amarran con un atalazo, posterior a esto es tapado el bidón, asegurada su tapa y almacenados en las cámaras frías a $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$, para su posterior exportación.

Jugo natural aséptico: al jugo obtenido en los extractores se le separa la pulpa grosera en los tamizadores, y de la misma manera que cuando se produce jugo simple o natural congelado, este se almacena en los tanques de 10 000 litros donde se prepara el lote con los requisitos adecuados, y mediante una bomba y una válvula de tres vías, se alimenta otro tanque de balance que pertenece a la línea de jugo aséptico, de este tanque de balance el jugo pasa a un desareador para eliminar el oxígeno presente en el jugo, y así evitar la posterior oxidación del producto; después pasa por un intercambiador de calor concéntrico, serie de tubos concéntricos en acero inox AISI 316L para la esterilización del producto, a través de la circulación del agua recalentada, y además idóneos para enfriar el producto por medio de agua y glicol en circulación a través de la sección de precalentamiento y de preenfriamiento. El producto circula en la sección de anillo central; mientras el agua lo hace en contracorriente, tanto dentro como fuera de la sección. El consumo vapor saturado de 1000 kg/h y 8 bar de presión y el consumo agua de enfriamiento de $25\text{ m}^3/\text{h}$ y $80\text{ m}^3/\text{h}$ de glicol a 4,5 bar de presión con un longitud de cada tubo: 6,000 mm. El proceso es totalmente automatizado, y cuando todas las condiciones operacionales se cumplen, el jugo va directamente a la llenadora aséptica, se envasa en bolsas especiales de alta barrera porque este producto no puede tener el más mínimo contacto con el medio, los cabezales de la llenadora aséptica están diseñados para mantener la esterilidad y el producto final no necesita refrigeración, entonces se envasan en bidones o bins para su posterior exportación.

Celdillas cítricas: en este proceso no se separa el jugo de la pulpa, pues es ahí donde están contenidas las bolsitas de jugo o celdillas. En el mismo se separan los defectos en unos ciclones, se tamiza controlando el porcentaje de celdillas, después se somete al tratamiento térmico en el que se utiliza un intercambiador de tubo en tubo, constituido por dos tubos concéntricos de diámetros diferentes en acero inox AISI 316L, aptos para la esterilización del producto, a través de la circulación de agua recalentada, idóneos para enfriar el

producto por medio de agua y un segundo enfriamiento con glicol. Este intercambiador de calor tiene una configuración en contraflujo de fluidos que entran por los extremos opuestos y fluyen en sentidos opuestos. La temperatura de salida del fluido frío puede ser superior a la temperatura de salida del fluido caliente. Con una longitud de cada tubo de 6,000 mm, consumo vapor saturado de 500 kg/h a 8 bar de presión y consumo agua de 22 m³/h a 4,5 bar de presión. Después de este tratamiento térmico se el producto terminado es trasladado a llenadoras para su posterior envase. Esta línea es utilizada para tratar térmicamente las pulpas, mermeladas, cremas y los trozos en almibar elaboradas en la industria (mango, naranja, piña, toronja), ya que presentan las mismas especificidades de pasterización y enfriamiento, con un calor específico muy similar al jugo de naranja que contiene las celdillas producto que no se realizan en todo el año sino que se preparan cuando se tiene un pedido de producto. (Anexo 1)

2.2. Simulación del proceso.

La simulación de procesos se utiliza para predecir el comportamiento del proceso, utilizando principios de la ingeniería así como para la estimación de sus propiedades físicas, en los que los componentes deben ser mezclados, separados, calentados, enfriados y convertidos mediante operaciones básicas, facilitando los cálculos del balance de materia y energía del proceso.

En un primer momento de la simulación se adicionan los componentes que para este caso de estudio fueron agua, pulpa como celdilla y sacarosa, denominando las corrientes del proceso, y previamente se selecciona el modelo termodinámico de trabajo, seleccionándose para la simulación de esta planta la ecuación de estado SRK (Soave-Redlich Kwong) ya que el sistema es no ideal.

Una vez definida la lista de componentes y el modelo termodinámico asociado a esta, se simula el diagrama de flujo con cada una de sus operaciones y conexiones; con esto se está en condiciones para realizar una evaluación a las variables de operación que fueron necesarias para la integración que fue la entalpía de cada corriente.

2.3. Desarrollo de la tecnología *pinch*

En este caso se aplicará la tecnología *pinch* sólo en la planta de procesamientos de jugos simples y néctares, ya que es aquí donde existen las mayores potencialidades para el ahorro de vapor y refrigerantes de forma que puedan ser destinados a otro proceso, aumentando la eficiencia energética en el mismo.

2.3.1. Selección de las corrientes de integración

Durante el proceso de selección de las corrientes que deben ser integradas térmicamente se clasificaron en dos grupos todas las que formaban parte del caso de estudio. Para esto se revisaron los diagramas de flujo de cada línea del proceso, y se consultó finalmente con los ingenieros encargados de la planta.

Todas aquellas corrientes de la planta que conservan su composición y su masa, pero que por requerimientos del mismo necesitan ser enfriadas se denominan “corrientes calientes”, y aquellas corrientes que requieren calentamiento se clasifican como “corrientes frías”. En total se encontraron 9 corrientes, sin incluir las de servicios que por necesidades del proceso consumían o proporcionaban calor, las mismas se resumen en la tabla 2.1.

Tabla 2.1. Corrientes de proceso para análisis de integración térmica.

Corrientes	Temperatura entrada (°C)	Temperatura salida (°C)	Condición
1	27	98	Fría
2	98	45	Caliente
3	45	10	Caliente
4	24	98	Fría
5	98	46	Caliente
6	46	10	Caliente
7	24	46	Fría
8	46	13	Caliente
9	13	4	Caliente

Fuente: Elaboración propia.

2.3.2. Desintegración del proceso

La desintegración del proceso consiste en eliminar del diagrama de flujo del mismo, todos los consumidores energéticos, y en este caso particular los intercambiadores de calor, dejando indicado el flujo y la temperatura de entrada y salida de cada corriente.

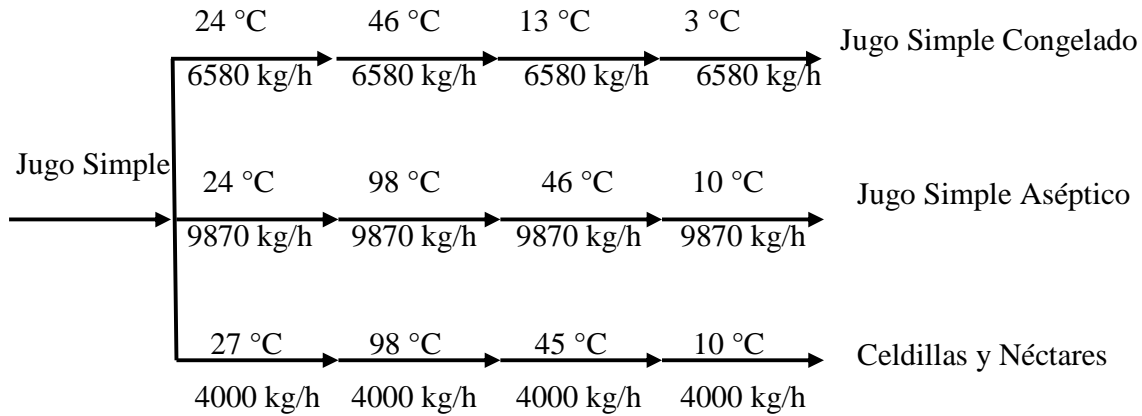


Figura 2.1 Diagrama de flujo desintegrado energéticamente del caso estudio.

Fuente: Elaboración propia.

Ya conocidas las corrientes a intercambiar es necesario un balance de masa y energía, el cual se determina aplicando la primera ley de la termodinámica:

$$\Delta H = Q \pm W \tag{2.1}$$

Conociendo que en un intercambiador no se realiza trabajo mecánico:

$$W = 0 \tag{2.2}$$

En la ecuación (2.1), considerando lo planteado en la ecuación (2.2) queda la misma simplificada de la siguiente manera:

$$\Delta H = Q \tag{2.3}$$

Donde Q representa el valor energético (calor), obteniéndose de la siguiente manera cuando se trata de calor sensible:

$$Q = m * C_p * (T_{ent} - T_{sal}) \tag{2.4}$$

y cuando se trata de calor latente:

$$Q = m * \lambda \tag{2.5}$$

Siendo:

Q: calor intercambiado, kW.

m: caudal másico, kg/h

Cp: calor específico del fluido, kJ/kg°C.

T_{ent}: temperatura de entrada del fluido, °C.

T_{sal}: temperatura de salida del fluido, °C.

W: trabajo mecánico, kW.

ΔH: variación de entalpía, kW.

Para la aplicación del método *pinch* de energía y conociendo el régimen de trabajo de las diferentes líneas de producción, se realiza un balance de masa y de energía mediante el simulador digital de HYSYS, con el objetivo de obtener las entalpías de las corrientes, a partir del diagrama de flujo del proceso simplificado en el que están presentes aquellos equipos que intercambien calor en el proceso. (Anexo 2).

Posteriormente se calculó la variación de entalpía como:

$$\Delta H = H_{final} - H_{inicial} \quad (2.6)$$

H_{final}: entalpía de salida de la corriente, kJ/kg.

H_{inicial}: entalpía de entrada de la corriente, kJ/kg.

Obteniéndose la tabla de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento.

Tabla 2. 2. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento.

Corrientes	T ent (°C)	T sal (°C)	H entrada (kJ/kg)	H salida (kJ/kg)	ΔH (kJ/kg)	Caudal (m) (kg/h)	Q (kW)
1	27	98	-12749	-12462	287	4000	319,1
2	98	45	-12462	-12677	-215	4000	-239,0
3	45	10	-12677	-12817	-140	4000	-155,7
4	24	98	-14502	-14220	282	9870	773,8
5	98	46	-14220	-14417	-197	9870	-540,5
6	46	10	-14417	-14553	-136	9870	-373,2
7	24	46	-14502	-14417	85	6580	155,5
8	46	13	-14417	-14542	-125	6580	-228,6
9	13	4	-14542	-14575	-33	6580	-60,4

Fuente: Elaboración propia.

2.3.3. Selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$

El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ (diferencia de temperatura mínima) o temperatura de aproximación mínima representa la menor diferencia de temperaturas que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor, para que la transferencia sea positiva. En el proceso se trabaja con intercambiadores de calor con flujos a contracorrientes y en paralelo, por lo que se conoce que en estos casos el comportamiento de los fluidos es diferente, como lo es también la diferencia mínima de temperatura:

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

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

Disminuyendo el valor de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ desciende el consumo mínimo de energía para el proceso y por otro lado el costo en energía incrementa a medida que el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ crece. Por lo tanto, se puede decir que existe una compensación entre los costos fijos y de energía. Así, la temperatura de la corriente caliente y fría en cualquier punto del intercambiador debe tener siempre una diferencia mayor o igual que la mínima diferencia de temperatura ($\Delta T_{\text{mínimo}}$). Este valor de ΔT representa el punto de partida en la recuperación de calor. En términos matemáticos, en cualquier punto del intercambiador se obtiene como:

$$\Delta T = T_H - T_C \quad (2.7)$$

Donde:

T_H : temperatura de la corriente caliente

T_C : temperatura de la corriente fría

Para escoger con qué $\Delta T_{\text{mínimo}}$ se va a trabajar, deben tomarse en cuenta las restricciones prácticas. Si se trabaja con una diferencia pequeña se requiere de intercambiadores que operen exclusivamente a contra corriente, lo cual es muy difícil de conseguir. El $\Delta T_{\text{mínimo}}$

que se recomienda para la mayoría de los casos es de 10° C, ya que es el valor recomendado por la literatura especializada.

2.3.4. Intervalos de temperaturas

Con el balance energético se calcula para cada intervalo de temperaturas el calor del mismo, como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías en el intervalo:

$$Q_{\text{intervalo}} = \left[(T_{\text{Cal}_{\text{max}}} - T_{\text{Cal}_{\text{min}}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrCal}} (m_i * Cp_i) \right] - \left[(T_{\text{Fría}_{\text{max}}} - T_{\text{Fría}_{\text{min}}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrFría}} (m_i * Cp_i) \right] \quad (2.8)$$

Donde:

$T_{\text{Cal}_{\text{max}}}$: temperatura máxima del intervalo en la corriente caliente, °C.

$T_{\text{Cal}_{\text{min}}}$: temperatura mínima del intervalo en la corriente caliente, °C.

$T_{\text{Fría}_{\text{max}}}$: temperatura máxima del intervalo en la corriente fría, °C.

$T_{\text{Fría}_{\text{min}}}$: temperatura mínima del intervalo en la corriente fría, °C.

El calor neto del sistema es igual a la suma del calor de todos los intervalos y tiene que coincidir con el calor neto obtenido de los datos de la corriente:

$$Q_{\text{neto}} = \sum_{i=1}^{\text{Intervalos}} Q_{\text{Intervalos}_i} \quad (2.9)$$

2.3.5. Diagrama de cascada

La construcción del diagrama de cascada permite determinar la cantidad óptima de energía que se debe suministrar y extraer del proceso mediante utilidades, así como la temperatura a la que se produce el *pinch*, conocido como el punto *pinch* o pliegue energético.

Por lo tanto, el punto *pinch* es único para cada proceso. Si se considera que cada intercambiador de calor por separado no debe tener una diferencia de temperaturas menor al valor de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, se puede hacer una separación del proceso en el punto *pinch*. Arriba de éste, en términos de temperatura, el proceso está en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares calientes Q_{Hmin} . El calor se recibe de un servicio auxiliar caliente, no se desecha y el proceso actúa como un sumidero de calor. Abajo del *pinch* el proceso se encuentra en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares fríos Q_{Cmin} . No se recibe calor, sino que se desecha a un servicio auxiliar frío y el proceso actúa como una fuente de calor. En resumen, arriba del *pinch* sólo se necesita servicios auxiliares calientes,

y abajo sólo servicios auxiliares fríos. Por lo tanto, para un diseño óptimo no se debe transferir calor a través del *pinch*.

Para el diseño del diagrama de cascada fue colocado arriba de los intervalos una fuente de energía (utilidades calientes) y debajo un sumidero de energía (utilidades frías). En cada cuadrado se balancea la energía que entra (encontrada al lado izquierdo y arriba de cada cuadrado) con la que existe para determinar la energía de salida de dicho intervalo.

La energía que sale de cada intervalo debe ser mayor o igual que cero. Cada vez que se requiera energía adicional para completar el balance de la etapa, se extrae de la utilidad caliente. Al final toda la energía remanente del proceso se pasa a la utilidad fría.

El calor neto del sistema es la diferencia de calor entre las utilidades frías y calientes y una vez más tiene que coincidir con el calor neto obtenido de los datos de la corriente:

$$Q_{neto} = \sum Q_{Utilidades_Frías} - \sum Q_{Utilidades_Calientes} \quad (2.10)$$

2.3.6. Curvas compuestas

Las gráficas de temperatura-entalpía conocidas como curvas compuestas, se usan para establecer objetivos energéticos, las cuales son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de este en el proceso (curva compuesta fría) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante (Cp) se representa en un diagrama T-H, mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea, está determinada por el cambio de temperatura que sufre así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentre arriba de la curva compuesta fría.

Donde las curvas se traslapan existe calor que se puede intercambiar de la curva caliente a la fría. La manera en que están hechas las curvas permite un traslape máximo entre ellas y por lo tanto una recuperación de calor máximo.

De esta manera, los requerimientos energéticos para el proceso se pueden proporcionar mediante el intercambio de calor entre corrientes de proceso y/o intercambio con varios servicios auxiliares por ejemplo, vapor y refrigeración a diferentes niveles, circuitos de aceite caliente, gases de combustión, etc.

2.3.7. Número de intercambiadores de calor

Con los resultados que se tienen hasta este punto, es decir, los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, se determina el número mínimo de intercambiadores requeridos. Como se menciona anteriormente el problema se descompone a partir del punto de *pinch*, esto es arriba del *pinch* donde solo se tienen servicios auxiliares calientes y esto es abajo del *pinch* donde solo se realizan servicios auxiliares fríos. En un diseño que cumpla con los requerimientos mínimos energéticos no se permite transferencia de calor a través de la temperatura del *pinch*, por lo que el número de intercambiadores mínimos es la suma de los intercambiadores tanto arriba como abajo del *pinch*, por separado que garanticen una transferencia eficiente para las condiciones mínimas de utilidades.

Por lo que número de intercambiadores encima del *pinch* se calcula como:

$$NIC_{sobre_el_pinch} = NCC_{sobre_el_pinch} + NCF_{sobre_el_pinch} + N_{utilidades_calientes} - 1 \quad (2.11)$$

y por debajo como:

$$NIC_{bajo_el_pinch} = NCC_{bajo_el_pinch} + NCF_{bajo_el_pinch} + N_{utilidades_Frías} - 1 \quad (2.12)$$

Donde:

$NIC_{sobre\ el\ pinch}$: número de intercambiadores sobre el *pinch*.

$NCC_{sobre\ el\ pinch}$: número de corrientes calientes sobre el *pinch*.

$NCF_{sobre\ el\ pinch}$: número de corrientes frías sobre el *pinch*.

$N_{utilidades\ calientes}$: número de utilidades calientes.

$NIC_{bajo\ el\ pinch}$: número de intercambiadores bajo el *pinch*.

$NCC_{bajo\ el\ pinch}$: número de corrientes calientes bajo el *pinch*.

$NCF_{bajo\ el\ pinch}$: número de corrientes frías bajo el *pinch*.

$N_{utilidades\ frías}$: número de utilidades frías.

2.3.8. Red de intercambio de calor

El método incorpora dos partes fundamentales:

- Reconoce la región del *pinch* como la parte con más restricciones, por lo tanto, comienza el diseño desde el *pinch* y se va moviendo hacia fuera.
- Permite que el diseñador escoja varias opciones de acoplamiento.

Para la realización del diseño se fue estudiando que corrientes calientes podrían acoplarse con algunas corrientes frías mediante la recuperación de calor que cuando esta se ha maximizando, las necesidades térmicas que quedan se deben suministrar con servicios auxiliares.

2.4. Diseño preliminar de la red de intercambiadores

Con la propuesta de intercambio de energía quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí. Solo falta ubicar el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo. Para ello se utiliza el diagrama de red, donde las corrientes frías y calientes se representan con líneas horizontales, con flechas que van de derecha a izquierda para las corrientes frías y de izquierda a derecha para las calientes. La temperatura de entrada y de salida de cada corriente se representa en ambos lados, y se coloca una línea discontinua y vertical representando la temperatura de *pinch*.

En la parte inferior de cada intercambiador se indica el calor que debe intercambiar y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos mediante un balance de energía.

2.4.1. Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente de la planta

Para la reconstrucción del diagrama de flujo del proceso previamente integrado, junto al diseño de los intercambiadores se deben tener en cuenta el área de transferencias como también diferentes coeficientes de transferencia de calor.

A continuación se muestra cómo calcular el área de transferencia de calor para cada equipo utilizando el método del LMTD:

$$A = \frac{Q}{Ud * LMTD} \quad (2.13)$$

Donde:

Q: es el calor que se transfiere en el intercambiador,

LMTD: es la diferencia media logarítmica de temperaturas que se calcula de la siguiente forma:

$$LMTD = \frac{(T_{salida_{corr_caliente}} - T_{entrada_{corr_fria}}) - (T_{entrada_{corr_caliente}} - T_{salida_{corriente_fria}})}{\ln \left(\frac{(T_{salida_{corr_caliente}} - T_{entrada_{corr_fria}})}{(T_{entrada_{corr_caliente}} - T_{salida_{corriente_fria}})} \right)} \quad (2.14)$$

Ud: el coeficiente global de transferencia de calor en condiciones de suciedad, que puede ser estimado mediante tablas o calculado como:

Para el cálculo del área de transferencia de los intercambiadores se tuvo en cuenta la tabla 48 del Brown, para estimar el coeficientes global de transferencia de calor, donde se estimaron para fluidos con densidad, viscosidad y conductividad térmica similar a la del agua en los intercambios agua y jugo, y en los intercambiadores que involucraban refrigerante y jugo, se estimaron según sus características.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados

3.1. Ajuste del modelo simulado.

Una de las variables fundamentales en la integración energética es el calor específico de las sustancias involucradas. Con el objetivo de estimar este parámetro a diferentes temperaturas y composiciones se realizó la simulación de la planta. En la figura 3.1 se muestra el comportamiento simulado del calor específico en el rango de temperaturas utilizadas en el proceso.

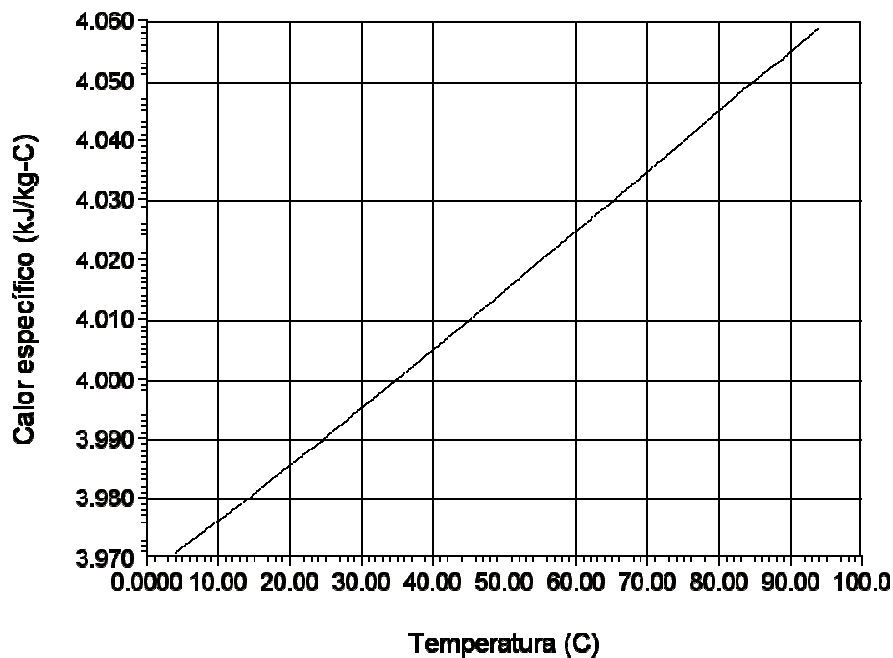


Figura 3.1. Estimación en Hysys del calor específico del jugo.

Fuente: Elaboración propia.

El departamento tecnológico de la empresa reporta, para 25 °C, un calor específico de 0,97 kcal/kg-°C. Comparando el resultado simulado con este reportado por la empresa se observa un error inferior a 2 % (Tabla 3.1)

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

Tabla 3.1. Calor específico del jugo natural.

Cp (25°C) reportada	Cp (25°C) simulada	Error
4,064 kJ/kg-°C	3,9904 kJ/kg-°C	1,8 %

Fuente: Elaboración propia.

3.2. Análisis del pinch.

Para la aplicación del método seleccionado se requieren los datos iniciales del proceso, en un primer momento los datos de temperatura y flujo de cada corriente para obtener los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento de cada una de las corrientes.

3.2.1. Análisis de los requerimientos de calentamiento y enfriamiento

Tabla 3.2. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento.

Corriente	Q (kW)
1. Fría	319,1
2. Caliente	-239,0
3. Caliente	-155,7
4. Fría	773,8
5. Caliente	-540,5
6. Caliente	-373,2
7. Fría	155,5
8. Caliente	-228,6
9. Caliente	-60,4
$Q_{neto} = \sum_{i=1}^9 Q_i$	-349,0

Fuente: Elaboración propia.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

El valor negativo del calor neto indica que el sistema tiene un exceso de energía de 349 kW. Esto significa que se necesitarán 349 kW más de utilidades frías que de calientes, como lo corrobora el balance entre los requerimientos de utilidades:

$$\begin{aligned} Q_{neto} &= \sum Q_{Utilidades_Frías} - \sum Q_{Utilidades_Calientes} \\ &= 574,12 \text{ kW} - 225,12 \text{ kW} \\ &= 349,0 \text{ kW} \end{aligned} \tag{3.1}$$

3.2.2. Diagrama de cascada.

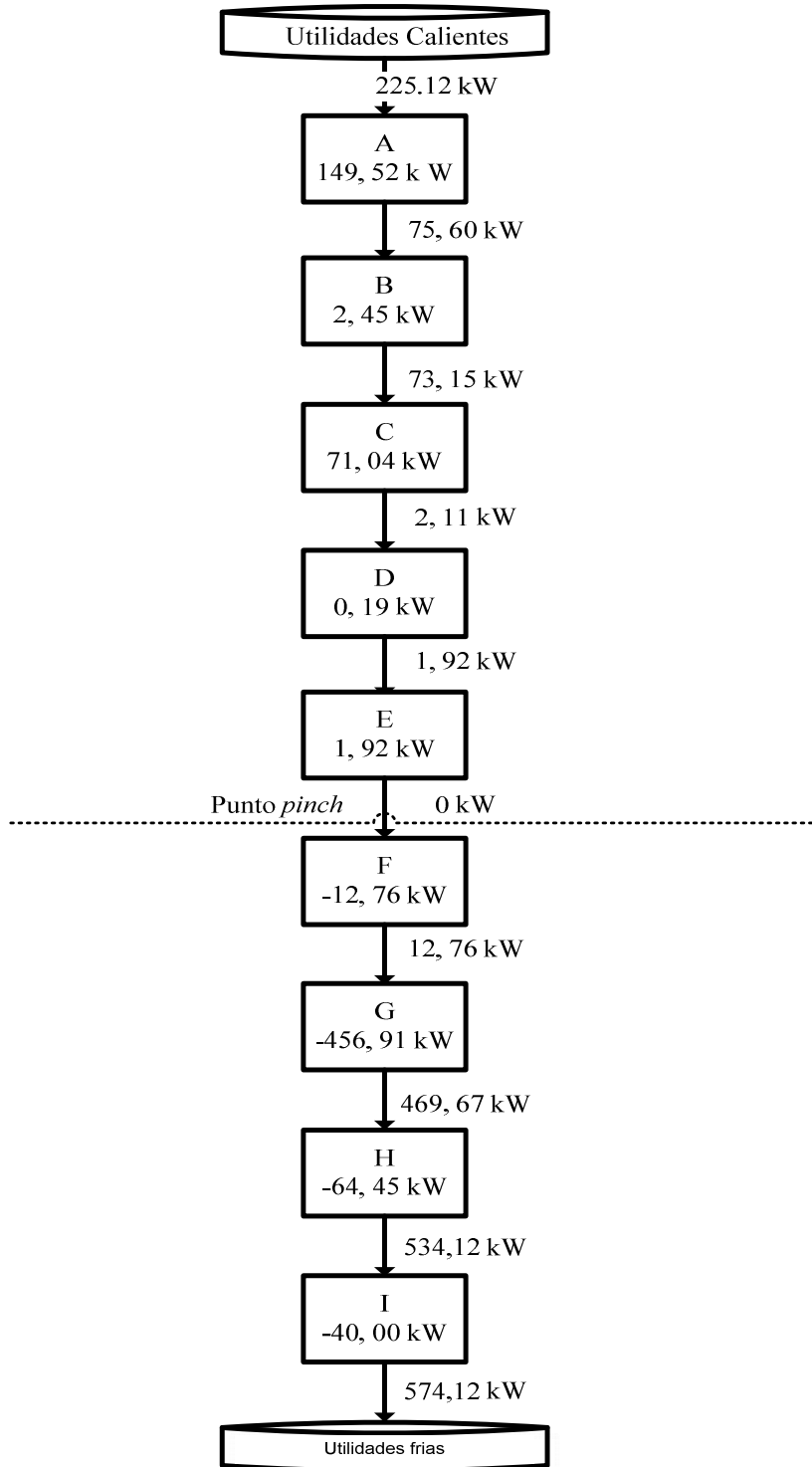


Figura 3.2. Diagrama de Cascada.

Fuente: Elaboración propia.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

A partir del análisis del diagrama de cascada (figura 3.2) se pueden determinar los dos intervalos de temperaturas entre los cuales no se intercambia energía son E y F. Por consiguiente, la temperatura donde ocurre el *pinch* en la parte fría del sistema (sobre el *pinch*) es 27 °C y la temperatura donde ocurre el *pinch*, en la parte caliente del sistema (bajo el *pinch*) es 37 °C. La temperatura media del *pinch* o (punto de *pinch*) es 32 °C.

El balance de energía en el diagrama de cascada también permite determinar la cantidad de energía que la planta no es capaz de autogestionarse y que debe ser suministrada como utilidades en forma de vapor, agua y glicol:

$$Q_{Utilidades_Frías} = 574,12 \text{ kW}$$
$$Q_{Utilidades_Calientes} = 225,12 \text{ kW}$$

3.2.3. Curvas compuestas.

A partir de las curvas compuestas que aparecen en la figura 3.2 se pueden determinar los mínimos requerimientos fríos ($Q_{Cmín}$) y los mínimos requerimientos calientes ($Q_{Hmín}$). La porción de la curva de donde parte la curva compuesta de corrientes fría (curva de color azul) hasta donde culmina la curva compuesta de corrientes calientes (curva de color rojo) proporcionó la cantidad de energía mínima que se recupera (Q_{Rec}).

Para este caso de estudio el calor máximo que se puede recuperar es $Q_{Rec} = 1200 \text{ kW}$, que no es más que todo aquel calor que puede ser intercambiado dentro del proceso entre sus mismas corrientes sin necesidad de las utilidades, donde se extiende la curva compuesta fría más allá de la caliente, no se puede recuperar calor, y por lo tanto es necesario el uso de servicios auxiliares calientes, para este caso $Q_{Hmín} = 225,124 \text{ kW}$. Lo mismo pasa con la curva compuesta caliente y en este caso el requerimiento de servicios auxiliares fríos es de $Q_{Cmin} = 574,124 \text{ kW}$.

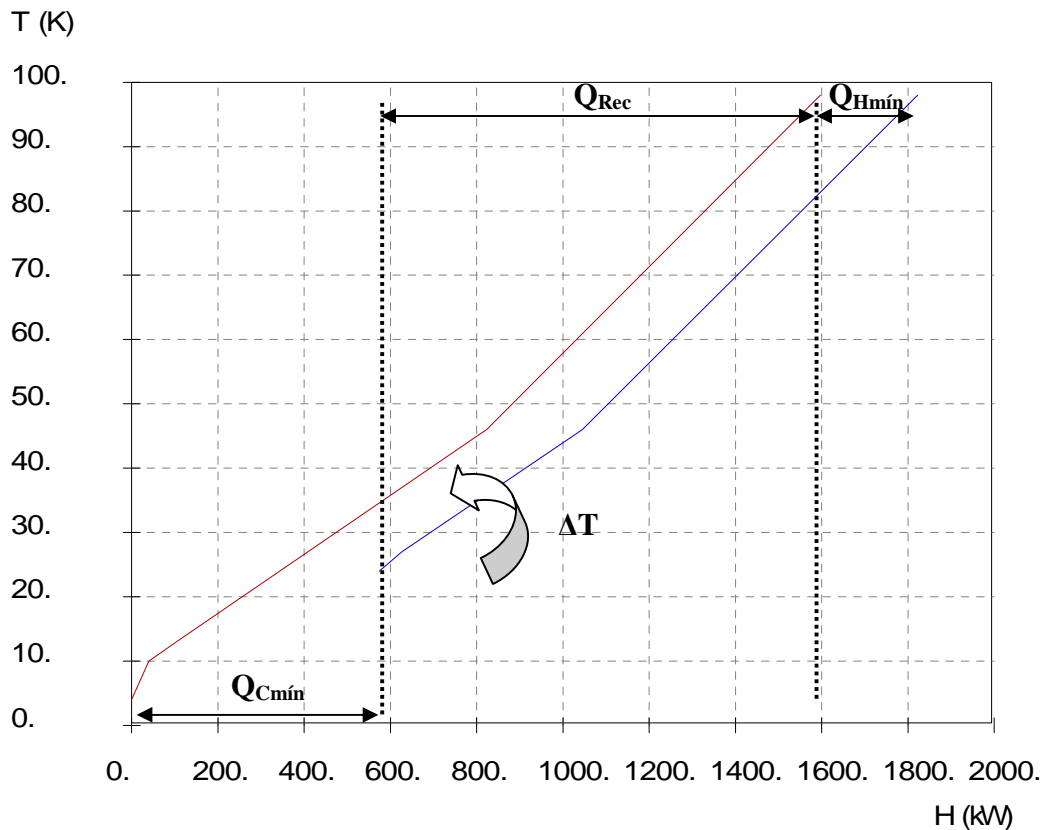


Figura 3.3. Curva compuesta.

Fuente: Elaboración propia.

3.2.4. Número de intercambiadores.

El proceso consta de 14 intercambiadores, en el que solo 3 de estos operan con utilidades calientes, 5 intercambian jugo-jugo, con el objetivo de pasterizar y de enfriar por encima del pinch; otros 2 de estos intercambian jugo-jugo con el mismo objetivo, pero en este caso por debajo del punto pinch, y los últimos cuatro intercambiadores utilizan utilidades frías.

3.2.5. Análisis de la red de intercambiadores de calor

Considerando así que el sistema se divide en dos regiones térmicamente independientes, fue diseñada una red por debajo del *pinch* y otra por encima del *pinch*. El número total de intercambiadores de calor a instalar es la suma de los mismos en ambas regiones. Con un

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

total de 14 intercambiadores de calor, 8 intercambiadores sobre el *pinch* y 6 intercambiadores bajo el *pinch*.

Análisis de la red de intercambiadores de calor bajo el pinch

Se consideraron 6 intercambiadores de calor para operar con 7 corrientes; 4 calientes y 3 frías (incluida una utilidad fría). En la figura 3.4 se muestra la red propuesta.

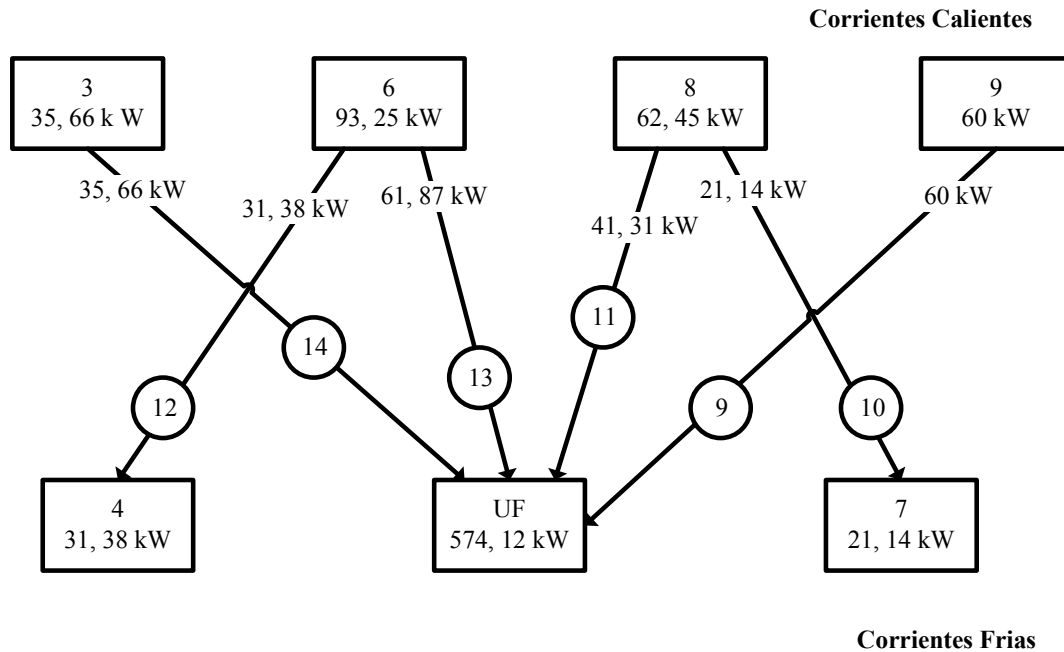


Figura 3.4. Propuesta de intercambio de calor bajo el pinch.

Fuente: Elaboración propia.

Análisis de la red de intercambiadores de calor sobre el pinch

Se consideraron 8 intercambiadores de calor para operar con 9 corrientes; 3 frías y 6 calientes (incluida una utilidad caliente). En la figura 3.5 se muestra la red propuesta.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

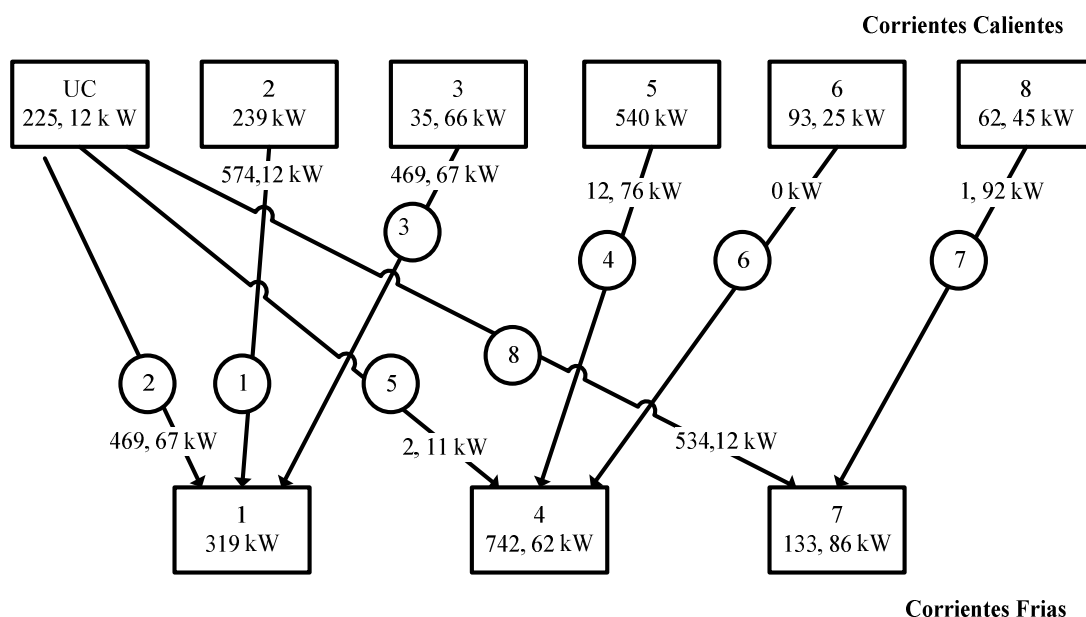


Figura 3.5. Propuesta de intercambio de calor sobre el pinch.

Fuente: Elaboración propia.

En el anexo 3 se muestra la red de intercambiadores que se ajusta a las condiciones de la planta.

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

$$\Delta T_{\text{Frío}} = T_{\text{salida}}_{\text{corriente_caliente}} - T_{\text{entrada}}_{\text{corriente_fría}} \quad (3.2)$$

$$\Delta T_{\text{Caliente}} = T_{\text{entrada}}_{\text{corriente_caliente}} - T_{\text{salida}}_{\text{corriente_fría}} \quad (3.3)$$

En la tabla 3.3 se resumen los datos de cada intercambiador de calor (temperaturas de entrada y de salida de las corrientes, los fluidos que intercambian, las diferencias de temperaturas y el calor intercambiado).

Se puede observar que todos los intercambiadores operan con temperaturas para un ΔT igual y superior al $\Delta T_{\text{mínimo}}$, pero ninguno trabaja a una temperatura inferior:

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

Tabla 3.3. Datos de los intercambiadores de calor.

Intercambiadores	Corrientes frías		Corrientes calientes		ΔT frío	ΔT caliente	Calor (kW)
	T _{entrada}	T _{salida}	T _{entrada}	T _{salida}			
1 (jugo-jugo)	35	88	98	45	10	10	239,00
2 (con H₂O_{caliente})	88	98	110	99	11	12	44,93
3 (jugo-jugo)	27	35	45	37	10	10	35,66
4 (jugo-jugo)	36	88	98	46	10	10	540,00
5 (con H₂O_{caliente})	88	98	110	99	11	12	104,60
6 (jugo-jugo)	27	36	46	37	10	10	93,25
7 (jugo-jugo)	27	36	46	37	10	10	62,45
8 (con H₂O_{caliente})	36	46	60	48	12	14	71,41
9 (con glicol)	-5	3	13	4	10	10	60,00
10 (jugo-jugo)	24	27	37	34	10	10	21,14
11 (con glicol)	-5	6	34	13	18	28	145,41
12 (jugo-jugo)	24	27	37	34	10	10	31,38
13 (con glicol)	-5	6	34	10	15	28	248,37
14 (con glicol)	-5	6	37	10	15	31	120,34

Nota: Las temperaturas están expresadas en °C.

Fuente: Elaboración propia.

Se propone como utilidad caliente en los intercambiadores 2 y 5, agua caliente que se calentará con vapor saturado. El uso de vapor directo en el calentamiento del jugo puede dañarlo y hacerlo inestable.

La masa de agua se calcula utilizando un despeje de la ecuación (2.4), quedando la misma:

$$m = \frac{Q}{C_p * \Delta T} \quad (3.4)$$

Con esta masa de agua se necesita un vapor para calentarla, y según las tablas de vapor saturado 1 a la temperatura de 99 °C le corresponde una entalpía de vaporización (h_{fg}) de 2259,7 kJ/kg, por lo que el caudal de vapor saturado se calcula por un despeje de la ecuación (2.5):

$$m = \frac{Q}{h_{fg}} \quad (3.5)$$

y se necesitan 238.21 kg/h (0, 238 t/h) de vapor para calentar 10 731.43 kg/h (10,73 t/h) de agua para garantizar 149.52 kW (538 288.56 kJ/h).

En el intercambiador 8 se propone utilizar agua de condensado vegetal, la misma llega de los evaporadores a 60 °C, y su uso actual en la industria es para la limpieza tecnológica y en las lavadoras de frutas. Su alta temperatura no permite que sea utilizada en las lavadoras en toda la temporada, ya que cuando las frutas están maduras se vuelven muy flácidas. Por eso se propone utilizar este condensado en el intercambiador 8. A su salida, el agua se encuentra ya en condiciones para ser aprovechada en las lavadoras de frutas en cualquier temporada.

Por lo que se calculó su masa de agua vegetal con la ecuación pertinente y se obtuvo un resultado de 113.76 kg/h para responder a 71.41 kW (257 072.76 kJ/h) necesidades de calor.

Para la utilidad fría, en todos los intercambiadores se propone utilizar glicol como refrigerante, ya que este es empleado en toda la planta para enfriar en el proceso a temperaturas inferiores a la temperatura ambiente. Para calcular el flujo de refrigerante se utilizó la ecuación (3.4), necesitándose para 4 intercambiadores una masa de 43 986,02 kg/h para garantizar 574,124 kW (2 066 846.4 kJ/h) de calor.

3.3. Integración energética.

Para aplicar la propuesta de integración energética se requiere realizar inversiones en el sistema de intercambiadores de cada línea por independiente, que implican la compra e instalación de tuberías y accesorios para los intercambiadores.

3.3.1. Análisis de la red de intercambio.

Considerando que la integración de los procesos de producción se integró por separados y conociendo las necesidades de la planta en cuestiones de ahorro se realizó una evaluación al área de intercambio de cada intercambiador con lo que se resume en la siguiente tabla que con las áreas de intercambio instaladas actualmente en la planta satisface la necesidades de intercambio de la nueva red propuesta

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

Tabla 3.4. Datos del área de los intercambiadores de calor de las líneas integradas.

Líneas de producción	Área actual total (m ²)	Área integración total (m ²)
Celdilla y néctares	36,64	28,49
Aséptica	78,04	67,61
Congelado	52,92	21,59

Fuente: Elaboración propia.

3.3.2. Área de intercambiadores.

El cálculo del área de transferencia de cada uno de los intercambiadores que conforman la red se resume en la tabla 3.5:

Tabla 3.5. Cálculo de las áreas de cada corriente en los intercambiadores de calor.

Intercambiadores	Corrientes Frías		Corrientes Calientes		Calor (KW)	LMTD (°C)	Área (m ²)
	T _{entrada}	T _{salida}	T _{entrada}	T _{salida}			
1 (jugo-jugo)	35	88	98	45	239	10	18,02
2 (con H ₂ O _{caliente})	88	98	110	99	44,93	12	2,96
3 (jugo-jugo)	27	35	45	37	35,66	10	2,69
4 (jugo-jugo)	36	88	98	46	540	10	40,67
5 (con H ₂ O _{caliente})	88	98	110	99	104,60	12	6,88
6 (jugo-jugo)	27	36	46	37	93,25	10	7,02
7 (jugo-jugo)	27	36	46	37	62,45	10	4,69
8 (con H ₂ O _{caliente})	36	46	60	48	71,41	13	4,14
9 (con glicol)	-5	3	13	4	60	10	4,78
10 (jugo-jugo)	24	27	37	34	21,14	10	1,60
11 (con glicol)	-5	6	34	13	145,41	23	4,86
12 (jugo-jugo)	24	27	37	34	31,38	10	2,38
13 (con glicol)	-5	6	34	10	248,37	21	9,02
14 (con glicol)	-5	6	37	10	120,34	22	4,13

Fuente: Elaboración propia.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

3.3.3. Consumo de utilidades.

En las siguientes tablas se demuestra el ahorro de utilidades que se logra en las líneas de producción integradas.

Tabla 3.6. Consumo de utilidades actuales en los intercambiadores de calor.

Líneas de producción	Consumo de:			
	Glicol (kg/h)	Agua caliente (kg/h)	Agua de torre (kg/h)	Vapor (kg/h)
Congelado	106000	25000	22000	350
Celdilla y néctares	22000	25000	40000	500
Aséptico	80000	25000	40000	1000
Total	208000	75000	82000	1850

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.7. Consumo de utilidades en los intercambiadores de calor integrados.

Líneas de producción	Consumo de:			
	Glicol (kg/h)	Agua caliente (kg/h)	Agua de condensado (kg/h)	Vapor (kg/h)
Congelado	16492	-	114	-
Celdilla y néctares	8974	3225	-	72
Aséptico	18520	7507	-	167
Total	43986	10732	114	238

Fuente: Elaboración propia.

Como se pudo observar en las tablas 3.7, con la integración se pudo reducir los consumos de las utilidades del proceso. El uso del refrigerante glicol se reduce en 79 % y se dejan de utilizar 146,27 m³/h de agua de torre (93 %), utilizándose solamente 10,7 m³/h de esta agua y 0,1 m³/h agua de condensado vegetal en uno de los intercambiadores.

3.3.4. Análisis de los intercambiadores instalados.

Para el análisis de la instalación de la nueva red de intercambio se comprobó como con el área que se tiene es suficiente para el intercambio por lo que se calcularon las áreas de cada

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

tubo en los intercambiadores y se realizó una distribución en los intercambiadores según la cantidad de tubos y placas:

- Para la línea de jugo simple aséptico, de 36 tubos en total, solo se necesitan 32 de estos, y con unos ajustes utilizando horquillas, tubos, codos y reducidos, se direcciona el jugo y las utilidades, cambiando las entradas y salidas de los mismos en los intercambiadores que en vez de utilizar 3 intercambiadores se utilizaran 5 intercambiadores con una misma área y una reducción de utilidades. (Anexo 4)
- En la línea de celdillas y néctares de 3 intercambiadores, después de la integración se necesitan 4 intercambiadores pero que de 36 tubos en total solo se necesitan 29 de estos y con unos ajustes utilizando horquillas, tubos, codos y reducidos, se direcciona el jugo y las utilidades, cambiando las entradas y salidas de los mismos en los intercambiadores. (Anexo 5)
- En la línea de jugo simple congelado se tienen 3 intercambiadores a placas, y analizando las áreas de estos, se llegó a la conclusión de que deshabilitando uno se completan los intercambios necesarios para un total de 5 intercambiadores. En uno de los intercambiadores se sitúan dos placas divisoras para dividir un intercambiador en tres secciones que serán cada una de ellas un intercambiador independiente con una división de 30 placas, una segunda de 10 placas y una última de 30 placas, quedando deshabilitada de este intercambiador 43 placas. Para el enfriamiento con glicol se utilizarán dos secciones una de 30 placas con una placa divisora en el medio y una segunda de 35 placas con un sobrante de 39 placas, por lo que solo se precisa de tres placas divisoras para direccionar el jugo y las utilidades. (Anexo 6)

En el anexo 7 se puede encontrar el diagrama de flujo integrado en cada línea de producción.

3.4. Análisis económico.

Teniendo en cuenta que el análisis de integración es una herramienta ágil, y que se centra en facilitar a la empresa una inversión mínima. Para llevar a cabo esta propuesta se necesita realizar una inversión que requiere de tuberías, accesorios, codos, reducidos y placas divisoras, para la cual se calcularon los costos de estos considerando los diámetros, longitudes y material, a partir de los datos del catálogo que aparecen en los materiales de

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

compra de la empresa, mostrándose en las siguientes tablas los costos necesarios en cada línea de producción:

Tabla 3.8. Costos de inversión de la línea de celdillas y néctares.

Línea Celdillas y Néctares				
Tuberías	Diámetro (mm)	Tramo (m)	Precio (\$/m)	Total (\$)
Tubería AISI 304	50	12	12	144
Codos	50	10	8,46	84,6
Reducido	50 a 30	1	11,1	11,1

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.9. Costos de inversión de la línea de jugo simple aséptico.

Línea de Jugo Simple Aséptico				
Tuberías	Diámetro (mm)	Tramo (m)	Precio (\$/m)	Total (\$)
Tubería AISI 304	50	4	12	48
Tubería AISI 304	65	10	17,4	174
Codos	50	4	8,46	33,84
Codos	65	12	13,32	159,84
Reducido	65 a 40	1	11,1	11,1

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.10. Costos de inversión de placas de la línea de jugo simple congelado.

Línea de Jugo Simple Congelado			
Placas divisoras	cantidad	Precio (\$/placa)	Total (\$)
Placas	3	4170	12510

Fuente: Elaboración propia.

El personal que realiza el montaje de la modificación es de la unidad de mantenimiento y reparaciones de la propia empresa, se planifica la tarea para 30 días de trabajo de 8 horas

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

laborables. (Según cálculos en la ficha de salario confeccionada en el departamento de mantenimiento y reparaciones).

Tabla 3.11. Costo de la inversión por mano de obra.

Mano de obra	Salario (\$/mes)
Electricista	380
Tecnólogo	470
Mecánico	360
Soldador	335

Fuente: Elaboración propia.

El costo total de la inversión, será entonces, la sumatoria de todos costos de adquisición de los equipos más el costo de instalación y montaje.

Tabla 3.12. Costo total de la inversión

	Costo total de la inversión (\$)
Tubería y accesorios	666,48
Mano de obra	1545
Placas	12510
TOTAL	14721,48 \$

Fuente: Elaboración propia.

Análisis de las utilidades ahorradas:

La evaluación económica se supone que una vez en explotación la modificación realizada los valores de eficiencia energética aumente y disminuyan los consumos de utilidades en todo el proceso, por tanto, para estos cálculos económicos se toman los valores de combustible y energía eléctrica, consumidos antes y después de la integración, tomando como base que una campaña regular tiene una duración de 200 días de 20 horas de trabajo.

Cálculo de la cantidad de combustible que se consume para generar vapor.

Por lo que el cálculo del consumo de combustible se realiza por la ecuación:

$$\eta_{\text{caldera}} = \frac{Q_{\text{útil}}}{Q_{\text{disponible}}} \quad (3.6)$$

$$\eta_{\text{caldera}} = \frac{m_{\text{vapor}} * (H_f - H_0)}{m_{\text{comb}} * (VCS + Q_{\text{físico}} + Q_{\text{vapor de atomización}} + Q_{\text{del aire}})} \quad (3.7)$$

$$m_{\text{comb}} = \frac{m_{\text{vapor}} * (H_f - H_0)}{\eta_{\text{caldera}} * (VCN + (Cp_{\text{comb}} * T_{\text{comb}}))} \quad (3.8)$$

Donde:

η_{caldera} : eficiencia de la caldera

$Q_{\text{útil}}$: calor útil (Kcal)

$Q_{\text{disponible}}$: calor disponible (Kcal)

$m_{\text{combustible}}$: flujo de combustible (kg/h)

m_{vapor} : flujo de vapor (kg/h)

H_0 : entalpía inicial del líquido saturado (Kcal/ kg)

H_f : entalpía final del líquido saturado (Kcal/ kg)

$VCS=VCN$: valor calórico neto (Kcal/ kg)

$Q_{\text{físico}}$: calor físico (Kcal/ kg)

$Q_{\text{vapor de atomización}}$: calor de atomización del vapor (Kcal/ kg)

Q_{aire} : calor cedido por el aire precalentado (Kcal/ kg)

Cp_{comb} : capacidad calorífica del combustible (Kcal/ kg °C)

T_{comb} : temperatura del combustible (°C)

Datos:

$T_0=90$ °C

Presión final (P_f)= 13 bar

Utilizando la $T_0=90$ °C se toma la entalpía de líquido saturado correspondiente a este valor (Keenan, 1978; Tabla 1).

$H_0=376.92$ kJ/kg (1 kcal / 4.19 kJ) = 89.96 kcal/kg.

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

Utilizando la $P_f = 13 \text{ bar} = 1.3 \text{ MPa}$ se toma la entalpía de vapor saturado correspondiente a este valor (Keenan, 1978; Tabla 1).

$$H_f = 2790.0 \text{ kJ/kg} \quad (1 \text{ kcal} / 4.19 \text{ kJ}) = 665.87 \text{ kcal/kg.}$$

$VCS = VCN = 9600 \text{ kcal/kg}$ (propiedades físicas y químicas de *fuel oil* según factura de CUPET).

$$T_{\text{comb.}} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$C_{p \text{ comb.}} = 0.45 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$ (propiedades físicas y químicas de *fuel oil* según factura de CUPET).

$Q_{\text{vapor de atomización}} = 0$ porque no se atomiza vapor a los quemadores.

$Q_{\text{del aire}} = [m_{\text{As}} C_{p \text{ As}} + m_{\text{agua}} C_{p \text{ agua}}] (T_{\text{aire}} - 25 \text{ }^\circ\text{C}) \approx 0$ considerando $25 \text{ }^\circ\text{C}$ la temperatura ambiente.

$\eta_{\text{caldera}} = 75 \%$ (Eficiencia de la caldera según estudios realizados en el departamento de tecnología de la empresa)

Tabla 3.13. Masa de combustible antes y después de la integración.

Flujos	Actual	Integrado	% reducción
$m_{\text{vapor}} \text{ (kg/h)}$	1850,00	238,21	87 %
$m_{\text{combustible}} \text{ (kg/h)}$	147,67	19,01	
$m_{\text{combustible}} \text{ (t/h)}$	0,1477	0,019	

Fuente: Elaboración propia.

Se calcula en valores el ahorro por concepto de consumo de combustible que condujo la modificación, en comparación con la situación existente, usando el costo promedio de una tonelada de *fuel oil* según facturas de CUPET de 732,47 \$/t, obteniéndose un ahorro de *fuel oil* de 377080 \$/campana.

Cálculo de la cantidad de energía eléctrica que se consume para transportar el agua de torre.

El agua de torre que va a los evaporadores e intercambiadores trabaja en un circuito cerrado y de esta forma hacer un uso racional del agua existe un bloque de cinco torres de

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

enfriamiento que tienen en la parte inferior una cisterna con una capacidad de 100 m³ de agua y una mas de 70 m³ de capacidad. También existen bombas para garantizar la respectiva distribución a la planta industrial.

Tabla 3.14. Caudal de agua de torre antes y después de la integración energética.

Agua de Torre	Actual	Integrado	% reducción
Caudal (kg/h)	157 000	10 731,43	93 %
Ahorro	146268 kg/h		
Ahorro	146,27 m ³ /h		

Fuente: Elaboración propia.

Con este ahorro se necesita calcular la potencia de la bomba que bombea esta agua con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{H q \rho g}{\eta} \quad (3.9)$$

Donde:

P: potencia de la bomba (MW)

H: carga de la bomba (m)

q: flujo volumétrico (m³/h)

η : eficiencia del motor

ρ : densidad del fluido (kg/ m³)

g: aceleración de la gravedad (m/s²)

Datos:

H: 80 m

η : 85 %, dato ofrecido por estudios realizados en el departamento de tecnología de la empresa.

ρ : 1116 kg/ m³

g: 9,81 m/s²

Costo de electricidad según datos ofrecidos por el departamento de energía de la empresa de 222,76 \$/MW

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

Tabla 3.15. Potencia de la bomba de agua de torre antes y después de la integración energética.

	Actual	Integrado
Flujo (m ³ /s)	0,044	0,0030
Potencia (MW)	0,041	0,0028
Ahorro	0,038 MW	
Ahorro	34037,73 \$/campana	

Fuente: Elaboración propia.

Cálculo de la cantidad de energía eléctrica que se consume para transportar el glicol.

El ahorro por concepto de glicol como refrigerante, da una panorámica del ahorro de energía eléctrica y se tendrá en el proceso de enfriamiento del glicol con amoníaco, ya que el glicol es un producto que trabaja en un ciclo cerrado y bombeado con una bomba a todos los procesos de la planta.

Tabla 3.16. Caudal de glicol antes y después de la integración energética.

Glicol	Actual	Integrado	% reducción
Caudal (kg/h)	208000	43 986,02	78 %
Ahorro	164013,98 kg/h		
Ahorro	164,01 m ³ /h		

Fuente: Elaboración propia.

Con este ahorro se necesita calcular la potencia de la bomba que bombea el glicol utilizando la ecuación (3.9)

Datos:

H: 40 m

η : 88 %, dato ofrecido por estudios realizados en el departamento de tecnología de la empresa.

ρ : 998 kg/ m³

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

g: 9,81 m/s²

Tabla 3.17. Potencia de la bomba de glicol antes y despues de la integración energética.

	Actual	Integrado
Flujo (m ³ /s)	0,058	0,012
Potencia (MW)	0,029	0,0,006
Ahorro	0,023 MW	
Ahorro	20493,92 \$/campana	

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.18. Ahorro total de la producción.

Ahorro neto en:	
Combustible	377080,00 \$/campana
Electricidad	54531,65 \$/campana
Ahorro	431611,65 \$/campana

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en los cálculos anteriores se pueden obtener ahorros en los portadores energéticos de la planta. En combustible se reporta un 87 % de ahorro, en agua un 93 % y en glicol como medio refrigerante un 78%.

Existe gran cantidad de herramientas que han sido desarrolladas para utilizar en la integración, entre ellos el flujo de caja diferencial (FCD), y el período de retorno de la inversión (PRI) (CAR/PL, 2007). El primero se define como el ahorro neto imputable a la implantación de la alternativa propuesta (sin incluir la amortización de la inversión) en comparación con el actual proceso productivo:

$$FCD = CPA - CPI \quad (3.10)$$

Donde:

FCD: flujo de caja diferencial

CPA: costo del proceso actual

CPI: costo del proceso integrado

Capítulo 3: Análisis de los Resultados.

El segundo análisis imprescindible es el *PRI*. Este es el tiempo necesario para que el flujo de caja diferencial acumulado compense la inversión (*I*) realizada para el proyecto:

$$PRI = \frac{I}{FCD} \quad (3.11)$$

Con los cálculos realizados se demuestra el beneficio económico que representa para la empresa, la modificación propuesta en cuanto al ahorro de consumo de combustible (*fuel oil*) y consumo de energía eléctrica.

El flujo de caja diferencial (FCD) es de 431611,65 \$/campaña y significa que la empresa ahorrará anualmente esta cifra por la implantación de la integración propuesta. El período de retorno de la inversión es de 136 h (cubriéndose la inversión en 4 meses y dos semanas aproximadamente) lo cual resulta una inversión extremadamente atractiva y fácilmente aceptada.

3.5. Conclusiones del capítulo

- El análisis de las curvas compuestas demuestra que la planta puede recuperar 1200 kW que no se tenían en cuenta.
- Se logró una red de intercambio en la cual se reducen los consumos de utilidades aplicando la tecnología *pinch*, considerándose un 87 % de ahorro de *fuel oil*, un 93 % de agua de torre la cuál no se necesita como medio de enframamiento y un 78 % de reducción de electricidad para la industria.
- Se pudo obtener un diagrama integrado energéticamente para el proceso para un total de 14 intercambiadores con su área respectivamente, respondiendo de forma significativa a lo esperado por la planta.
- Para la aplicación de la nueva propuesta se requiere de una inversión, la cual necesita de tuberías, accesorios y tres placas divisoras de un intercambiador.
- El balance económico demostró que la inversión reporta elevados beneficios netos, recuperándose en un período menor de 5 meses aproximadamente.

Conclusiones

1. Se pudo obtener un diagrama integrado energéticamente para el proceso con 14 intercambiadores, donde se puede recuperar 1200 kW y se logra llevar a cabo este intercambio con el área existente, comprobándose de esta forma la hipótesis planteada.
2. La bibliografía consultada permitió conocer que la tecnología *pinch* de energía, resulta la mejor alternativa para integrar energéticamente una planta química y de producción de alimentos.
3. En el modelo de simulación, del cual se obtuvieron los datos de las corrientes, los resultados representan la realidad con un error de 1,8 % para el calor específico del jugo de naranja.
4. Se logró una red de intercambio donde se reducen los consumos de utilidades, considerándose un 87 % de ahorro de *fuel oil*, un 93 % de agua de torre la cuál no se necesita 146 m³/h como medio de enfriamiento y un 78 % de reducción de electricidad en sistemas de bombeo en la industria.
5. Con la implementación de la modificación se dejan de consumir en la campaña 377080 \$/campaña de combustible y 54531,65 \$/campaña de consumo de electricidad y la empresa recupera su inversión en menos de 5 meses de campaña con el funcionamiento de las tres líneas de producción.

Recomendaciones

- Concluir la investigación con la puesta en marcha de la propuesta de integración energética.
- Realizar en el futuro un trabajo de investigación en las bombas de las líneas integradas.
- Se propone rediseñar el sistema de control automático de los intercambiadores dado los efectos negativos que sobre este tiene la integración.

Bibliografía

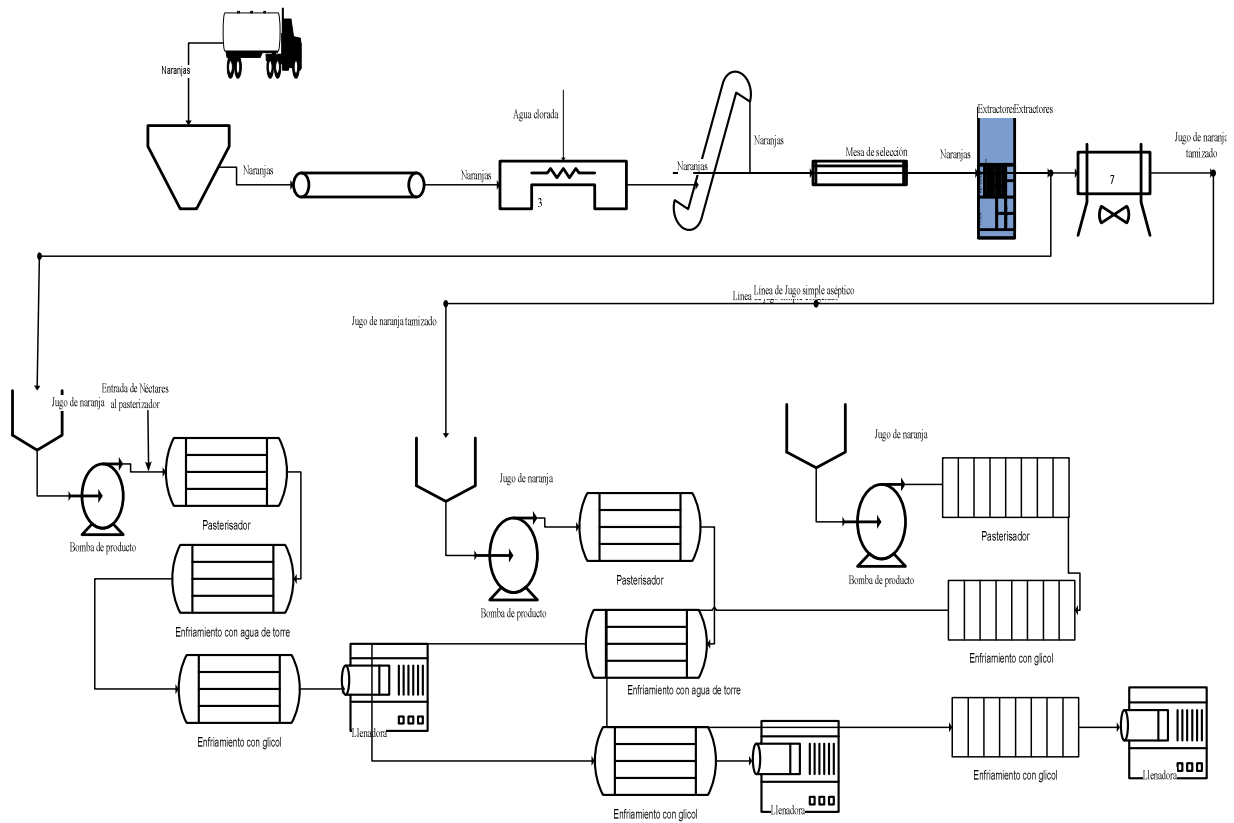
- 1 Altshuler, J. 2004. Suplemento especial. Editorial academia.2004.
- 2 Alves J.J. 1999. “*Analysis and Design of Refinery Hydrogen Distribution Systems*”, Ph.D. Thesis, UMIST, *Dept. of Process Integration*, September 1999.
- 3 Arriola, A and Figueroa, L; 2000. “*Energy analysis of the sugar production using modern techniques of process integration*”; 2000.
- 4 Batelle Columbus Division. “*Pinch technology tech commentary*”, Electric Power Research Institute, vol. I, no. 3, 1988.
- 5 Borroto, A. 2001. "Gestión energética empresarial". Editorial Universidad de Cienfuegos. Cienfuegos, 2001.
- 6 Brown, G. 1965. Operaciones básicas de la ingeniería química. Editorial Marín, S.A. Barcelona. España.1965.
- 7 Campos, J.C. 1997. “La eficiencia energética en la gestión empresarial”. Editorial Universidad de Cienfuegos, Cuba, 1997.
- 8 Cao, K., Feng, X. y Ma, H. 2007. *Pinch multi-agent genetic algorithm for optimizing water-using networks*. Computers and Chemical Engineering. 2007.
- 9 CAR/PL. 2007. Análisis de las viabilidades técnica y económica. DAOM: Diagnóstico Ambiental de Oportunidades de Minimización. Departament de Medi Ambient: Generalitat de Catalunya, Barcelona, 2007, 9, págs. 69-74.
- 10 Catá Salgado, Y. 2009. Experiencia en la integración de procesos en la industria papelera, utilizando el ASPEN PLUS. Tecnología Química Vol. XXIX, No. 2, 2009.
- 11 Cuesta, L. F y Pérez, A. 2008. Integración energética de columnas en refinerías de petróleo. Revista estudiantil nacional de ingeniería y arquitectura. P.96.
- 12 Departamento de tecnología. (Revisión 2011a). Descripción del proceso productivo de la empresa de cítricos Héroes de Girón. Empresa de cítricos Héroes de Girón. Documento de trabajo.
- 13 Dunn, RF. y El-Halwagi, MM. 2003. *Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry*. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 2003, Vol. 78.

- 14 El-Halwagi M.M. y Manousiouthakis V.1989. “*Synthesis of Mass Exchange Networks*”, AIChE Jl., vol. 35, no. 8, pp. 1233-1244, August 1989.
- 15 El-Halwagi M.M. y Manousiouthakis V.1990. “*Automatic Synthesis of Mass Exchange Networks with Single Component Targets*”, Chem. Eng. Sci., vol. 45, no. 9, pp. 2813-2831, 1990.
- 16 Feng, Z; 1997. “*Combining Pinch and Exergy Analysis for Process Modifications*”. *Applied Thermal Engineering* vol 17 N₀ 8 1997.
- 17 Geldermann, J., Treitz, M., Schollenberger, H. y Rentz, O. 2005. *Evaluation of VOC recovery strategies. Multi Objective Pinch Analysis (MOPA) for the evaluation*. Springer-Verlag 2005.
- 18 Gunderlsen T. A. 2000. *A process integration primer. International Energy Agency (IEA). Norway, 2000.*
- 19 Keenan, Joseph H, 1978. *Steam tables, Thermodynamic properties of water, including vapor, liquid, and solid phases*. Editorial SI Units.
- 20 Kemp, I.C. 2007. *Pinch Analysis and Process Integration. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Elsevier Ltd. 2007.
- 21 Kotas, T. J., 1995. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*, Krieger Publishing Company, Malabar Florida, 1995.
- 22 Koufos D., Retsina T., 2001, *Practical energy and water management through pinch analysis for the pulp and paper industry. Water Science & Technology* Vol 43 No 2 pp 327–332.
- 23 Linares, J.I. y Moratilla, B.Y. 2005. Influencia del Calor Intercambiado con el Ambiente en los Cálculos Exergéticos. *Información Tecnológica*-Vol. 16 N_o1-2005, págs.: 29-34
- 24 Linnhoff, B., 1986. *User guide on process integration for efficient use of energy*. Inst. Chem. Eng. London.
- 25 Linnhoff, B., 1989. *Pinch Technology for the Synthesis of optimal Heat and Power Systems, Journal of Energy Resources Technology*, ASME Transactions, Vol. III, 1989, pp. 137-147.
- 26 March, L. 1998. *Introduction to Pinch Technology*. Copyright 1998 Linnhoff March.
- 27 Martín, A. 2002. *Hint. Manual de usuario. Heat Integration Consult*.2002.

- 28 Martín, LB. 2008. Trabajo de Diploma, Reducción del consumo de agua limpia en la empresa de producción de sanitarios PROSA S.A mediante la aplicación del método de integración de procesos WATER PINCH. Matanzas, 2008.
- 29 Muñoz, M. J. 2009. Trabajo de Diploma, Facultad Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico J. A. Echeverría, CUJAE.2009.
- 30 Perry, RH. 1999. Section 6. *Transport and storage of fluids. Perry's Chemical Engineers' Handbook*. The McGraw-Hill Companies, 1999.
- 31 Programa de Movilidad en Educación Superior para América del Norte. Módulo: 12 "Análisis pinch de redes" Texas A&M University College Station, TX. January-May 2005.
- 32 Renedo, C.J. y Fernández, P. 2003. Tecnología Pinch (I). Ingeniería Química n°: 402 Mayo 2003.
- 33 Saboo A. and Saboo M. *Optimization of CHP Systems using Pinch Technology* [Online] December 2008. Available: http://www.energymanagertraining.com/Presentations/3L_CHP/11_18Pages/07_AlokSaboo.doc
- 34 Towler G.P., Mann R., Serriere A.J. y Gabaude C.M.D.1996. "Refinery Hydrogen Management: Cost Analysis of Chemically-Integrated Facilities", Ind. Eng. Chem. Res., vol. 35, no. 7, pp. 2378-2388, May 1996.
- 35 Zamora, M. 2005. Estrategia de integración material y energética en la producción de etanol e hidrogeno para electricidad a partir de la caña de azúcar. Cuba, Colombia. 2005.
- 36 Vaideeswaran L. and. Zhu F. 2005. "Recent novel developments in heat integration, total site, trigeneration, utility systems and cost-effective decarbonisation. Case studies waste thermal processing, pulp and paper and fuel cells," Applied Thermal Engineering, no. 25, p. 953-960, 2005.
- 37 Wall, G. and Gong, M., 1996. *Exergy Analysis versus Pinch Technology, Efficiency, Costs, Optimization and Environmental Aspects of Energy Systems*, P. Alvfors, et. al. eds. Stockholm, 1996.
- 38 Wang Y.-P. and Smith R.1994. "Wastewater Minimization", Chem. Eng. Sci., vol. 49, no. 7, pp. 981-1006, 1994a.

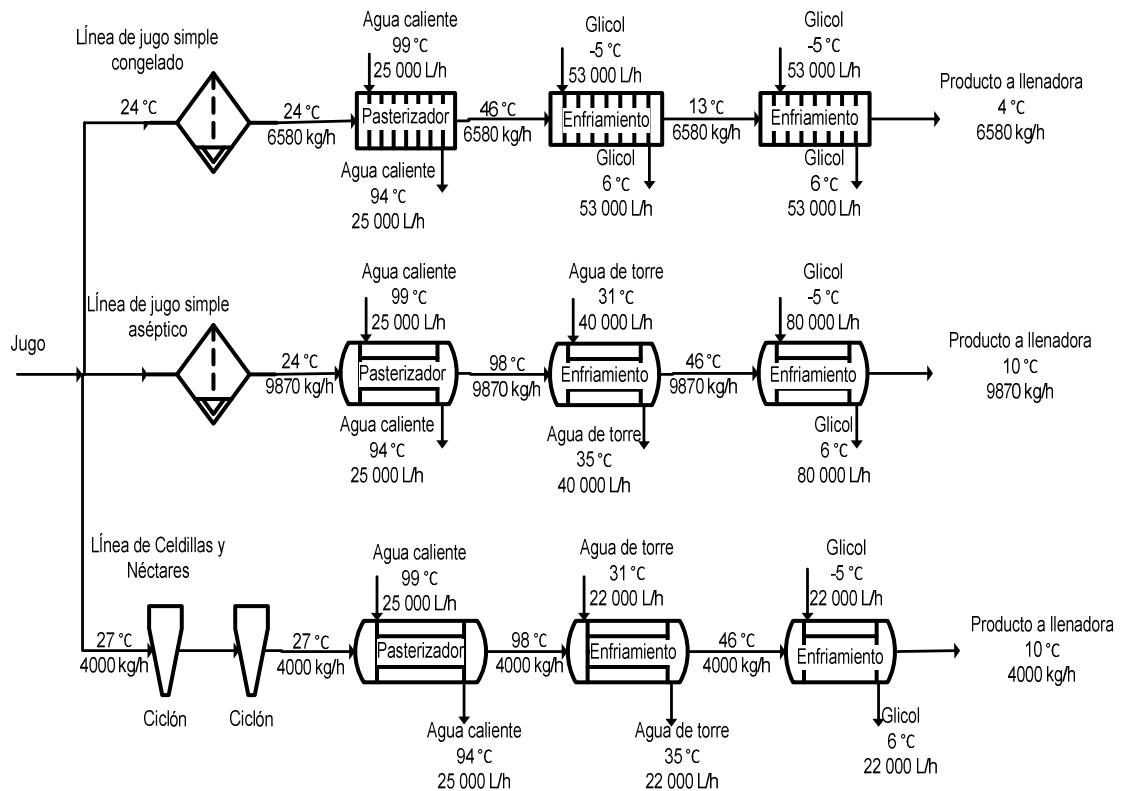
Anexo # 1

Diagrama de flujo del proceso



Anexo # 2

Diagrama de flujo del proceso simplificado



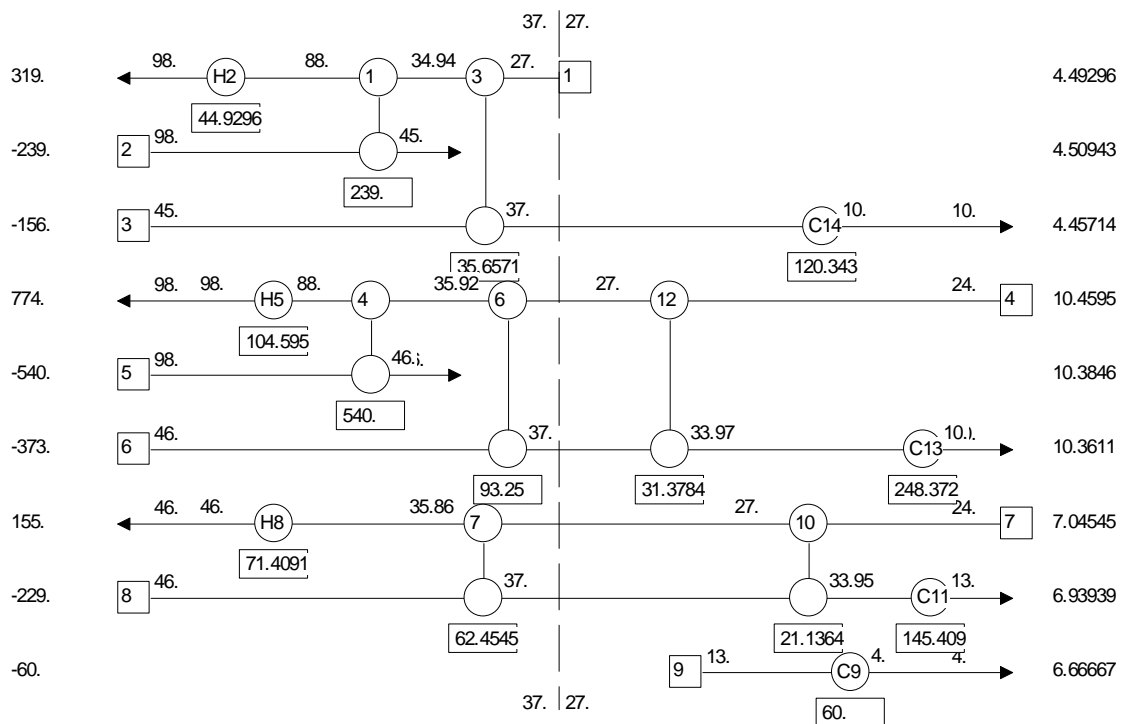
Anexo # 3

Red de intercambio de la planta

H(kW)

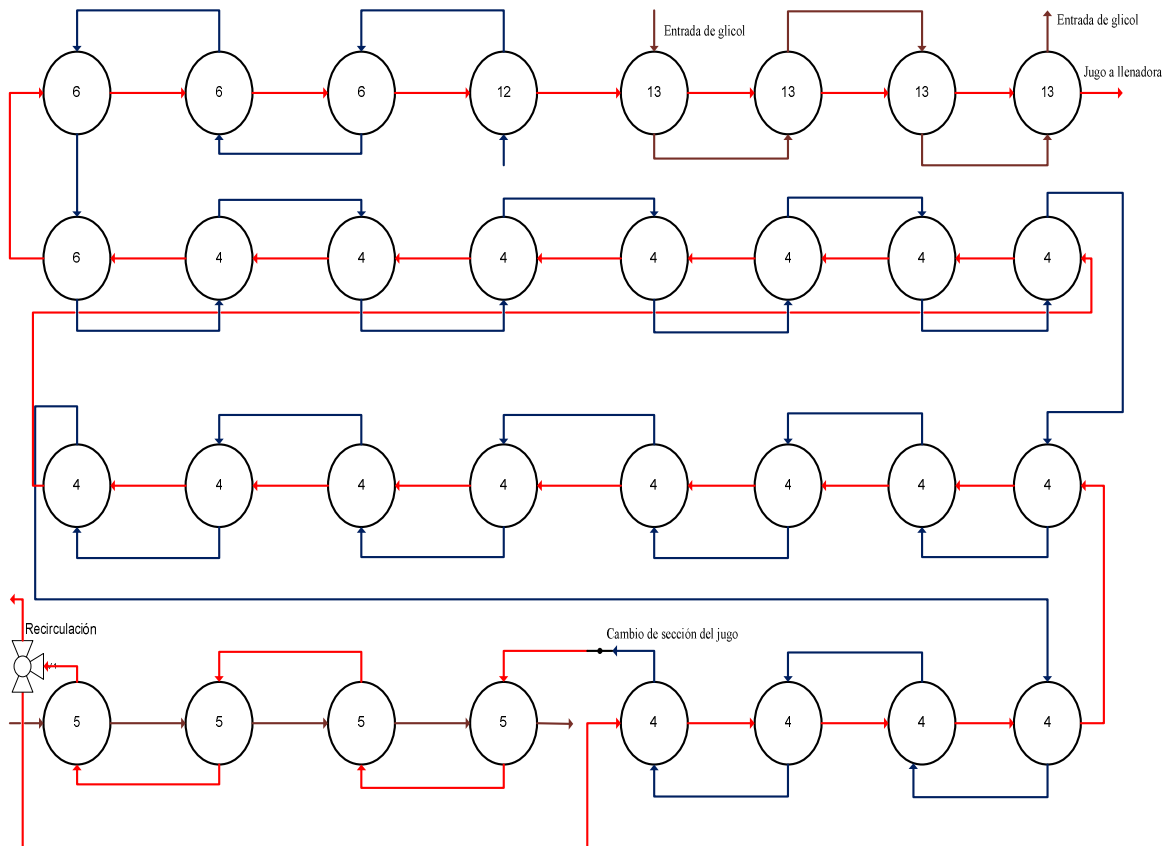
$m \cdot C_p$ (kW/K)

Diagrama Trama



Anexo # 4:

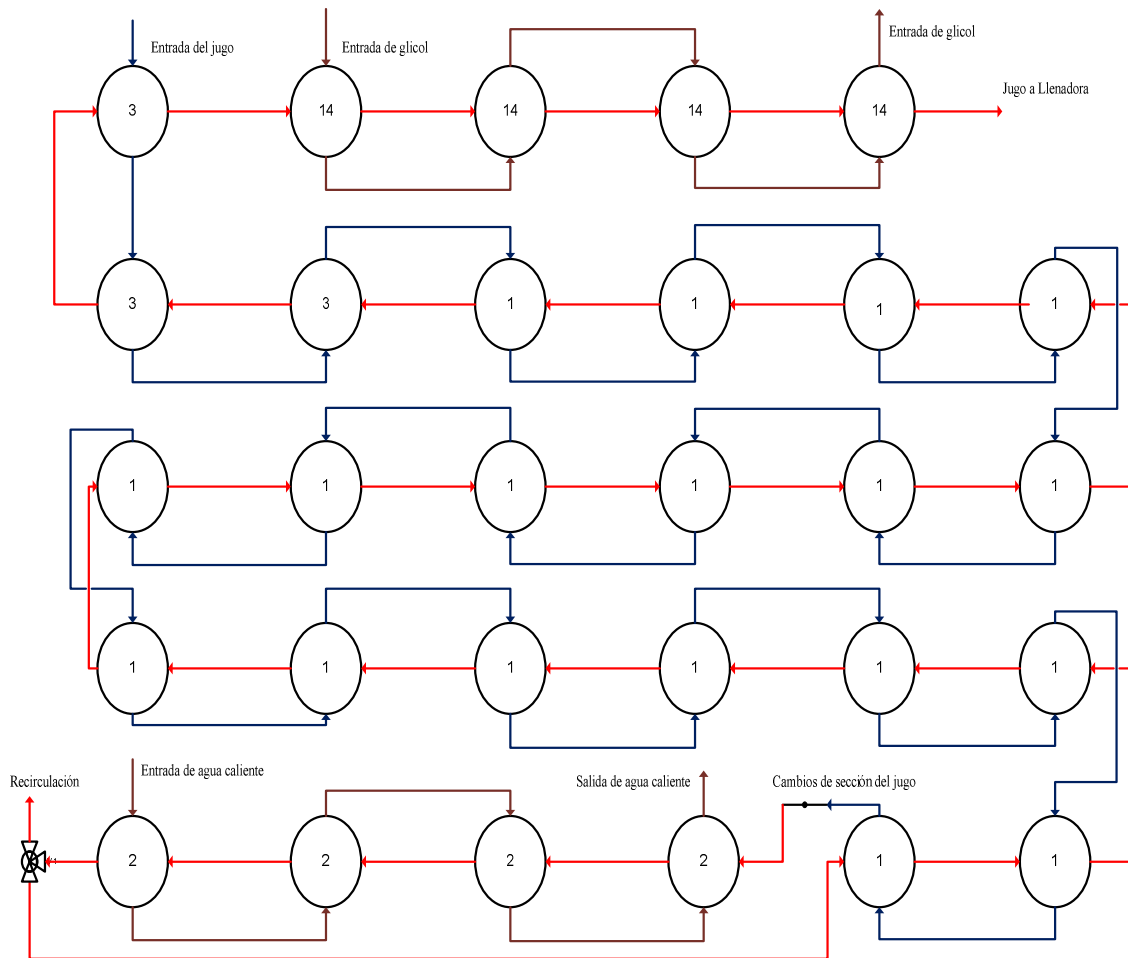
Diseño de la línea de intercambiadores de Jugo simple aséptico.



Leyenda:
 Líneas azules: Recorrido del Jugo A pasteurizar. (Corriente Fría)
 Líneas rojas: Recorrido del Jugo pasteurizado. (Corriente Caliente)
 Líneas carmelitas: utilidades como agua caliente y glicol.

Anexo # 5

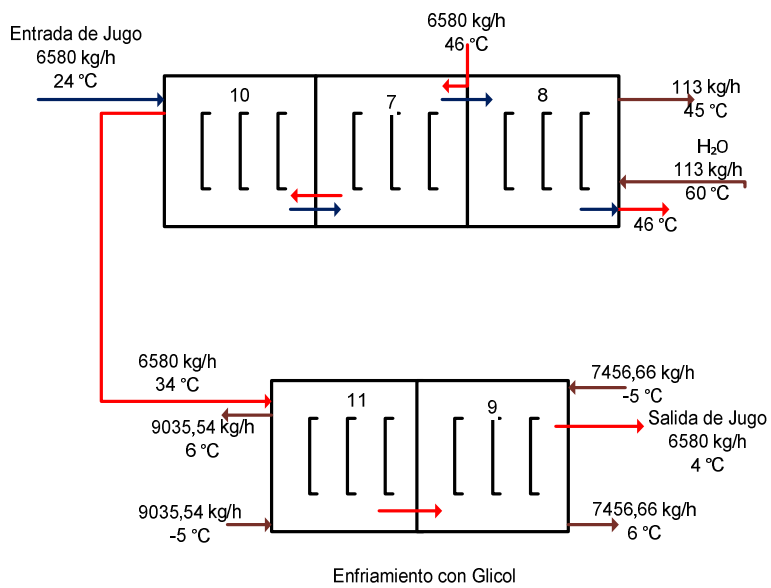
Diseño de la línea de intercambiadores de Celdillas y Néctares.



Leyenda:
 Líneas azules: Recorrido del Jugo A pasteurizar. (Corriente Fría)
 Líneas rojas: Recorrido del Jugo pasteurizado. (Corriente Caliente)
 Líneas carmelitas: utilidades como agua caliente y glicol.

Anexo # 6

Diseño de la línea de intercambiadores de Jugo simple congelado.

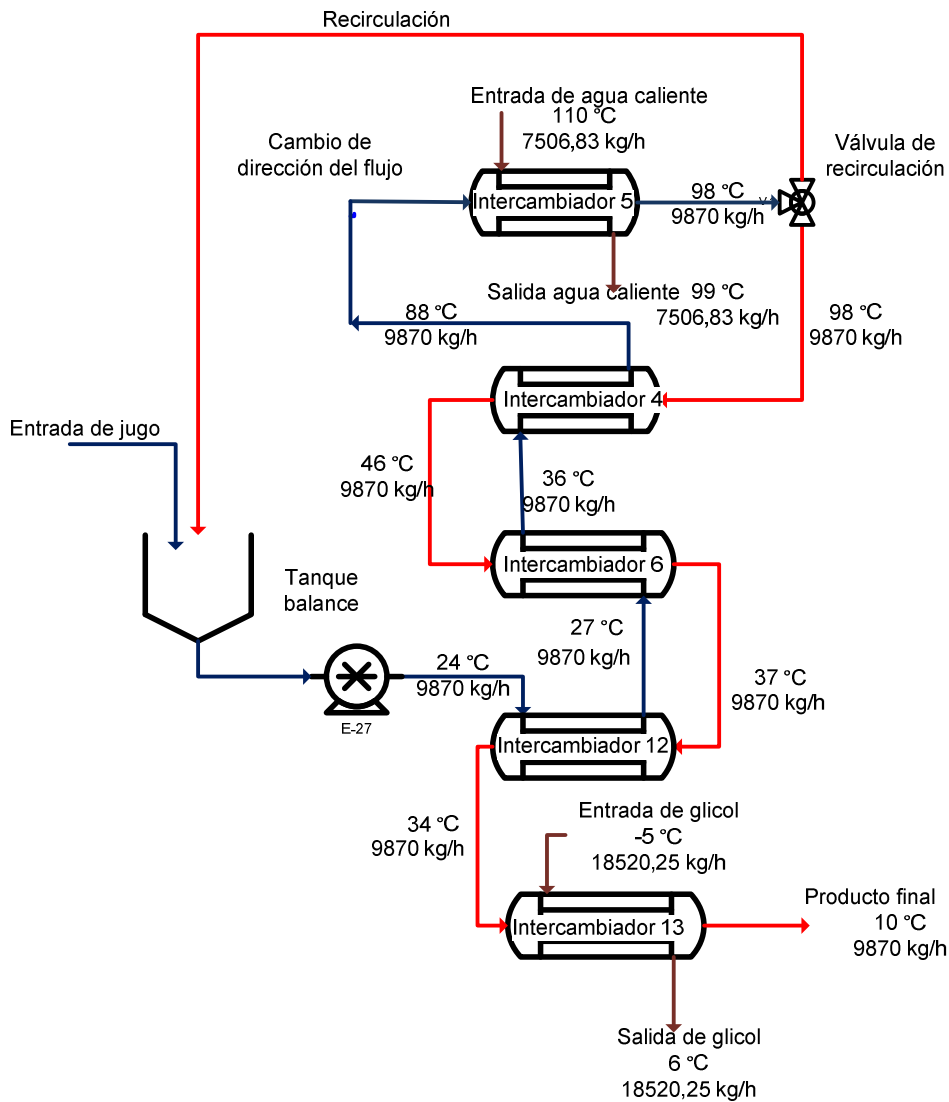


Leyenda:

- Líneas azules: Recorrido del Jugo A Pasterizar. (Corriente Fría)
- Líneas rojas: Recorrido del Jugo pasterizado. (Corriente Caliente)
- Líneas carmelitas: Utilidades como agua caliente y glicol.

Anexo # 7

Diagrama de flujo integrado de la línea de jugo simple aséptico.

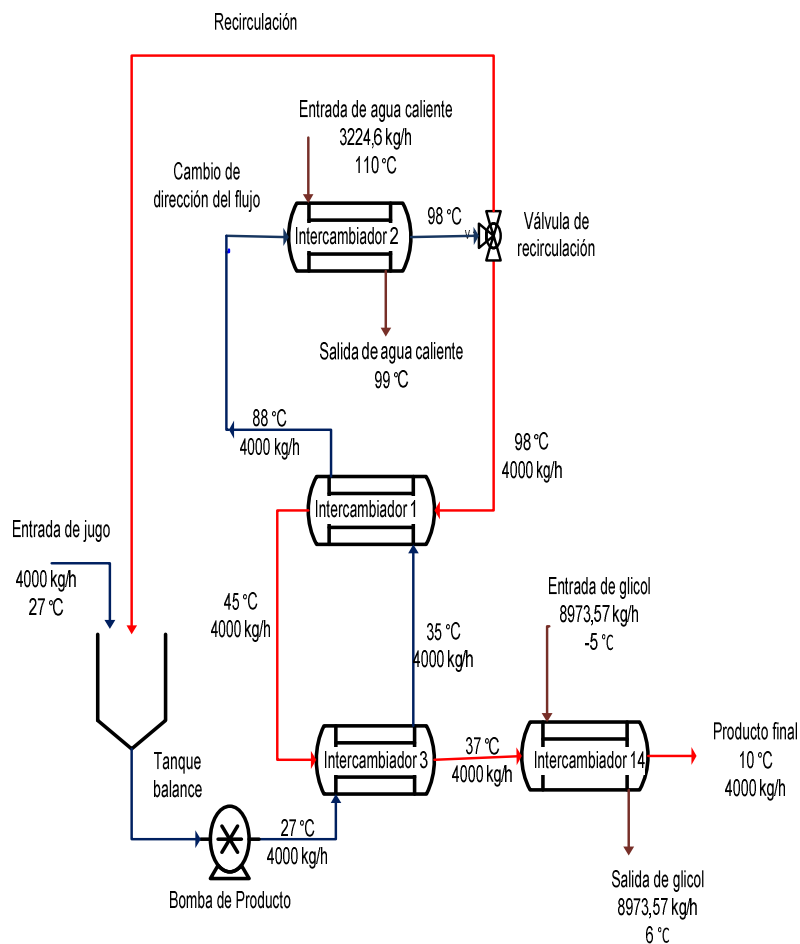


Leyenda:

Líneas rojas: Recorrido del Jugo A Pasteurizar. (Corriente Fría)
 Líneas azules: Recorrido del Jugo Pasteurizado. (Corriente Caliente)
 Líneas carmelitas: utilidades como agua caliente y glicol.

Anexo # 8

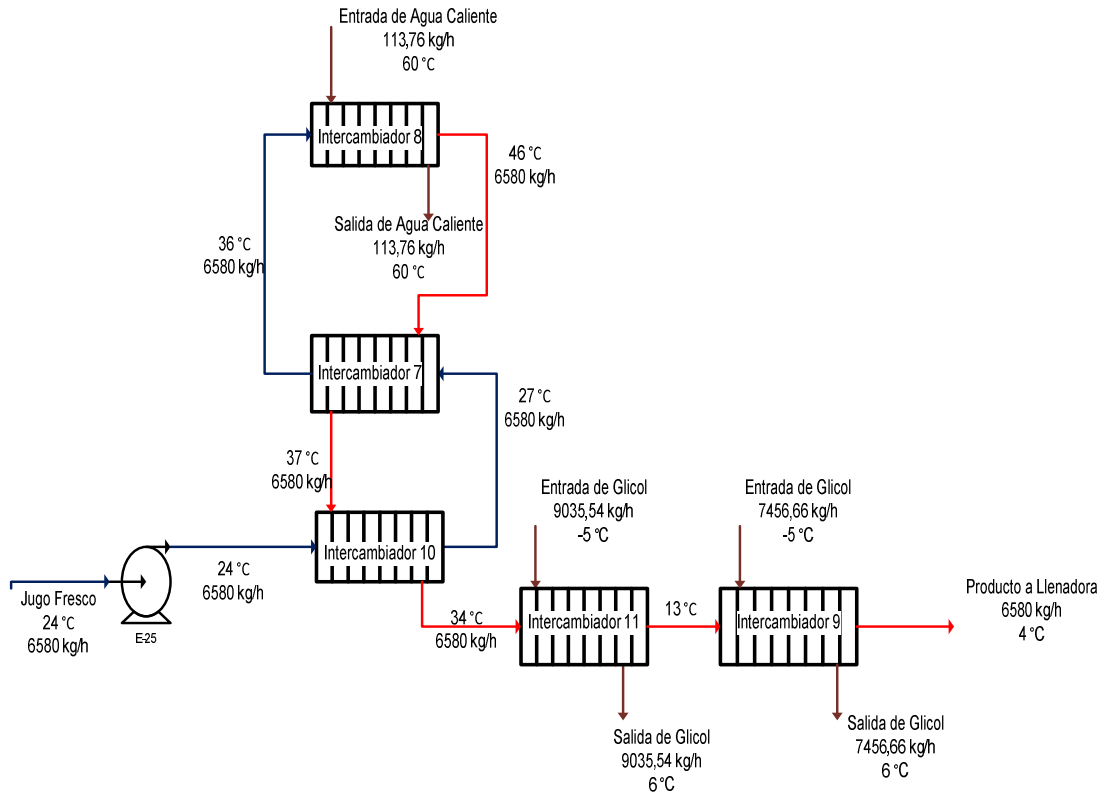
Diagrama de flujo integrado de la línea de Celdillas y Néctares.



Leyenda:
 Líneas azules: Recorrido del Jugo A pasteurizar. (Corriente Fría)
 Líneas rojas: Recorrido del Jugo pasteurizado. (Corriente Caliente)
 Líneas carmelitas: Utilidades como agua caliente y glicol

Anexo # 9

Diagrama de flujo integrado de la línea de jugo simple congelado.



Leyenda:

- Lineas azules: Recorrido del Jugo A pasteurizar. (Corriente Fría)
- Lineas rojas: Recorrido del Jugo pasteurizado. (Corriente Caliente)
- Lineas carmelitas: utilidades como agua caliente y glicol.