



**FACTIBILIDAD DEL MEJORAMIENTO ENERGÉTICO EN EL PROCESO DE
CALENTAMIENTO DE JUGO EN UN INGENIO AZUCARERO, APLICANDO
ANÁLISIS DE INTEGRACIÓN “PINCH”.**

Ruben Dario Gualtero Vargas.

Universidad del Valle
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Mecánica

2017



**FACTIBILIDAD DEL MEJORAMIENTO ENERGÉTICO EN EL PROCESO DE
CALENTAMIENTO DE JUGO EN UN INGENIO AZUCARERO, APLICANDO
ANÁLISIS DE INTEGRACIÓN “PINCH”.**

Ruben Dario Gualtero Vargas.

Trabajo de grado presentado como requisito para optar
por el título de Ingeniero Mecánico.

Director
Ing. Adolfo León Gómez, M.Sc.

Codirector
Ing. Diego Fernando Cobo Barrera, M.Sc.

Universidad del Valle
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Mecánica
2017

Nota de aceptación:

Ing. M. Sc. Adolfo León Gómez

Director de trabajo de grado

Evaluador (a) del trabajo de grado

Evaluador (a) del trabajo de grado

Santiago de Cali, 2017

AGRADECIMIENTOS

A Dios

A mis padres, David Gualtero y Dora Vargas, quienes me dieron la oportunidad de salir adelante y apoyarme durante todo este proceso, espero que este logro los llene de orgullo.

A mis hermanas, Diana y Angie Gualtero, las niñas de mis ojos. Espero que este logró les sirva de inspiración.

A los ingenieros Diego Cobo y Adolfo León Gomez por darme la oportunidad de demostrar que no hay reto que no puede sobrepasar y porque *“a pesar de todo, aún confían en mí”*.

A todo el personal de Cenicaña quienes fueron muy amables y solidarios al acogerme y colaborar con lo que necesitaba.

A Univalle mi alma mater, mi segunda casa.

A Omaira Ramirez, por ser la mejor secretaria de todos los programas.

A todos aquellos que fueron *Mi general Santander* en algún momento y *salvaron la patria por mí*.

A Valentina Velez, no hay cantidad de páginas en las que pueda consignar la infinita gratitud, respeto, admiración y amor que siento hacia ella. Gracias por estar siempre a mi lado apoyándome, por ser mi guía y mi faro hasta el fin.

Muchas gracias.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
2.1. Objetivo General	3
2.2. Objetivos específicos	3
3. ESTADO DEL ARTE.....	4
4. MARCO TEÓRICO	6
4.1. Calentamiento de jugo	6
4.2. Uso de energía térmica en el proceso de calentamiento de jugo de caña de azúcar	7
4.2.1. Principios de Rillieux para arreglos de multiefectos.....	8
4.3. Calentadores de jugo	9
4.4. Evaporadores.....	10
4.5. Tachos	11
4.6. Análisis energético.	12
4.6.1. Eficiencia	12
4.6.2. Integración energética	13
4.6.3. Análisis Pinch	13
4.6.4. Reglas de Pinch.....	13
4.6.5. Corrientes	15
4.6.6. Diferencia de aproximación mínima de temperatura	16
5. METODOLOGÍA.....	19
5.1. Adquisición de datos	19
5.2. Identificación del escenario inicial de la estación de calentamiento de jugo	19
5.2.1. Propiedades del Jugo	20
5.2.2. Cantidad de calor requerido y suministrado	23
5.3. Análisis de integración energética “Pinch”	23
5.3.1. Algoritmo de la tabla del problema y cascada energética.....	24
5.3.2. Generación de curvas compuestas	25
5.3.3. Elaboración de diagrama de rejilla.....	27
5.4. Formulación y diseño de escenarios	28
5.4.1. Determinación del flujo de vapor en calentadores.	29

5.4.2.	Determinación del consumo de vapor en un evaporador.	30
5.4.3.	Consumo de vapor en tachos.....	32
5.4.4.	Diseño de calentadores.	32
5.4.5.	Determinación de eficiencia térmica.	37
5.5.	Análisis de viabilidad económica de los escenarios formulados	37
6.	RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	38
6.1.	Condiciones iniciales del caso de estudio	38
6.1.1.	Extracción de datos en calentadores.....	38
6.1.2.	Procesamiento de datos	43
6.1.3.	Requerimientos de vapor.....	45
6.2.	Análisis Pinch.....	46
6.2.1.	Tabla del problema y cascada energética	46
6.2.2.	Curvas compuestas	49
6.2.3.	Diagrama de rejilla.....	49
6.3.	Evaluación de propuestas de red de intercambio de calor	50
6.3.1.	Comparación de escenarios propuesto	52
6.4.	Evaluación económica de los diseños más destacados.....	53
6.4.1.	Evaluación de la propuesta 2.....	54
6.4.2.	Evaluación de la propuesta 5.....	57
7.	CONCLUSIONES	60
8.	REFERENCIAS	62
9.	ANEXOS.....	65

INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Valores de ΔT_{min} típicos para varios tipos de procesos. (March, 1998).	16
Tabla 2. Valores de ΔT_{min} típicos para cruces entre corrientes del proceso y servicios. (March, 1998)	17
Tabla 3. ΔT_{min} propuestos. (Natural Resources Canada, 2012)	17
Tabla 4. Corrientes y temperaturas en cada intercambiador.	39
Tabla 5. Corrientes y flujos másicos en cada intercambiador.	39
Tabla 6. Porcentaje estimado de área sin aislamiento de los calentadores.	41
Tabla 7. Áreas de transferencia de calor.	42
Tabla 8. Cambio de entalpía en corrientes frías.	43
Tabla 9. Cambio de entalpía en corrientes calientes.	43
Tabla 10. Eficiencia en calentadores.	44
Tabla 11. Cálculo de consumo de vapor en tachos usando Ceniprof v2.0	45
Tabla 12. Flujos de extracciones de vapor vegetal.	45
Tabla 13. Tabla del problema, escenario base.	47
Tabla 14. Cascada inicial y cascada factible, escenario inicial.	48
Tabla 15. Calor a través del Pinch.	50
Tabla 16. Temperaturas y presiones de vapores.	51
Tabla 17. Características de las propuestas formuladas.	52
Tabla 18. Dimensionamiento y pérdidas en la tubería de vapor vegetal 3 propuesta 2	55
Tabla 19. Costos de tubería y accesorios propuesta 2	55
Tabla 20. Cálculo de las ganancias generadas por ahorro de energía en la propuesta 2	55
Tabla 21. VPN y TIR, propuesta 2.	56
Tabla 22. Amortización propuesta 2.	56
Tabla 23. Dimensionamiento y pérdidas en la tubería de condensados propuesta 5	57
Tabla 24. Costos de tubería y accesorios propuesta 5	57
Tabla 25. Cálculo de las ganancias generadas por ahorro de energía en la propuesta 5	58
Tabla 26. VPN y TIR, propuesta 5.	58
Tabla 27. Amortización propuesta 5.	59

INDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Proceso para obtención de azúcar. (Cenicaña, s.f.)	7
Ilustración 2. Diagrama Sankey: Distribución de energía térmica en los procesos de elaboración. (Aguirre O., 2009)	8
Ilustración 3. Esquema de un intercambiador de calor de coraza y tubos. (Çengel, 2007)	9
Ilustración 4. Vista de divisiones en cabezal para un calentador vertical. (Hugot, 1986)	10
Ilustración 5. Cuerpo del evaporador. (Hugot, 1986).....	11
Ilustración 6. Geometrías comunes de tachos.	12
Ilustración 7. Curvas compuestas. (Klemeš, 2014)	13
Ilustración 8. Resumen de reglas en gráfica de curvas compuestas. (Kemp, 2007)	14
Ilustración 9. Resumen de reglas en diagrama de rejilla. (Klemeš, 2014).....	14
Ilustración 10. Consecuencias de romper las reglas de diseño Pinch. (Klemeš, 2014)	15
Ilustración 11. Incremento de ΔT_{min} . (Klemeš, 2014).....	18
Ilustración 12. Metodología usada para el mejoramiento en la red de intercambio de calor.	19
Ilustración 13. Ubicación de las líneas de corriente en el plano cartesiano.	26
Ilustración 14. Desarrollo de curvas compuestas.	27
Ilustración 15. Diagrama de rejilla. Kemp (2007).....	27
Ilustración 16. Convergencia de corrientes. (Kemp, 2007).....	29
Ilustración 17. Flujos en tren de evaporación.	31
Ilustración 18. Esquema inicial de la estación de calentamiento de jugo.	38
Ilustración 19. Extracción 5to efecto.....	41
Ilustración 20. De izquierda a derecha, de arriba a abajo. Calentador 2A, Calentador 2C, Calentador 5A, Calentador 5B, Calentador 6A y Calentador 9. (Cenicaña, 2014)	42
Ilustración 21. Balance de masa en la estación de evaporación, configuración inicial.	46
Ilustración 22. Diagrama de rejilla, escenario inicial.	50

INDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Información base del ingenio piloto, suministrada por Cenicaña	65
Anexo 2. Diagrama de calentamiento y evaporación de jugo del ingenio piloto....	67
Anexo 3. Cálculos de red de intercambio de calor primera propuesta	68
Anexo 4. Cálculos de red de intercambio de calor segunda propuesta.....	77
Anexo 5. Cálculos de red de intercambio de calor tercera propuesta	89
Anexo 6. Cálculos de red de intercambio de calor cuarta propuesta	100
Anexo 7. Cálculos de red de intercambio de calor quinta propuesta.....	111
Anexo 8. Generación de energía eléctrica en el caso base.	123

1. INTRODUCCIÓN

El proceso de elaboración de azúcar a partir de la caña conlleva considerables gastos energéticos para reducir la materia prima hasta su producto final. Este consumo tiene como principal fuente energética el vapor y es medido en base a la cantidad de caña molida. De esta manera se obtiene como indicador de consumo energético el vapor%caña, el cual representa las toneladas de vapor utilizadas para procesar una tonelada de caña.

En el contexto energético de la industria azucarera Colombiana para el 2013 se reportaron valores de 56%caña en promedio, entre los cuales hay ingenios que alcanzan valores del 42%caña, que es una sustancial diferencia de uso de vapor reduciendo así el consumo energético (Cenicaña, 2014). Con el fin de seguir disminuyendo el uso de vapor ha sido necesario implementar alternativas que ayuden a reducir el consumo energético.

Entre las estrategias proyectadas para ahorro energético propuestas por Cenicaña se cuentan:

- Tándem con un molino menos (4 o 5)
- Análisis “Pinch” para integración de corrientes y diseño de red de intercambio de calor.
- Empleo de evaporadores tipo “Falling Film”.
- Incremento de concentración de sólidos de la meladura hasta 75°Bx
- Uso de gases incondensables proveniente del tanque “flash”.
- Esquema de micro filtración de jugo filtrado y tratamiento de mieles para disminuir color en azúcar refinada.
- Agua de rechazo hacia la piscina de enfriamiento por gravedad.
- Gasificación de biomasa y aprovechamiento del RAC.
- Sistema centralizado global de control.
- Diseño de planta para disminución de pérdidas en transporte de fluidos.

De estas, el análisis “Pinch” permite un adecuado diseño de red de intercambio de calor entre las corrientes del proceso, con el cual se pueden alcanzar las temperaturas objetivos para cada operación, minimizando el uso de corrientes externas o servicios. Por este motivo el análisis “Pinch” ha sido una de las alternativas más usadas en la industria por su eficiencia, como lo demuestra Lavarack (2006) quien optimizó la recuperación de energía en una fábrica de azúcar, permitiendo un incremento en la producción de energía de 4,7 MWe, y bajando el consumo de vapor de 51,6%caña a 43,6%caña.

Al ver avances tan importantes en la industria, se resalta la necesidad del estudio de métodos con los cuales se pueda incrementar la eficiencia en los procesos

industriales, con el fin de generar mayores utilidades y disminuir los impactos ambientales generados.

Así, en los ingenios azucareros se identifican los principales procesos que usan vapor como fuente de energía, entre estos se encuentran el calentamiento de jugo, la evaporación de jugo, el cocimiento, secado y destilería (Aguirre O., 2009). De estos, se realiza el enfoque en el calentamiento de jugo el cuál tiene como fin, elevar la temperatura del jugo a tal punto que se minimice la cantidad de energía suministrada por el vapor de escape a la estación de evaporación.

De esta manera, a partir de datos suministrados por Cenicaña de seguimientos realizados al proceso de calentamiento de jugo en un ingenio piloto y en colaboración con el personal técnico de esta institución, se cuantificarán las pérdidas en redes asociadas al proceso de calentamiento de jugo de caña de azúcar a través del método de análisis Pinch, identificando qué puntos del sistema son aprovechables para mejorar el consumo de energía.

De este análisis se desprenderán varios diseños o escenarios que nos permitirán diferenciar las ventajas energéticas asociados al uso de determinadas corrientes del proceso.

Por lo tanto, el presente trabajo tiene como objetivo principal proyectar al menos una alternativa de aprovechamiento de la energía térmica en el proceso de calentamiento de jugo que reduzca la demanda de vapor de escape de la fábrica.

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo General

Proponer una alternativa de integración energética eficiente y viable de red de intercambio de calor en la estación de calentamiento de jugo en un ingenio azucarero, aplicando análisis de integración “PINCH”.

2.2. Objetivos específicos

- Identificar condiciones iniciales respecto al uso de la energía térmica en la estación de calentamiento de jugo de caña de azúcar.
- Realizar el análisis de integración energética de la estación de calentamiento de jugo de caña de azúcar, aplicando la metodología de análisis PINCH.
- Diseñar la red de intercambio de calor que optimice la transferencia de calor entre las corrientes seleccionadas.
- Proponer al menos una alternativa de mayor aprovechamiento de las corrientes no convencionales presentes en los procesos de evaporación de jugo de caña de azúcar.
- Evaluar la viabilidad de implementación desde el punto de vista económico de las alternativas de integración energética diseñadas.

3. ESTADO DEL ARTE

La principal función de la integración energética es el ahorro de costos capitales y operacionales en procesos químicos, industriales o refinación de crudo y está fundamentalmente enfocada hacia el diseño o el rediseño de las redes de intercambio de calor o *HEN* por sus siglas en inglés.

Según Gundersen (2000), el análisis Pinch fue el concepto más importante y el que impulso el desarrollo de la integración de calor. Los principios básicos de ésta fueron descubiertos por Hohmann (1971), que introduce las consideraciones basadas en la termodinámica para la síntesis de redes de intercambio de calor evaluando las necesidades energéticas mínimas y a finales de los 70, es publicado el artículo dividido en dos partes por Linnhoff y Flower (1978), donde se demuestra el potencial de la integración de calor, seguido por el trabajo de Linnhoff (1979). También se le atribuyen investigaciones a Umeda, Itoh & Shiroko (1978).

Linnhoff y Hindmarsh (1983) definió el método Pinch como un método tan fácil y sencillo que puede ser utilizado para cálculos a mano para determinar los mejores diseños aún en casos complejos. Por otra parte, Ahmad, Linnhoff y Smith (1990) resaltan la importancia de un buen diseño económico extendiendo y optimizando el procedimiento simple usado para demostrar los mecanismos más importantes que rigen la optimización de energía y el costo de capital. La extracción de datos ha sido una de las barreras importantes, debido al seguimiento que se le debe realizar a todas las alternativas que pueden surgir durante el proceso de diseño, es por esto que Linnhoff y Akinradewo (1999) destacan el uso de software como el lanzado por Linnhoff March (1997) llamado "*data extraction*" que funciona como una interfaz inteligente entre la simulación de procesos y la integración de los mismos. Lakshamanan y Fraga (2002) también abordan un problema en el análisis de integración, las curvas compuestas discontinuas, para el cual explican la forma de manejar estos casos especiales y demuestran que puede existir una lógica aproximación mínima de temperatura.

Así, el análisis Pinch es una herramienta que permite un diseño de las redes de intercambio de calor eficiente. Aunque, rediseñar con el mismo procedimiento de diseño una red en operación puede llevar a resultados poco satisfactorios en términos estructurales, ya que se está desechando un área de intercambio de calor por la que se ha pagado como afirman Muñoz y Perez (2011), no obstante esto permite tener equipos disponibles para otras funciones. Existen diferentes estudios referentes al uso de integración energética en industrias azucareras como el realizado por Lavarack (2006) en el cual logra determinar una reducción de 51,6 % caña a 43,6% caña y un incremento de producción energética de 4,7 MW, disminución de 32 MW y 40 MW de uso de servicios calientes y fríos respectivamente. García, López y Benitez (2014) determinaron una disminución de consumo de vapor de 19,17% con una recuperación de dos años y medio de la inversión realizada al implementarse el estudio realizado. Así mismo Pérez,

González y Espinosa (2014), González Cortés et al. (2012) (2013), usando herramientas computacionales como ASPEN PLUS y ASPEN PINCH, realizaron estudios que comprueban la efectividad de los procesos de integración. El estudio realizado por Perseguino y Sanchez (2009) fue implementado en el Ingenio Río Grande SA en el año 2008 aumentando un 5,5% la molienda con respecto a sus 4 años anteriores y un incremento en la producción de azúcar de 15%. Mamdouh (2015) también se basó en el análisis Pinch para proponer por medio de su investigación un nuevo método gráfico para la aplicación de éste. Con el cual para un caso de estudio típico logró determinar las ineficiencias de la *HEN*, alcanzando ahorros energéticos de 17% y ahorros en la demanda de agua de enfriamiento de 39%.

En un enfoque más local, un trabajo de campo desarrollado en conjunto por la UIS (Universidad Industrial de Santander) y Cenipalma, se realizaron pruebas con tres plantas extractoras, para las cuales Castillo (2007) expone una disminución de uso de vapor de caldera para cada planta de 29 Kg/Ton_{RacimoFrutaFresca}, 44 Kg/Ton_{RacimoFrutaFresca} y 29 Kg/Ton_{RacimoFrutaFresca} respectivamente. También evidenció un ahorro de 14,22%, 6,7% y 11,6% en el uso de agua. Ríos y Grisales (2003) realizaron la integración energética a una planta cracking catalítico de la refinería de Cartagena, llegaron a la conclusión de un ahorro de 770000 \$US/año, con una inversión inicial de 400000 \$US/año y un tiempo de retorno de 6 meses. Por otra parte, Aguirre O. (2009) en su trabajo de grado en un ingenio azucarero, usó el análisis Pinch con el fin visualizar y detectar las oportunidades de recuperación de calor. Entre las propuestas de mejora energética de Aguirre O. (2009), el uso de condensados y tanques flash permitieron ahorrar vapor de escape pasando de 240819.9 lb/h a 234818.3 lb/h.

4. MARCO TEÓRICO

4.1. Calentamiento de jugo

En el proceso de obtención de azúcar a partir de la caña, se tienen diferentes etapas desde su recolección hasta su empaque las cuales son: preparación de caña, molienda, generación de vapor y electricidad, calentamiento, clarificación, filtración, evaporación, cristalización y centrifugación, por último, el secado (ilustración 1).

De éstas, el calentamiento de jugo es una etapa muy importante en el proceso de elaboración de azúcar, ya que provee al jugo de caña el calor suficiente para que pueda alcanzar su punto de ebullición, más fácilmente, a su ingreso a la estación de evaporadores y en este proceso, disminuir la cantidad de agua presente en el jugo de caña.

Como se dijo anteriormente, el jugo es calentado generalmente algunos grados por encima de su punto de ebullición en dos ocasiones (depende de la concentración de jugo). La primera, con el fin de lograr una evaporación por descompresión instantánea en el tanque flash, desaireando el jugo y manteniendo constante la temperatura en el proceso de clarificación. La segunda, después del proceso de clarificación se eleva la temperatura por encima del punto de ebullición para lograr evaporar más fácilmente el jugo en la etapa de evaporación. El jugo se calienta entonces en intercambiadores de calor, comúnmente usados los equipos de coraza y tubos para este fin, en varias etapas usando vapor de baja presión para las primeras etapas.

Este vapor de baja presión utilizado en el proceso de calentamiento es el vapor proveniente de evaporadores, vapor que anteriormente se desaprovechaba ya que esta fuente de energía era liberada al ambiente.

Ya que se usa vapor para la transferencia de calor solo se considera el calor latente (energía que desprende hasta cambiar de fase) presente en la condensación del vapor, aunque en la primera etapa del jugo se puede considerar la utilización de condensados provenientes de los evaporadores (Rein, 2012).

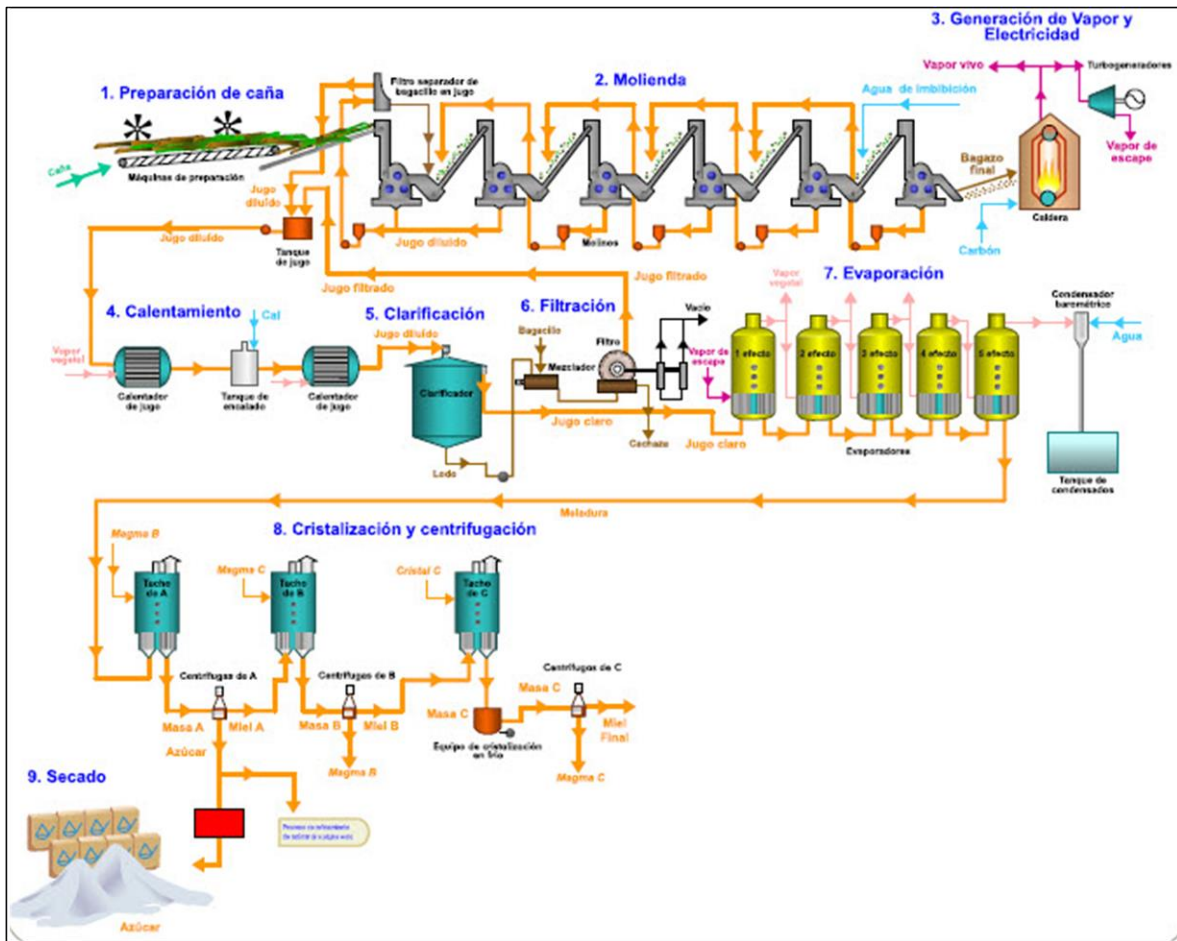


Ilustración 1. Proceso para obtención de azúcar. (Cenicaña, s.f.)

4.2. Uso de energía térmica en el proceso de calentamiento de jugo de caña de azúcar

La energía en forma de calor transferida hacia el jugo de caña proviene del vapor de escape (vapor de caldera después de su paso por la turbina la cual genera energía eléctrica) que es usado para los diferentes procesos con necesidades de calor como los son el **calentamiento, evaporación, cocimiento, secado y destilería** (Aguirre O., 2009).

Un ejemplo de la distribución porcentual de energía térmica en los procesos de evaporación, calentadores de jugo y tachos de cocimiento se expone en el diagrama de Sankey de la Ilustración 2. En este se observa como el vapor generado en la estación de evaporación sirve como fuente de energía no sólo a la misma estación de evaporación si no también, es la fuente de energía para los procesos de calentamiento de jugo y cocimiento. Esto con el fin de ahorrar vapor de escape que puede ser usado para procesos donde se requiera vapor con mayores propiedades

termodinámicas, como la destilería. Además, la optimización de los procesos de un ingenio (calentamiento, evaporación y destilería) pueden llevar al incremento de generación de energía eléctrica (Aguirre O., 2009) y por lo tanto al incremento de ingresos por venta.

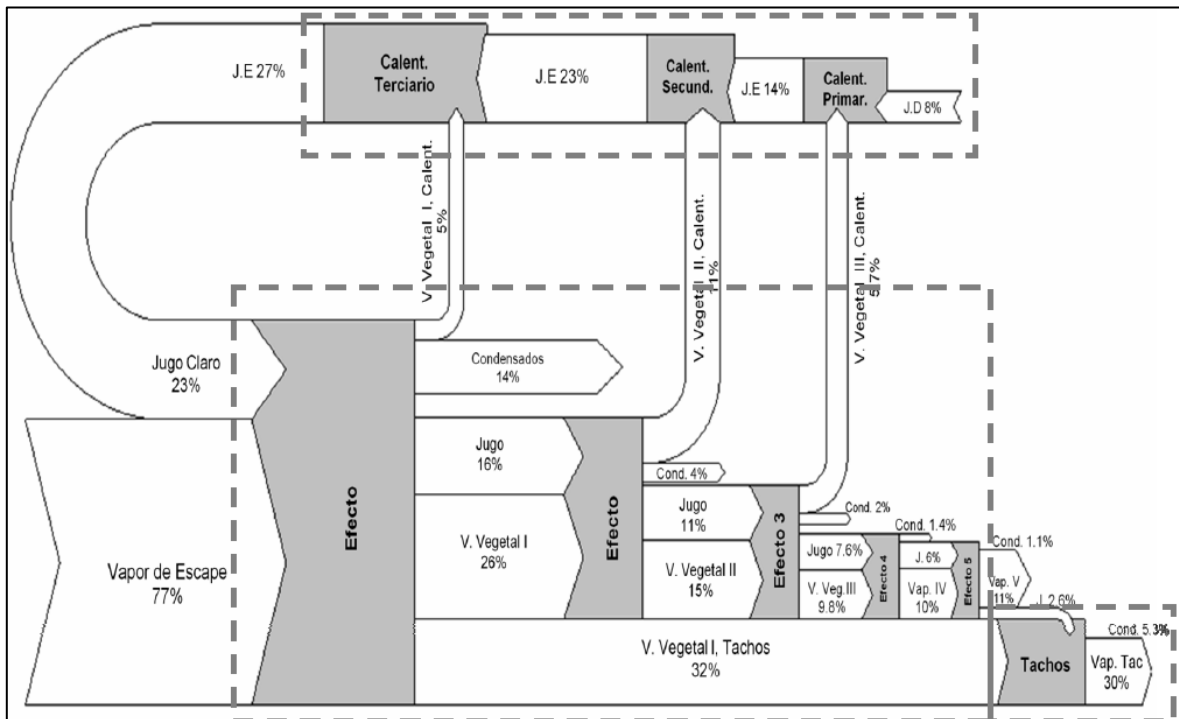


Ilustración 2. Diagrama Sankey: Distribución de energía térmica en los procesos de elaboración. (Aguirre O., 2009)

4.2.1. Principios de Rillieux para arreglos de multiefectos

A partir de las investigaciones en evaporación con múltiples efectos Norbert Rillieux desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de evaporadores:

1. En un arreglo multiefectos de N efectos, 1 kg de vapor evaporará N kg de agua. Por ejemplo, en un arreglo de 2 efectos, 1 kg de vapor evaporará 2 kg de agua; en un arreglo de 3 efectos, 1 kg de vapor evaporará 3 kg de agua, etc.
2. Usar las extracciones de vapor del i -ésimo efecto de un arreglo de evaporadores de N efectos, para reemplazar el uso de vapor de escape en otra aplicación distinta a evaporadores, genera un ahorro de vapor de i/N veces la cantidad de vapor utilizada para esta tarea. Por ejemplo, 1 kg de

vapor extraído desde el segundo efecto de un tren de evaporadores de 4 efectos permitiría ahorrar $2/4 * 1 = 0.5$ kg de vapor. Del mismo, 1 kg de vapor extraído desde el tercer efecto del mismo tren de evaporadores permitiría ahorrar $3/4 * 1 = 0.75$ kg de vapor.

4.3. Calentadores de jugo

La finalidad de los calentadores de jugo, es incrementar la temperatura del jugo diluido entregado en molinos, hasta la temperatura necesaria para la entrada del jugo claro entregado después del tanque flash y la clarificación a los evaporadores. Para el calentamiento de jugo son usados muy comúnmente los intercambiadores de calor de tubo y carcasa (Ilustración 3), aunque se está incrementando el uso de calentadores de placa. También se conoce del uso de calentadores platulares y los calentadores de contacto directo, en este último el vapor se condensa en el jugo a ser calentado (Rein, 2012). Debido al uso mayormente de los calentadores de tubo y carcasa, a continuación se explicará su funcionamiento. El jugo ingresa al intercambiador por el cabezal de entrada, luego se entra a los tubos y sale del intercambiador por el cabezal de salida. Los intercambiadores se diseñan para tener varios pasos del jugo por el intercambiador, esto quiere decir que por medio de varias divisiones en los cabezales el jugo circula varias veces a través del intercambiador (Ilustración 4). El vapor ingresa a la coraza del intercambiador, donde se encuentran con unos desviadores los cuales sirven para forzar al vapor a moverse en dirección transversal a los tubos para mejorar la transferencia de calor, también son usados como soporte de los tubos para que estos mantengan su espaciamiento uniforme. La coraza cuenta con una salida para los condensados del vapor luego de que éste entregue calor al jugo.

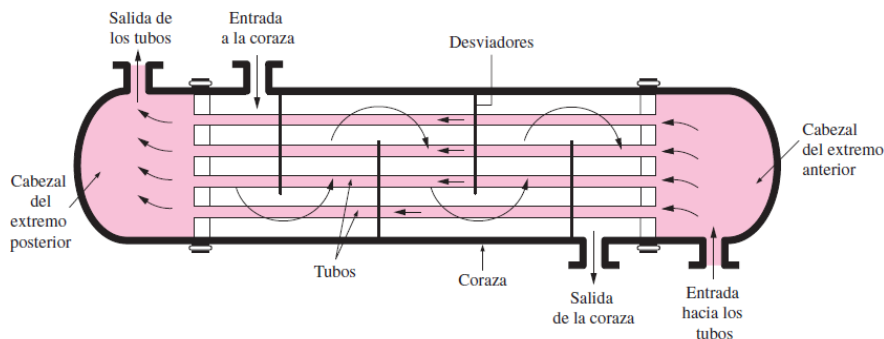


Ilustración 3. Esquema de un intercambiador de calor de coraza y tubos. (Çengel, 2007)

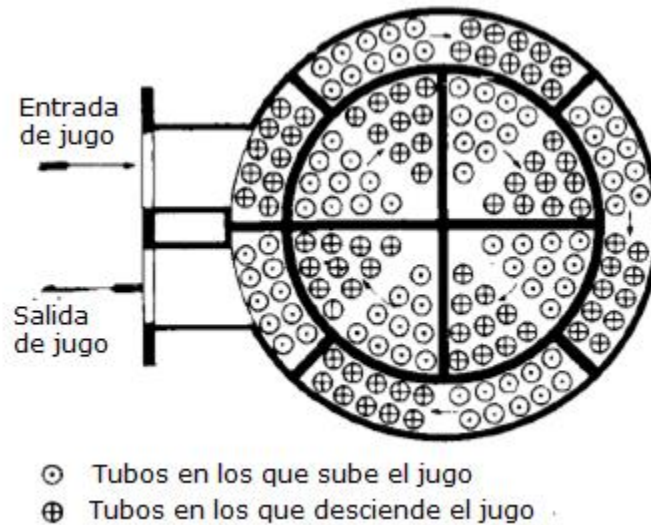


Ilustración 4. Vista de divisiones en cabezal para un calentador vertical. (Hugot, 1986)

4.4. Evaporadores

Los evaporadores tienen como fin incrementar la concentración o brix del jugo hasta convertirlo en meladura evaporando el agua presente en el jugo. La etapa de evaporación se realiza con múltiples efectos, cada uno de estos puede estar compuesto por uno o varios evaporadores. El primer efecto usa como fluido calefactor vapor de escape, de ahí en adelante se usan los vapores vegetales resultantes de cada efecto en el siguiente como fluido calefactor. En el caso de los primeros efectos se tienen extracciones de vapor para suplir consumos energéticos en otras estaciones como lo son las de calentamiento y cristalización.

Conforme se avanza del primer efecto al último la presión va disminuyendo, esto es debido a que la temperatura de cualquier vapor vegetal generado en un evaporador es menor a la del vapor calefactor, por lo tanto, la temperatura de los vapores vegetales generados va disminuyendo conforme se avanza hasta el último efecto, así que al tener vapores calefactores de menor temperatura se debe tener menor presión para poder alcanzar el punto de ebullición del agua presente en el jugo. La disminución de presión en los cuerpos de cada evaporador se logra aplicando vacío con un condensador barométrico conectado al último efecto de evaporación.

El evaporador (Ilustración 5) está compuesto por un cilindro vertical sobre una calandria tubular donde se produce la transferencia de calor. En la parte superior del cilindro se encuentra el separador de arrastres, encargado de retener las gotas de líquido que viajan con el vapor del jugo. El vapor calefactor circula por el exterior de los tubos mientras que el jugo circula por el interior de estos. El vapor del jugo asciende por los tubos, pasa por el cuerpo, luego atraviesa el separador de arrastre hasta llegar a la salida para ser llevado al siguiente evaporador como vapor calefactor y también puede extraerse una parte para ser usado en calentadores o

tachos. El jugo asciende por los tubos de la calandria y descienden por el tubo central, luego es extraído e ingresado en el siguiente evaporador donde el vapor calefactor le entrega el calor latente a través de la calandria, los condensados del vapor calefactor son extraídos por medio de drenajes ubicados en la placa inferior de la calandria.

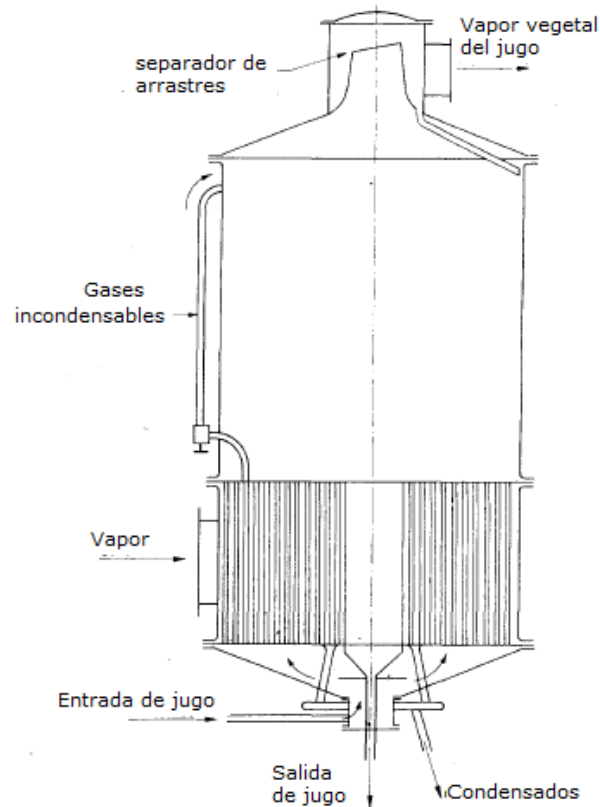


Ilustración 5. Cuerpo del evaporador. (Hugot, 1986)

4.5. Tachos

Los tachos son equipos que se encargan de generar los cristales de azúcar a partir de meladura o miel.

A través de los años, los tachos han adoptado una geometría relativamente estándar la cual consta de un cilindro vertical con calandria de tubos verticales, donde el vapor calefactor se condensa en la superficie exterior del tubo. También posee un gran conducto central de descenso con un diámetro usualmente de 40% del diámetro de la calandria. De estas características principales se desprenden varias geometrías o tipo de tachos, las más comunes son presentadas en la Ilustración 6.

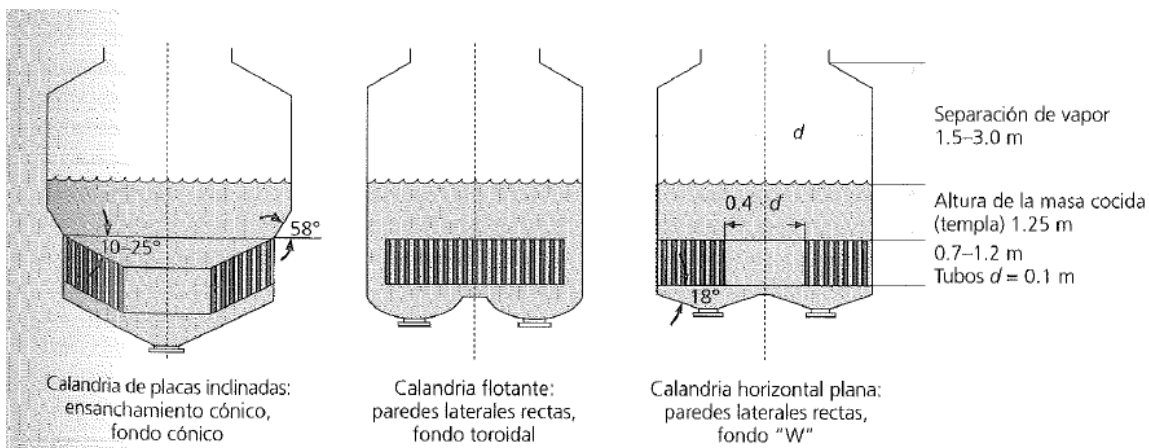


Ilustración 6. Geometrías comunes de tachos.

Es común encontrar arreglos de 3 tachos en cristalización, los cuales tienen como producto la masa cocida. Ésta es separada en miel y magma para los tachos B y C por las centrifugas, mientras que la masa cocida del tacho A es separada en miel y azúcar. La miel que sale del tacho A va al tacho B, del mismo modo, la miel del tacho B va al tacho de C, mientras que el magma funciona como semilla de cristal para los tachos anteriores, usando en el tacho C pequeños cristales de azúcar.

4.6. Análisis energético.

4.6.1. Eficiencia

La eficiencia o desempeño es un término muy usado, el cual sirve para determinar que tan bien se realiza un trabajo con respecto a los insumos usados. A continuación, se presentarán dos definiciones aceptadas y que serán usadas:

- La eficiencia de un dispositivo se encuentra definida como la salida deseada (energía transferida) sobre la entrada requerida (energía suministrada) para realizar el trabajo.
- La eficiencia consiste en obtener la respuesta deseada con los mínimos medios.

La primera definición hace referencia a qué tanta energía de la que se suministró realmente se convirtió en el trabajo que se esperaba. Mientras que la segunda definición hace referencia a que el trabajo deseado se debe lograr usando la menor cantidad de insumos posibles.

4.6.2. Integración energética

La recuperación de calor es comúnmente usada para calefacción o refrigeración en los procesos, reemplazando de esta manera la utilización de servicios fríos (p. ej. agua ambiente) o calientes (p. ej. vapor de escape). El proceso de integración es una familia de metodologías que combina varios procesos para reducir el consumo de recursos y/o emisiones nocivas, generando beneficios económicos, ambientales y sociales para la compañía (Klemeš, 2014).

4.6.3. Análisis Pinch

El análisis Pinch propone una red de transferencia de calor entre las diferentes corrientes del proceso con el objetivo de aprovechar las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, disminuyendo así la necesidad de utilizar fuentes externas (Benítez H., Martínez O., & Domínguez, s.f.).

En la Ilustración 7 se observa las curvas compuestas de las corrientes calientes (línea roja) y frías (línea azul), la superposición entre ellas (zona amarilla) representa la recuperación de calor que se puede obtener en el proceso.

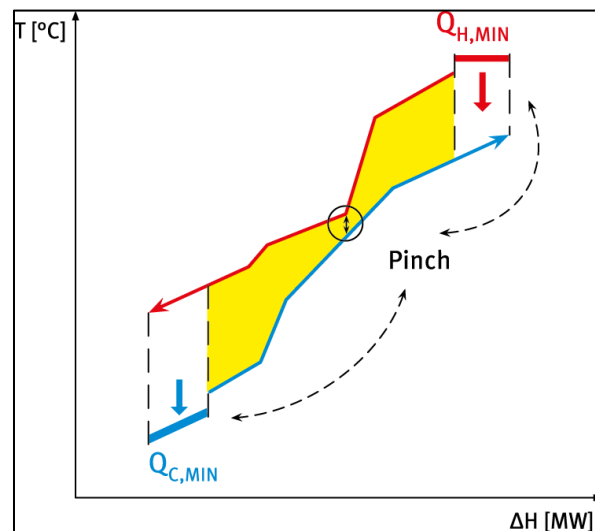


Ilustración 7. Curvas compuestas. (Klemeš, 2014)

Donde:

$Q_{h,min}$ = cantidad mínima de servicios calientes necesarios.

$Q_{c,min}$ = cantidad mínima de servicios fríos necesarios.

4.6.4. Reglas de Pinch

De acuerdo con Klemeš (2014), al realizar un diseño de red de intercambio de calor, se debe tener en cuenta las siguientes sugerencias con el fin de alcanzar el objetivo de minimizar el consumo de energía:

- No se debe transferir calor a través del Pinch.
- No se debe usar servicios fríos por encima del punto Pinch.
- No se debe usar servicios calientes por debajo del Pinch.

En la Ilustración 8 se representan las tres reglas del Pinch en el diagrama de curvas compuestas, en el cual se observa como el punto Pinch divide el sistema en dos subsistemas independientes. Estos subsistemas deben mantener el equilibrio energético usando las corrientes de proceso. Si las corrientes del proceso no son suficientes entonces se usan servicios fríos y servicios calientes para el subsistema debajo del Pinch y el subsistema por encima del Pinch, respectivamente.

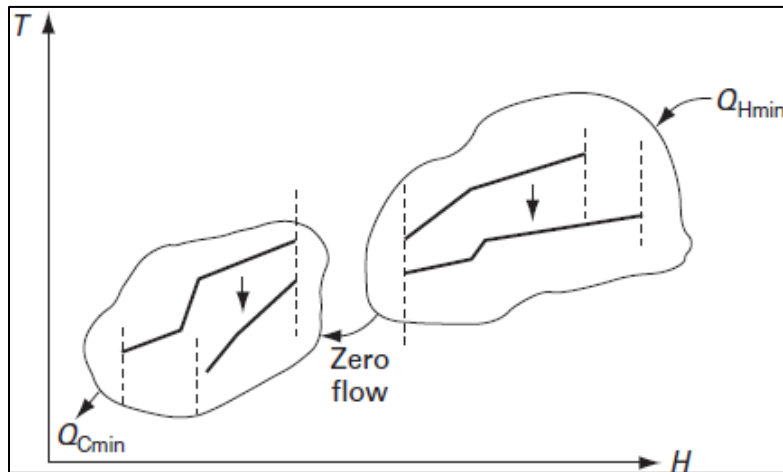


Ilustración 8. Resumen de reglas en gráfica de curvas compuestas. (Kemp, 2007)

En la Ilustración 9 se representa la manera de identificar cuando una red de intercambio de calor realiza transferencia de calor a través del Pinch.

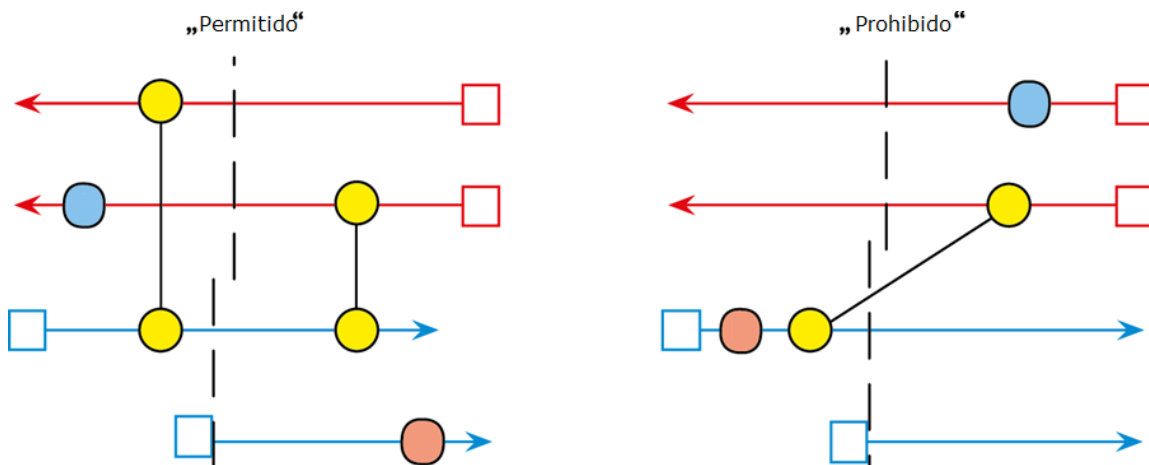


Ilustración 9. Resumen de reglas en diagrama de rejilla. (Klemeš, 2014)

Romper una de las reglas de diseño Pinch implicaría que en alguna parte del sistema se esté agregando energía de más, la cual debe ser balanceada agregando un requerimiento contrario como se observa en la Ilustración 10. Por lo tanto, el uso de servicios fríos por encima ($Q_{UC,above}$ “azul”) del Pinch le corresponde el uso de servicios calientes ($Q_{UC,above}$ “rojo”), del mismo modo para el uso de servicios calientes por debajo ($Q_{UH,below}$ “rojo”) del Pinch le corresponde el uso de servicios calientes ($Q_{UH,below}$ “azul”). Por último se observa que la transferencia de calor a través del Pinch (XP) también genera gastos energéticos por encima y debajo del Pinch.

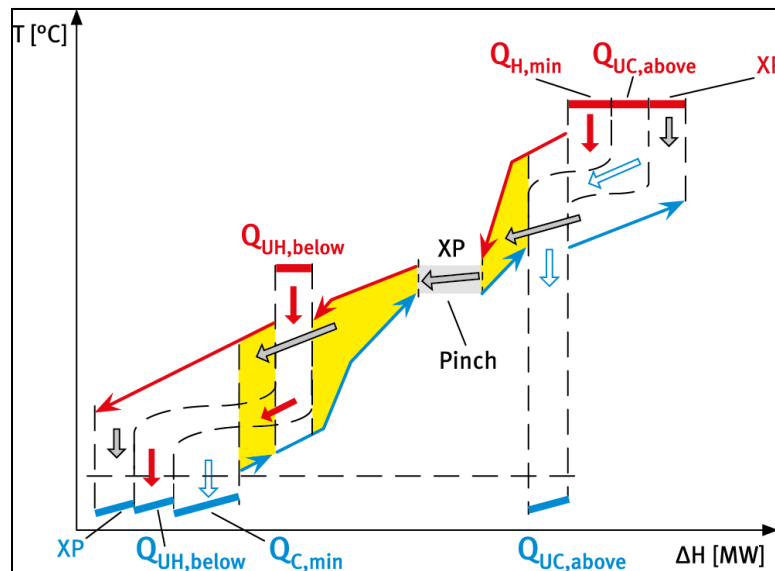


Ilustración 10. Consecuencias de romper las reglas de diseño Pinch. (Klemeš, 2014)

4.6.5. Corrientes

Son aquellas líneas del sistema en la que su fluido transportado conserva su masa y composición, cambiando su valor energético desde que sale de una operación hasta que ingrese a otra.

- **Corriente fría:** aquellas que deben aumentar su energía, en otras palabras aquellas corrientes que deben calentarse (la temperatura a la salida es mayor que la temperatura de entrada o existe evaporación).
- **Corriente caliente:** aquellas que deben disminuir su energía, es decir aquellas corrientes que se deben enfriar (la temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada o existe condensación).
- **Capacidad calorífica (CP):** representa la cantidad de calor que se le debe suministrar a la corriente para que ésta cambie su temperatura conforme fluye a través del intercambiador de calor (Çengel, 2007).
- **Entalpía (H):** Se le llama frecuentemente de esta manera al contenido de calor de una corriente, no se debe confundir con entalpía específica (h) (Kemp, 2007).

- **Utilidades o servicios:** Son fluidos que se le adicionan al proceso y se utilizan para enfriar (servicio frío) o para calentar (servicio caliente).
Ejemplo: vapor de agua, gases de combustión, agua fría, salmuera, amoníaco, etc. (Benítez H., Martínez O., & Domínguez, s.f.).

4.6.6. Diferencia de aproximación mínima de temperatura

La temperatura de aproximación mínima, denotada como ΔT_{min} , es la menor diferencia de temperaturas que se puede encontrar entre la curva compuesta fría y la curva compuesta caliente del proceso.

Para seleccionar este ΔT_{min} se pueden trasladar horizontalmente las curvas compuestas en su gráfica con el fin de encontrar el ΔT_{min} del proceso, por lo general se traslada la curva fría mientras que la caliente se mantiene fija. Variar la distancia entre curvas de manera horizontal es equivalente a variar la cantidad de calor recuperado y por lo tanto las demandas de servicio del sistema.

Entre más cercanas se encuentren las curvas menor será la diferencia de temperaturas entre ellas alcanzando a cierta superposición una diferencia de temperaturas permitida (ΔT_{min}), la cual se le conoce como *Punto Pinch* y representa la mayor aproximación entre las curvas (Klemeš, 2014).

Cada tipo de proceso o cruces entre corrientes y los servicios presentan ΔT_{min} diferentes. A continuación, se presentan la Tabla 1 y Tabla 2 en las cuales se encuentran valores sugeridos de ΔT_{min} para algunos casos.

Tabla 1. Valores de ΔT_{min} típicos para varios tipos de procesos. (March, 1998)

Sector Industrial	ΔT_{min} [°C]	Comentarios
Refinería de Petróleo	20 – 40	Coeficientes de transferencia de calor relativamente bajos, curvas compuestas paralelas en muchas aplicaciones, incrustaciones en intercambiadores de calor
Petroquímico	10 – 20	Calentadores y condensadores proporcionan mejores coeficientes de transferencia de calor
Químico	10 – 20	Como para procesos petroquímicos
Procesos a bajas temperaturas	3 – 5	Requisitos de energía para sistemas de refrigeración son muy costosos. ΔT_{min} decrece con bajas temperaturas de refrigeración.

Tabla 2. Valores de ΔT_{min} típicos para cruces entre corrientes del proceso y servicios. (March, 1998)

Cruce	ΔT_{min} [°C]	Comentarios
Vapor contra corrientes del proceso	10 – 20	Buen coeficiente de transferencia de calor por el vapor, condensación o evaporación
Refrigeración contra corriente del proceso	3 – 5	Refrigeración costosa
Gas combustible contra corriente del proceso	40	Bajo coeficiente de transferencia de calor por el gas combustible
Gas combustible contra vapor de generación	25 – 40	Buen coeficiente de transferencia de calor por el vapor
Gas combustible contra aire (por ejemplo, aire precalentado)	50	Aire en ambos lados. Depende de la temperatura del punto de rocío del ácido
Agua de refrigeración contra corrientes del proceso	15 -20	Las operaciones en invierno/verano deben ser consideradas.

Otra referencia para valores de ΔT_{min} se puede encontrar en la Natural Resources Canada (2012), la cual ofrece varios ejemplos del uso de Análisis Pinch en la industria y presenta valores de ΔT_{min} muy similares.

Tabla 3. ΔT_{min} propuestos. (Natural Resources Canada, 2012)

Cruce	ΔT_{min} [°C]
Corriente de proceso contra corriente de proceso	30 - 40
Corrientes de proceso contra vapor	10 - 20
Corriente de proceso contra agua de refrigeración	10 - 20
Corriente de proceso contra aire de refrigeración	12 - 25

Existe una estrecha relación entre el ΔT_{min} y el costo total del diseño ya que entre menor sea el ΔT_{min} escogido, mayor será el área total de transferencia que se debe usar en los intercambiadores (incrementando los costos de instalación y mantenimiento), aunque la necesidad de usar utilidades o servicios será menor (disminuyendo costos de operación) debido al acercamiento de las curvas compuestas (Benítez H., Martínez O., & Domínguez, s.f.). De manera contraria si se incrementa el ΔT_{min} se reducirá la cantidad de área de transferencia de calor necesaria, pero se requeriría más servicios como se observa en la Ilustración 11.

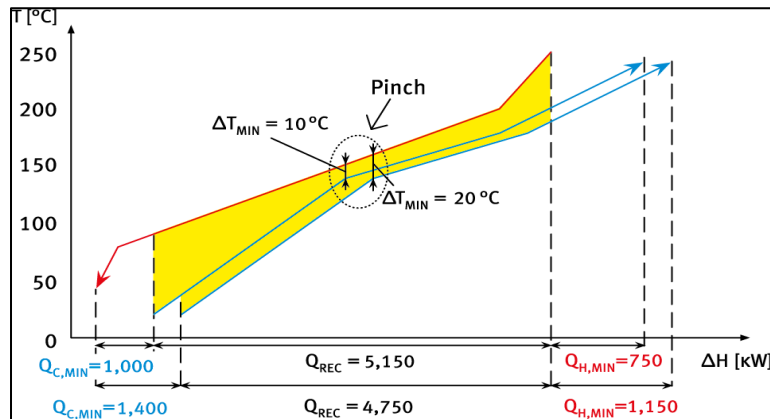


Ilustración 11. Incremento de $\Delta T_{\min}$. (Klemeš, 2014)

Un ahorro entre 20 y 30% de energía más el ahorro capital puede ser realizado a partir de un buen diseño de red de intercambio de calor. La aplicación consiste en un correcto posicionamiento de procesos y utilidad de intercambio de calor para calentar y enfriar corrientes de proceso para alcanzar las temperaturas objetivos. Las metas de un buen diseño de red consisten en la minimización de costos operacionales, costos de capital, una red para mínimo uso de servicios, mínima área superficial total y mínimo número de unidades, como intercambiadores de calor (Linnhoff & Hindmarsh, 1983).

5. METODOLOGÍA

En este capítulo se explica cuál fue la metodología a seguir desde que se adquieren los datos hasta escoger qué configuración es la apropiada con el fin de obtener una red de intercambio eficiente y viable. La Ilustración 12 muestra un resumen de la metodología usada para el mejoramiento de la red de intercambio de calor.

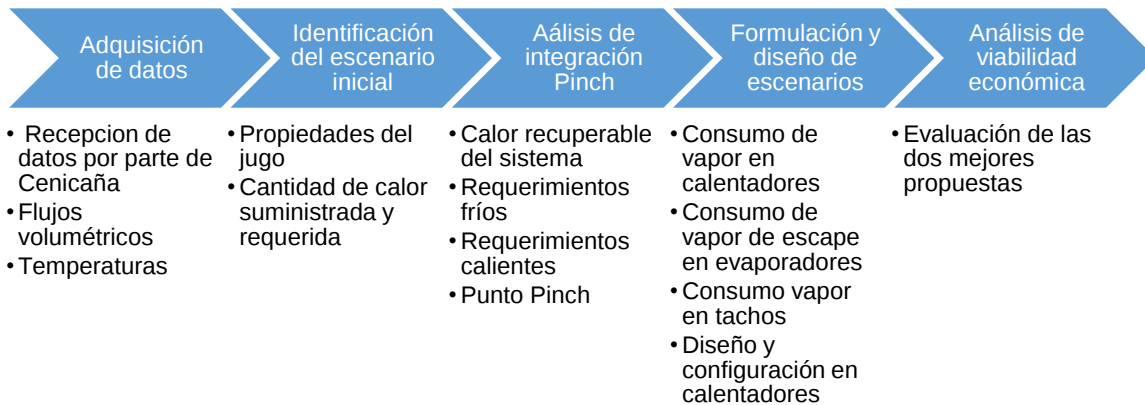


Ilustración 12. Metodología usada para el mejoramiento en la red de intercambio de calor.

5.1. Adquisición de datos

En esta fase se realizó la recolección de información secundaria necesaria para calcular la cantidad de energía y vapor requeridos en el proceso de calentamiento de jugo de caña, antes de ingresar a la estación de evaporación.

La información acerca de Pureza del jugo, Brix del jugo, temperaturas del jugo, temperatura del vapor, caudal del jugo, caudal del vapor y configuraciones de los intercambiadores de calor y del proceso fueron obtenidas a partir de estudios anteriores realizados por Cenicaña en un ingenio piloto en el periodo comprendido entre el 22 de Enero del 2015 y el 26 de Febrero del 2015 (ver Anexo 1).

5.2. Identificación del escenario inicial de la estación de calentamiento de jugo

En esta fase se procesaron y se realizaron los cálculos necesarios a partir de la información proporcionada por Cenicaña, para determinar la cantidad de energía y vapor requeridos para el proceso de calentamiento de jugo de caña con el fin de identificar las condiciones iniciales respecto al uso de la energía térmica en la estación de calentamiento.

5.2.1. Propiedades del Jugo

Las propiedades del jugo que se determinaron para el cálculo de energía requerida fueron: densidad, viscosidad cinemática, viscosidad dinámica, conductividad térmica, difusividad térmica, número de Prandtl y calor específico. A continuación, se describe la forma de cálculo de cada una de estas propiedades, de acuerdo con lo descrito por Bubnik (1995):

- **Calor específico C_j [kJ/(kg*°C)]:**

Se encuentra en términos de la pureza del jugo P_z , el brix del jugo B_x y la temperatura del jugo T_j [°C], y se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$C_j = 4,1868 - B_x * (0,0297 - 4,6 * 10^{-5} * P_z) + 7,5 * 10^{-5} * B_x * T_j \quad (1)$$

- **Densidad del jugo ρ_j [kg/m³]:**

$$\rho_j = \rho_p + \Delta\rho_j \quad (2)$$

La ecuación de la densidad del jugo se encuentra expresada por la suma de la densidad de una solución pura de sacarosa-agua ρ_p más la diferencia entre las densidades de soluciones técnicas de sacarosa-agua y las densidades de soluciones puras.

$$\rho_p = \rho_w + \rho_1 + \rho_2 + \rho_3 + \rho_4 + \rho_5 \quad (3)$$

$$\rho_w = \frac{q + q_1 + q_2}{q_3} \quad (4)$$

$$q = 999,83952 + 16,952577 * T_j - 7,9905127 * 10^{-3} * T_j^2 \quad (5)$$

$$q_1 = -46,24157 * 10^{-6} * T_j^3 + 105,84601 * 10^{-9} * T_j^4 \quad (6)$$

$$q_2 = -281,03006 * 10^{-12} * T_j^5 \quad (7)$$

$$q_3 = 1 + 16,887236 * 10^{-3} * T_j \quad (8)$$

$$p_1 = 385,1761 * w_{sac} + 135,3705 * w_{sac}^2 + 40,9299 * w_{sac}^3 - 3,9643 * w_{sac}^4 + 13,4853 * w_{sac}^5 - 17,289 * w_{sac}^6 \quad (9)$$

$$p_2 = (-46,272 * w_{sac} - 7,172 * w_{sac}^2 + 1,1597 * w_{sac}^3 + 5,1126 * w_{sac}^4 + 17,5254 * w_{sac}^5) * \tau \quad (10)$$

$$p_3 = (59,7712 * w_{sac} + 7,2491 * w_{sac}^2 + 12,363 * w_{sac}^3 - 35,4791 * w_{sac}^4) * \tau^2 \quad (11)$$

$$p_4 = (-47,2207 * w_{sac} - 21,6977 * w_{sac}^2 + 27,6301 * w_{sac}^3) * \tau^3 \quad (12)$$

$$p_5 = (18,3184 * w_{sac} + 12,3081 * w_{sac}^2) * \tau^4 \quad (13)$$

$$\tau = \frac{T_j - 20}{100} \quad (14)$$

La fracción en masa de la sacarosa es denotada como w_{sac} y se calcula de la siguiente manera:

$$w_{sac} = \frac{Bx}{100} \quad (15)$$

La diferencia entre las densidades de soluciones técnicas de sacarosa-agua y las densidades de soluciones puras se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta\rho_j = -1 + \exp[(-6,927 * 10^{-6} * Bx^2 - 1,165 * 10^{-4} * Bx) * (Pz - 100)] \quad (16)$$

- **Viscosidad dinámica del jugo μ_j [N*s/m²]:**

$$\mu_j = 10^{[22,46 * d - 0,114 + c * (1,1 + 43,1 * a * d^{1,25})]} * 10^{-3} \quad (17)$$

Los coeficientes a,d y c de la ecuación de viscosidad dinámica del jugo son determinados por las siguientes ecuaciones:

$$a = 0,85 + 0,15 * \frac{Pz}{100} \quad (18)$$

$$b = Bx * \left[0,962 + 0,038 * \frac{Pz}{100} \right] \quad (19)$$

$$c = \frac{30 - T_j}{91 + T_j} \quad (20)$$

$$d = \frac{b}{1900 - 18 * b} \quad (21)$$

- **Viscosidad cinemática v_j [m²/s]:**

$$v_j = \frac{\mu_j}{\rho_j} \quad (22)$$

- **Conductividad térmica k_j [W/(m*°C)]:**

$$k_j = A * Bx + B \quad (23)$$

Los coeficientes A y B de la conductividad térmica son calculados de las siguientes ecuaciones:

$$A = 5,466 * 10^{-8} * T_j^2 - 1,176 * T_j - 3,024 * 10^{-3} \quad (24)$$

$$B = -7,847 * 10^{-6} * T_j^2 + 1,976 * 10^{-3} * T_j + 0,563 \quad (25)$$

- **Difusividad térmica del jugo α_j [m²/s]:**

$$\alpha_j = \frac{k_j}{\rho_j * C_j} \quad (26)$$

- **Número de Prandtl Pr_j :**

$$Pr_j = \frac{\text{viscosidad cinemática}}{\text{difusividad térmica}} = \frac{\nu_j}{\alpha_j} \quad (27)$$

5.2.2. Cantidad de calor requerido y suministrado

Con el fin de determinar el vapor requerido en cada calentador se debe calcular primero el calor necesario $\dot{Q}_j$ [kW] para incrementar la temperatura del jugo hasta la temperatura de salida, de acuerdo con Rein (2012):

$$\dot{Q}_j = \dot{m}_j * C_{j*}(T_{j,sal} - T_{j,en}) \quad (28)$$

Luego se presenta la ecuación del calor suministrado por el vapor de calentamiento $\dot{Q}_v$ [kW]:

$$\dot{Q}_v = \dot{m}_v * (h_{v,en} - h_{con,sal}) \quad (29)$$

Donde:

$\dot{m}_j$ = Flujo másico del jugo [kg/s]

$\dot{m}_v$ = Flujo másico del vapor [kg/s]

$h_{v,sal}$ = Entalpía específica del vapor calefactor a la entrada del calentador [kJ/kg]

$h_{con,en}$ = Entalpía específica de los condensados a la salida del calentador [kJ/kg]

La entalpía específica de condensación $(h_{v,en} - h_{con,sal})$ se puede calcular utilizando la siguiente ecuación (Rein, 2012):

$$(h_{v,en} - h_{con,sal}) = 2492,9 - 2,0523 * T_{con} - 0,0030752 * T_{con}^2 \quad (30)$$

En la ecuación 30 y durante todo el documento se asume que los vapores calefactores están saturados a la temperatura especificada y que entregan todo su calor latente hasta convertirse en condensados.

5.3. Análisis de integración energética “Pinch”

El análisis de integración energética del sistema se empleó para realizar el diagnóstico del escenario base y para evaluar los escenarios formulados. El

procedimiento utilizado se compone de tres pasos: (a) el algoritmo de la tabla del problema, con el cual se determinó algebraicamente la ubicación del punto Pinch y el requerimiento de servicios calientes y fríos; (b) la generación de curvas compuestas, la cual permitió identificar de manera gráfica la recuperación de calor en el sistema y (c) el diagrama de rejilla, con el cual se representó en forma gráfica los cruces entre corrientes.

A continuación, se describe detalladamente cada uno de los pasos para realizar el análisis Pinch.

5.3.1. Algoritmo de la tabla del problema y cascada energética

El procedimiento para realizar la tabla del problema se realizó con base en lo expuesto por Klemeš (2014), de la siguiente forma:

- a) Las temperaturas de las corrientes frías del proceso se modificaron sumando $\Delta T_{min}/2$ a cada una, mientras que a las temperaturas de las corrientes calientes del proceso se les restó $\Delta T_{min}/2$ a cada una. Esto con el fin de garantizar, en el momento de realizar el balance energético, que se cumpla el ΔT_{min} propuesto para el estudio, para este caso 10°C . Se escoge 10°C como ΔT_{min} debido a la naturaleza del intercambio de calor, el cual se realiza entre vapor y corrientes de proceso.
- b) Se realizó una lista ordenada con todas las temperaturas modificadas, eliminando aquellas que se encontraran duplicadas.
- c) Se generó una tabla, con las columnas descritas a continuación:
 - 1^{er} columna: lista ordenada de temperaturas modificadas.
 - 2^{da} columna: intervalo evaluado.
 - 3^{er} columna: diferencia de temperaturas de cada intervalo.
 - 4^{ta} columna: sumatoria de los CP de las corrientes involucradas en cada intervalo, tomando como positivas las corrientes calientes y negativas las corrientes frías.
 - 5^{ta} columna: cálculo del cambio de entalpía, el cual se realizó despejando ΔH de la ecuación 30.
 - 6^{ta} columna: caracterización del cambio de entalpía en el intervalo de temperatura de acuerdo con el requerimiento de calor, clasificándolo como: superávit o déficit de calor.

Nota: Debido a que el vapor no presenta cambios de temperatura durante la condensación, pero si presenta cambios de entalpía, se asumió un cambio de temperatura de 1°C , con el fin de seguir realizando los pasos como se proponen en la metodología, a fin de generar intervalos de temperatura.

- d) La cascada energética inicial se realizó usando los mismos intervalos de temperatura junto con sus respectivos cambios de entalpía de la tabla del problema. Esta cascada está compuesta de tres columnas: en la primera se presenta los intervalos de temperatura; en la segunda se presenta el cambio de calor de dicho intervalo y en la tercera, se presenta el balance energético, el cual debe iniciar con valor de cero y a medida que se descende en la columna se suma el valor de cambio de entalpía de cada intervalo.
- e) Se realizó una segunda cascada energética llamada cascada factible. Se usó la misma metodología de la cascada inicial, difiriendo en su tercera columna, la cual inicia con el valor mínimo (más negativo) del balance energético de la cascada inicial, registrándolo con magnitud positiva. La temperatura en la cual el balance de energía de la cascada factible sea cero, se conoce como el punto Pinch, también se obtiene de manera implícita los valores de requerimientos mínimos de servicios calientes y fríos ubicados en la parte superior e inferior de la cascada, respectivamente.

5.3.2. Generación de curvas compuestas

Teniendo en cuenta los valores de temperatura y entalpía de los flujos, se procedió a generar las curvas para el caso de las corrientes frías y las corrientes calientes. Las curvas compuestas se conformaron a partir de varias líneas de corriente, de la siguiente forma:

- a) Se organizaron las líneas de corriente en el plano cartesiano, teniendo en cuenta que el inicio de cada línea coincidiera con el punto donde termina la línea anterior con respecto al eje horizontal, sin afectar los valores de temperatura (eje vertical). Lo anterior se hizo con el fin de dar continuidad a las líneas en el eje de entalpía (eje horizontal). La distancia horizontal de cada línea es entonces el ΔH de la corriente.

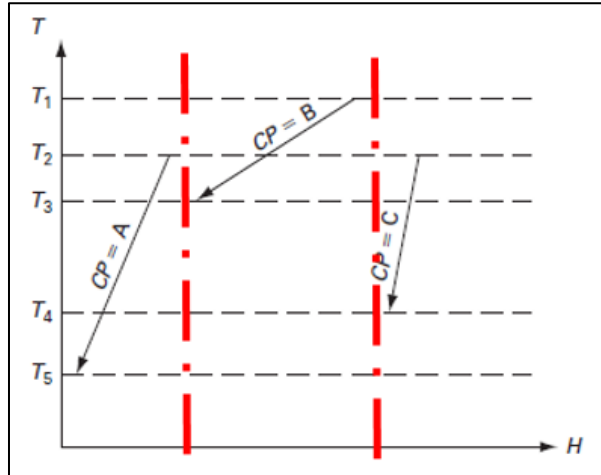


Ilustración 13. Ubicación de las líneas de corriente en el plano cartesiano.
Modificado de Kemp (2007)

- b) El siguiente paso fue generar una lista con las temperaturas iniciales y finales de todas las corrientes. Así como en la Ilustración 13, se identificaron las temperaturas de T_1 a T_5 , y se demarcaron en la gráfica de manera ordenada. Los intervalos de temperatura corresponderán entonces al formado entre la temperatura T_n y T_{n+1} .
- c) Posteriormente, se calculó la capacidad calorífica de cada corriente, la cual es conocida como CP. El CP dentro de las gráficas de corrientes representa el inverso de la pendiente de la curva fría o caliente y se calculó mediante la siguiente ecuación.

$$CP = \frac{\Delta H}{T_{sal} - T_{en}} \quad (31)$$

- d) Se identificaron gráficamente las corrientes que estaban dentro de cada intervalo de temperatura y se calculó para cada intervalo la nueva pendiente de la corriente, como la sumatoria del inverso de las pendientes (CP).
- e) Finalmente, se procedió a dibujar la curva compuesta como una línea continua teniendo en cuenta los intervalos de temperatura y las nuevas pendientes como se observa en Ilustración 14 (CP).

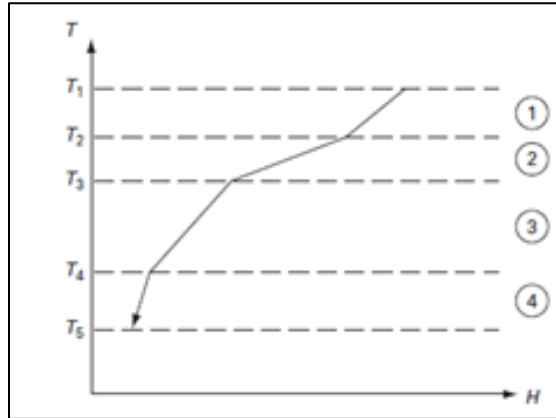


Ilustración 14. Desarrollo de curvas compuestas.
Modificado de Kemp (2007)

5.3.3. Elaboración de diagrama de rejilla

El diagrama de rejilla (Ilustración 15) se elaboró de forma gráfica teniendo en cuenta que las corrientes frías se representan con flechas direccionadas a la izquierda y se ubican en la parte inferior, mientras que las corrientes calientes se representan con flechas direccionadas a la derecha y se ubican en la parte superior.

Todas las corrientes deben ir enumeradas o etiquetadas, para su fácil reconocimiento, además de tener la información de las temperaturas iniciales al comienzo de las flechas y las temperaturas finales al final de las flechas. Adicionalmente, se agrega al diagrama el intervalo de ΔT_{min} ubicado en el punto Pinch.

Por último, se dibujan líneas que representan los cruces o intercambios de calor entre las corrientes. Se denota con CAL o CON cuando se usa en la corriente calentadores o condensadores que usan servicios.

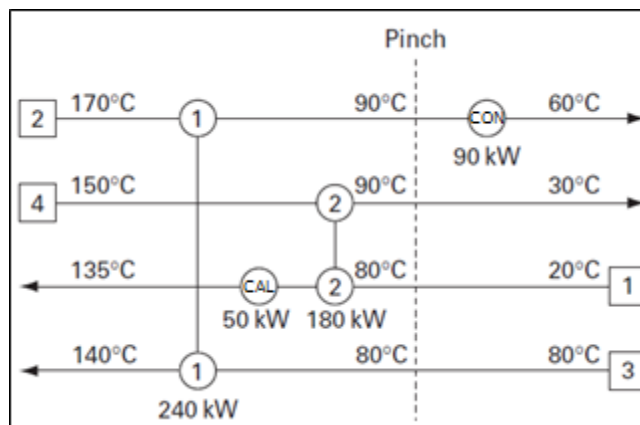


Ilustración 15. Diagrama de rejilla. Kemp (2007)

5.4. Formulación y diseño de escenarios

Se formulan cinco escenarios diferentes, con el fin de aumentar el ahorro de vapor de escape. Para esto se tuvo en cuenta que cada escenario tuviera una configuración diferente de uso de vapores de efectos y el uso o no de condensados.

Además, para la formulación de escenarios se considera el principio de cruce de corrientes, en el cual para seleccionar el mejor cruce de corrientes, sin romper la restricción de ΔT_{min} , se debe tener en cuenta que: Por encima del Pinch el CP de la corriente caliente debe ser menor o igual que el CP de la corriente fría, como se muestra en la ecuación 32. Por otro lado, por debajo del Pinch el CP de la corriente fría debe ser menor o igual que el CP de la corriente caliente según la ecuación 33.

$$CP_H \leq CP_C \quad (32)$$

$$CP_C \leq CP_H \quad (33)$$

El resultado de contradecir estas sugerencias se expone en la Ilustración 16, donde se observa el cruce de dos corrientes por encima del Pinch en la cuales el CP de la corriente caliente es mayor que el CP de la corriente fría. Al alejarnos del Pinch tienden a converger las líneas de corrientes dando como resultado diferencias de temperaturas menores al ΔT_{min} .

De lo anterior, se tiene que el CP de la corriente que va hacia el Pinch debe ser menor que el CP de la corriente que se aleja del Pinch. (Klemeš, 2014)

$$CP_{hacia\ el\ Pinch} \leq CP_{aleja\ del\ Pinch} \quad (34)$$

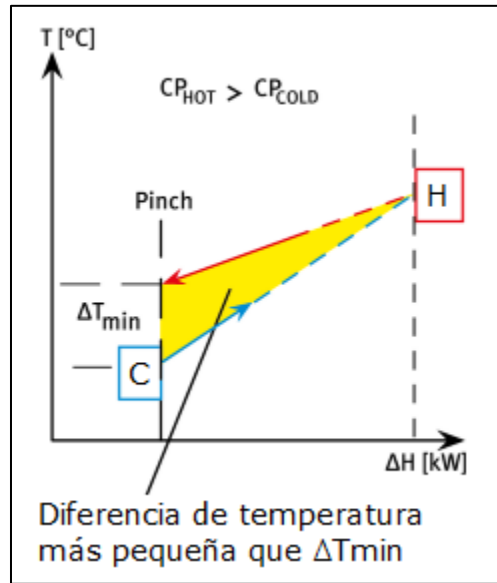


Ilustración 16. Convergencia de corrientes. (Kemp, 2007)

A partir de lo anterior, se escogen los deltas de temperaturas de cada cruce, se verifican los requerimientos y disponibilidad del vapor para el proceso de calentamiento teniendo en cuenta el uso de vapor en otros procesos.

Posteriormente, se evaluaron energéticamente los diferentes escenarios formulados, mediante la metodología de análisis Pinch, como se hizo con el escenario base. Luego, se determina el área de transferencia de calor necesaria en cada cruce de corrientes con el fin de escoger los calentadores más apropiados entre los existentes. Finalmente, se determina la eficiencia de los escenarios propuestos en relación con el ahorro de consumo de vapor de escape comparado con el escenario base.

A continuación, se describen en detalle los pasos para el diseño de los escenarios formulados.

5.4.1. Determinación del flujo de vapor en calentadores.

Para el cálculo del flujo de vapor se debe tener en cuenta una pérdida de calor en los calentadores de 5%, la cual se encuentra dentro del rango estimado por Hugot (1986). Esto quiere decir que el vapor debe suministrar 1.05 veces la cantidad de energía requerida por el jugo. Lo anterior se resume en la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_j = 0,95 * \dot{Q}_v \quad (35)$$

Al reemplazar las ecuaciones 28 y 29 en la ecuación 35 se puede despejar la cantidad de vapor necesaria para el calentamiento, $\dot{m}_v$ [kg/s].

$$\dot{m}_v = \frac{\dot{m}_j * C_{j*}(T_{j,sal} - T_{j,en})}{0,95 * (h_{v,en} - h_{con,sal})} \quad (36)$$

5.4.2. Determinación del consumo de vapor en un evaporador.

Se determina el consumo de vapor en cada evaporador con el fin de conocer el vapor disponible para ser usado en calentamiento.

De acuerdo con Rein (2012) para determinar el consumo de vapor en evaporadores se asume que 1 kg de vapor evapora 1 kg de agua. Así, la cantidad de flujo de vapor necesaria en un evaporador debe ser suplida por la misma cantidad de vapor generada en el evaporador anterior.

$$\dot{m}_{v,en(n)} = \dot{m}_{v,sal(n)} \quad (37)$$

De este modo, el vapor que sale de un evaporador deber ser el suficiente para suplir las necesidades del siguiente evaporador y de las extracciones hacia las otras estaciones.

$$\dot{m}_{v,sal(n)} = \dot{m}_{v,en(n+1)} + \dot{m}_{ext(n)} \quad (38)$$

La cantidad de flujo de vapor que sale de un evaporador se calcula a partir del balance de masa del jugo que entra y sale del evaporador.

$$\dot{m}_{v,sal} = \dot{m}_{j,en} - \dot{m}_{j,sal} \quad (39)$$

La cantidad de jugo de salida en un evaporador se determina con el balance de la fracción en masa de la sacarosa presente en los jugos de entrada y salida de la siguiente manera.

$$\dot{m}_{j,sal} = \dot{m}_{j,en} * \frac{w_{sac,en}}{w_{sac,sal}} \quad (40)$$

Sí no se tienen las fracciones en masa de sacarosa a la entrada y salida de los evaporadores, se realiza el balance de masa en el tren de evaporación (Ilustración 17), desde el condensador hasta el primer evaporador para determinar el vapor producido en cada evaporador.

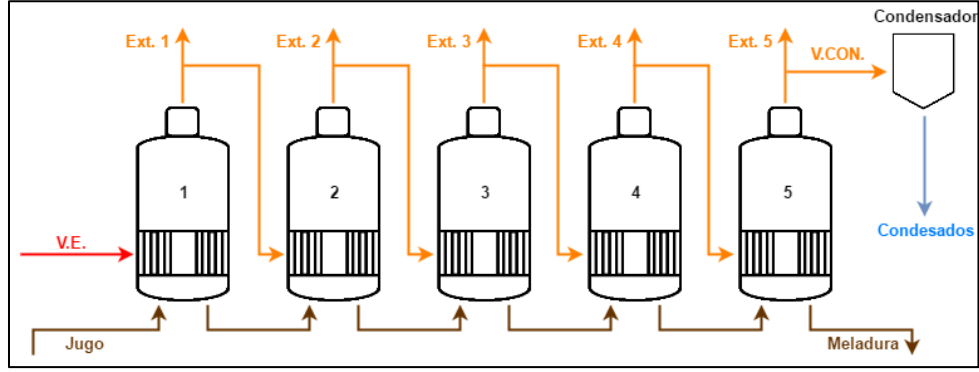


Ilustración 17. Flujos en tren de evaporación.

$$\dot{m}_j - \dot{m}_{mel} = \dot{m}_{v,sal(1)} + \dot{m}_{v,sal(2)} + \dot{m}_{v,sal(3)} + \dot{m}_{v,sal(4)} + \dot{m}_{v,sal(5)} \quad (41)$$

El flujo de vapor en cada efecto es:

$$\dot{m}_{v,sal(5)} = \dot{m}_{v,con} + \dot{m}_{ext(5)} \quad (42)$$

$$\dot{m}_{v,sal(4)} = \dot{m}_{v,con} + \dot{m}_{ext(5)} + \dot{m}_{ext(4)} \quad (43)$$

$$\dot{m}_{v,sal(3)} = \dot{m}_{v,con} + \dot{m}_{ext(5)} + \dot{m}_{ext(4)} + \dot{m}_{ext(3)} \quad (44)$$

$$\dot{m}_{v,sal(2)} = \dot{m}_{v,con} + \dot{m}_{ext(5)} + \dot{m}_{ext(4)} + \dot{m}_{ext(3)} + \dot{m}_{ext(2)} \quad (45)$$

$$\dot{m}_{v,sal(1)} = \dot{m}_{v,con} + \dot{m}_{ext(5)} + \dot{m}_{ext(4)} + \dot{m}_{ext(3)} + \dot{m}_{ext(2)} + \dot{m}_{ext(1)} \quad (46)$$

Al reemplazar las ecuaciones 42 a 46 en la ecuación 41 tendremos que:

$$\dot{m}_j - \dot{m}_{mel} = 5 * \dot{m}_{v,con} + 5 * \dot{m}_{ext(5)} + 4 * \dot{m}_{ext(4)} + 3 * \dot{m}_{ext(3)} + 2 * \dot{m}_{ext(2)} + \dot{m}_{ext(1)} \quad (47)$$

Al despejar $\dot{m}_{v,con}$ de la ecuación 47 tenemos:

$$\dot{m}_{v,con} = \frac{[\dot{m}_j - \dot{m}_{mel}] - [5\dot{m}_{ext(5)} + 4\dot{m}_{ext(4)} + 3\dot{m}_{ext(3)} + 2\dot{m}_{ext(2)} + \dot{m}_{ext(1)}]}{5} \quad (48)$$

Al determinar el valor de $\dot{m}_{v,con}$ se resuelven las ecuaciones de los vapores producidos en cada evaporador.

5.4.3. Consumo de vapor en tachos

El cálculo de consumo de vapor en tachos se realizó con el software Ceniprof v2.0 (Ceniprof, 2014) ya que toma en cuenta criterios como: flujos másicos, fracción en masa de sacarosa y pureza tanto en semilla como en miel, y también tiene en cuenta los tiempos de residencia en el tacho.

5.4.4. Diseño de calentadores.

El área de transferencia de calor se determinó con el fin de escoger o diseñar el tamaño del calentador que se ajuste a las condiciones específicas del incremento de temperatura. Esta área puede ser despejada de la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{j,i} = U * A_{i,req} * \Delta T_{ml} \quad (49)$$

Dónde:

$\dot{Q}_{j,i}$ = Calor transferido en el i-esimo calentador [kW].

U = Coeficiente de transferencia de calor global [W/(m²*°C)].

$A_{i,req}$ = Área de transferencia de calor requerida en el i-esimo calentador [m²]

ΔT_{ml} = Temperatura media logarítmica [°C].

Despejando el $A_{i,req}$ en la ecuación (49) tenemos qué:

$$A_{i,req} = \frac{\dot{Q}_{j,i}}{U * \Delta T_{ml}} \quad (50)$$

5.4.4.1. Diferencia de temperatura media logarítmica

La diferencia de temperatura media logarítmica es definida inicialmente para calentadores de flujo paralelo o contraflujo $\Delta T_{ml,cf}$ como se indica en la ecuación 51.

$$\Delta T_{ml,cf} = \frac{[\Delta T_1 - \Delta T_2]}{\ln \left[\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right]} \quad (51)$$

Donde:

$$\Delta T_1 = T_{v,en} - T_{j,sal} \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$\Delta T_2 = T_{con,sal} - T_{j,en} \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Para calentadores de flujo cruzado y de coraza y tubos, la diferencia de temperatura media logarítmica es diferente ya que ésta también depende de la configuración geométrica del intercambiador. De este modo, se corrige la ecuación (51) con el *factor de corrección, F*.

$$\Delta T_{ml} = F * \Delta T_{ml,cf} \quad (52)$$

Cuando ocurre cambio de fase ya sea dentro o fuera de los tubos y por lo tanto la temperatura del fluido se mantiene constante, como en el caso de los calentadores de jugo donde se condensa el vapor, el factor de corrección F es igual a 1. (Çengel, Transferencia de calor y masa: Un enfoque práctico., 2007)

5.4.4.2. Coeficiente global de transferencia de calor

El calor es transferido a través de la pared del tubo desde el vapor que se condensa afuera hasta el jugo que fluye por el interior del tubo. El coeficiente de transferencia de calor es el recíproco de la resistencia total al flujo de calor. Las resistencias se encuentran en serie y se presentan del lado del jugo, del lado del vapor, el tubo e incrustación sobre las superficies externas e internas del tubo. (Rein, 2012)

En términos de la superficie interna de cada tubo A_i , el coeficiente global de transferencia de calor U es:

$$U = \frac{1}{A_i * R_{total}} \quad (53)$$

Al desglosar la resistencia total en la ecuación (53) el coeficiente global de transferencia de calor es:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_{f,i} + \frac{A_i}{2 * \pi * k_t * L_t} * \ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right) + \frac{R_{f,e} * A_i}{A_e} + \frac{A_i}{h_e * A_e}} \quad (54)$$

Dónde:

h_i = Coeficiente de transferencia de calor por convección interno [W/(m²*°C)]

h_e = Coeficiente de transferencia de calor por convección externo [W/(m²*°C)]

$R_{f,i}$ = Resistencia interna por incrustación [m²*°C/W]

$R_{f,e}$ = Resistencia externa por incrustación [m²*°C/W]

k_t = Conductividad térmica del tubo [W/(m*°C)]

D_i = Diámetro interno del tubo [m]

D_e = Diámetro externo del tubo [m]

A_i = Superficie interna de cada tubo [m²]

A_e = Superficie externa de cada tubo [m²]

L_t = Longitud de un tubo [m]

El área interna de cada tubo A_i es:

$$A_i = \pi * D_i * L_t \quad (55)$$

El área externa de cada tubo A_e es:

$$A_e = \pi * D_e * L_t \quad (56)$$

5.4.4.3. Coeficiente de transferencia de calor interno

El coeficiente de transferencia de calor por convección interno h_i se calculó a partir de la siguiente ecuación:

$$h_i = \frac{Nu_i * k_j}{D_i} \quad (57)$$

El número adimensional de Nusselt Nu_i para flujos turbulentos en calentamiento al interior de tubería circular ($Re > 2300$) es:

$$Nu_i = 0,023 * Re_j^{0,8} * Pr_j^{0,4} \quad (58)$$

El número adimensional de Reynolds Re_j para el flujo de jugo por cada tubo es:

$$Re_j = \frac{\rho_j * V_j * D_i}{\mu_j} \quad (59)$$

Las propiedades del jugo ρ_j, μ_j, k_i para las ecuaciones anteriores son evaluadas a la temperatura promedio dentro de los calentadores.

La velocidad del jugo al interior de cada tubo V_j es:

$$V_j = \frac{\dot{m}_j}{\rho_j * A_t * N_{tp}} \quad (60)$$

En la ecuación (60) A_t es el área transversal interna de cada tubo y N_{tp} es el número de tubos por paso.

El área transversal interna de cada tubo se calcula de la siguiente manera:

$$A_t = \frac{\pi * D_i^2}{4} \quad (61)$$

5.4.4.4. Coeficiente de transferencia de calor por convección externo

Se consideró que el flujo de vapor sobre el exterior del tubo genera una película de condensados sobre éste. El coeficiente de transferencia de calor externo de una película de vapor condensado sobre tubos horizontales es:

$$h_e = 0,725 * \left[\frac{k_{con}^3 * \rho_{con}^2 * g * (h_{v,en} - h_{con,sal})}{D_e * \Delta T * \mu_{cond}} \right]^{0,25} \quad (62)$$

Dónde:

k_{con} = Conductividad térmica del condensado [W/(m*°C)]

ρ_{con} = Densidad del condensado [kg/m³]

g = Gravedad [m^2/s]

μ_{cond} = Viscosidad dinámica del condensado [$N*s/m^2$]

Como se expresó anteriormente las propiedades físicas se refieren a aquellas del líquido condensado a la temperatura de condensación. Para este caso ΔT corresponde a la diferencia de temperatura entre el vapor que se condensa y la pared del tubo. Por lo general la temperatura de la pared del tubo no se conoce, pero se ha utilizado para calentamientos con vapores 1 y 2 ΔT de 22,5 y 15 K, respectivamente. Esta suposición no afecta significativamente el coeficiente global de transferencia de calor ya que este no es sensible a este valor supuesto. (Rein, 2012)

La conductividad térmica k_{con} , la densidad ρ_{con} y viscosidad dinámica del condensado μ_{con} se calculan a partir de las siguientes correlaciones generadas usando el software SteamTab (ChemicaLogic SteamTab Companion, 2003):

$$k_{con} = -0,0000087935 * T_{con}^2 + 0,0020729683 * T_{con} + 0,5608807885 \quad (63)$$

$$\mu_{con} = 0,0000138297 * T_{con}^4 - 0,004990139 * T_{con}^3 + 0,6914895681 * T_{con}^2 - 47,4893894146 * T_{con} + 1722,8465450434 \quad (64)$$

$$\rho_{con} = 0,00000956 * T_{con}^3 - 0,00492178 * T_{con}^2 - 0,02484528 * T + 1000,40818829 \quad (65)$$

5.4.4.5. Resistencias térmicas por incrustaciones

La resistencia térmica interna por incrustación $R_{f,i}$ para el flujo de jugo al interior de tubos en un calentador es:

$$R_{f,i} = 0,0035 * t^{0,8} * \left[1 + \frac{10,763}{V_j^3} \right] * 10^{-3} \quad (66)$$

La resistencia térmica interna se encuentra en términos del tiempo de operación t en horas y la velocidad del jugo dentro de cada tubo V_j .

La resistencia térmica externa por incrustación $R_{f,e}$ para vapor de agua es 0.0001 [$m^2*°C/2$]. (Çengel, Transferencia de calor y masa: Un enfoque práctico., 2007)

5.4.5. Determinación de eficiencia térmica.

Para la primera definición de eficiencia en la sección 4.6.1 se tiene que la eficiencia en el *i*-enésimo calentador es:

$$Ef_i = \left[\frac{\text{Calor transferido}}{\text{Calor suministrado}} \right] * 100 = \left[\frac{\dot{Q}_j}{\dot{Q}_v} \right] * 100 \quad (67)$$

La segunda definición de eficiencia, en este caso para la red de intercambio de red, en la sección 4.6.1 tiene en cuenta todo el vapor usado para calentamiento. Para esto, se suma el vapor de escape en la estación de calentamiento y en la estación evaporación, ya que se usa parte del vapor de escape para generar el vapor vegetal usado en calentamiento. Estos valores fueron comparados con la cantidad de vapor de escape determinado en el escenario base.

$$Ef_{sist} = \left[1 - \frac{\dot{m}_{ve,formulado}}{\dot{m}_{ve,base}} \right] * 100 \quad (68)$$

Donde:

$\dot{m}_{ve,formulado}$ = Vapor de escape usado en calentamiento incluyendo el que genera vapor vegetal para el escenario formulado [kg/s]

$\dot{m}_{ve,teo}$ = Vapor de escape usado en calentamiento incluyendo el que genera vapor vegetal para el escenario base [kg/s].

5.5. Análisis de viabilidad económica de los escenarios formulados

En este análisis se determinó la viabilidad económica de los dos escenarios con mejores resultados en eficiencia térmica y practicidad técnica.

Primero, se determinó el costo del total de inversión teniendo en cuenta la tubería, equipos, válvulas y/o modificaciones de equipos. Segundo, se calculó la ganancia por ahorro de vapor y ahorro en mantenimiento. Por último, se confrontaron estos dos para determinar cuál escenario presentaba el retorno de inversión más cercano y así escoger la red de intercambio de calor más viable entre las diseñadas.

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1. Condiciones iniciales del caso de estudio

A partir de los datos reportados por Cenicaña en la estación de calentamiento y de los esquemas proporcionados por el ingenio piloto, se determinó el escenario inicial del proceso con respecto al uso de energía térmica. A continuación se detallan los datos reportados y los cálculos realizados para determinar el escenario base.

6.1.1. Extracción de datos en calentadores.

En la Ilustración 18 se encuentra el esquema inicial de calentamiento de jugo en el ingenio azucarero, de donde se puede identificar el posicionamiento de cada calentador y el recorrido de los flujos del proceso.

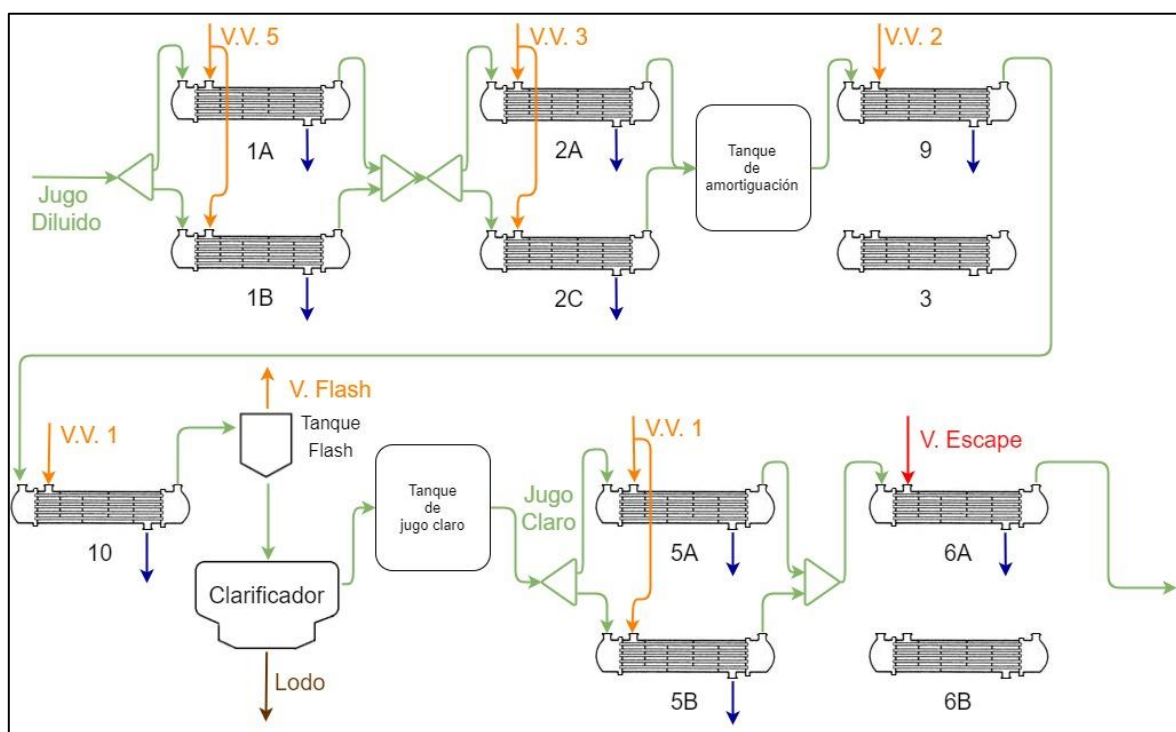


Ilustración 18. Esquema inicial de la estación de calentamiento de jugo.

Los calentadores 9 y 6B corresponden a equipos en stand by que reemplazan los calentadores 3 y 6A, respectivamente, cuando es necesario. Los datos reportados por Cenicaña corresponden a mediciones realizadas mientras operaba el calentador 9.

En la Tabla 4 y la Tabla 5, se presentan las temperaturas de entrada y salida de los flujos para cada intercambiador de calor, como también el flujo másico de cada corriente.

Tabla 4. Corrientes y temperaturas en cada intercambiador.

Intercambiador de calor	Corrientes		Temperaturas			
	frías	calientes	T _{j,en}	T _{j,sal}	T _{v,en}	T _{c,sal}
1A	JD	VV5	35,0	44,0	60,0	60,0
1B	JD	VV5	35,0	44,0	60,0	60,0
2A	JD	VV3	44,47	70,0	102,7	102,7
2C	JD	VV3	44,47	70,0	102,7	102,7
9	JD	VV2	72,8	101,1	105,8	105,8
10	JD	VV1	101,0	105,3	113,3	113,3
5A	JC	VV1	88,9	104,4	114,2	114,2
5B	JC	VV1	88,9	96,5	114,2	114,2
6A	JC	V. Escape	97,1	116,9	128,8	124,7

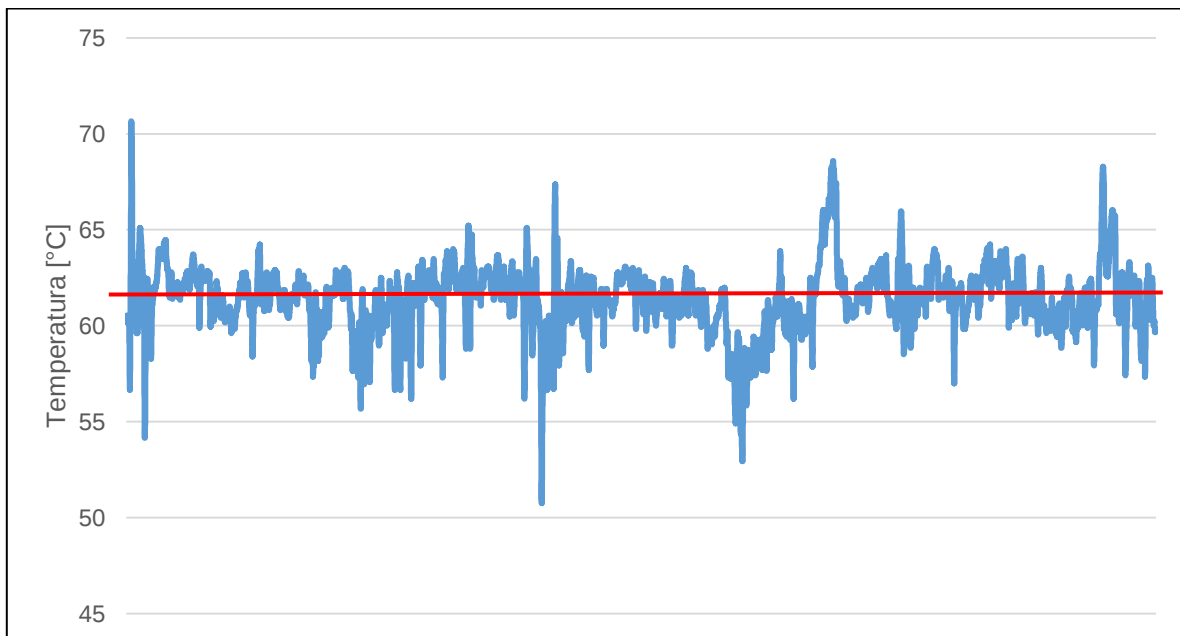
Tabla 5. Corrientes y flujos másicos en cada intercambiador.

Intercambiador de calor	Corrientes	Flujo másico [kg/s]
1A	JD	40,7
	VV5	0,78
1B	JD	40,48
	VV5	0,56
2A	JD	35,56
	VV3	2,36
2C	JD	35,56
	VV3	5,46
9	JD	81,83
	VV2	5,38
10	JD	80,27
	VV1	0,74
5A	JC	37,71
	VV1	1,06
5B	JC	34,85
	VV1	0,51
6A	JC	97,1
	VE	2,65

De los datos anteriores se destaca lo siguiente:

- Algunas de las corrientes calientes (vapores vegetales saturados) presentan cambios en la temperatura de salida con respecto a la de entrada. Esto ocurre en la práctica pero no es considerado significativo. Por ello, Rein (2012) asume que para el cálculo de la transferencia de calor en calentadores el vapor condensado sale a la temperatura de saturación.

- De acuerdo con los datos reportados, los calentadores 1A y 1B presentan temperaturas de jugo de entrada y salida de 45 y 48°C, respectivamente. A su vez se reportó la temperatura del vapor a 48°C. Estas medidas no son muy confiables debido a que la máxima temperatura que podría alcanzar el jugo debe ser menor a la temperatura del vapor. Por lo anterior, se usaron la temperaturas del esquema de calentamiento proporcionado por Cenicaña (ver Anexo 2), siendo estas 35 y 44°C, a la entrada y la salida, tanto para los calentadores 1A como 1B.
- Por otro lado, en mediciones de instrumentación del ingenio (ver Gráfica 1) realizadas los días 12, 13, 14 y 15 de Julio del 2016. Se determinó que la temperatura del vapor de 5^{to} efecto se encuentra alrededor de 61°C. Este valor de temperatura es muy común para el último efecto, por lo tanto se asume que aunque las mediciones se realizaron en diferentes días, no se genera un error considerable. También se tuvo en cuenta que la caída de temperatura debido a la distancia entre el 5^{to} efecto y los calentadores 1A y 1B es baja, ya que estos equipos se encuentran cercanos como se observa en la Ilustración 19. Por lo tanto, la temperatura del vapor al ingresar al calentador no debería diferir mucho a la temperatura del vapor a la salida del evaporador.



Gráfica 1. Temperatura del 5to efecto.



Ilustración 19. Extracción 5to efecto.

Dado lo anterior, se presume que existe un error en la medición asociado a que la temperatura es medida con respecto a la radiación de calor de los cuerpos, pudiendo estar relacionado a la falta de aislamiento en estos dos calentadores, lo cual puede incrementar la temperatura media radiante del ambiente.

En la Tabla 6, se muestra el porcentaje de área sin aislamiento de cada calentador y en la Ilustración 20, se muestran las fotografías térmicas de los calentadores.

Tabla 6. Porcentaje estimado de área sin aislamiento de los calentadores.

Calentador	% de área sin aislamiento (estimada)
1A	100
1B	100
2A	25
2C	50
9	20
10	5
5A	25
5B	25
6A	5

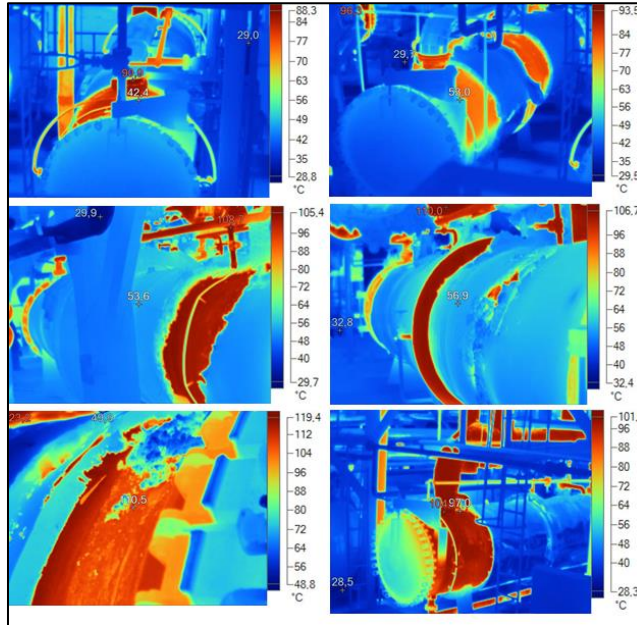


Ilustración 20. De izquierda a derecha, de arriba a abajo. Calentador 2A, Calentador 2C, Calentador 5A, Calentador 5B, Calentador 6A y Calentador 9. (Cenicaña, 2014)

- Algunos flujos másicos de jugo para calentadores que están inmediatamente seguidos no son congruentes entre sí. Esto ocurrió debido a dos factores: la existencia de un tanque de jugo entre etapas de calentamiento o a que los seguimientos se hicieron en días diferentes, puesto que realizarlos el mismo día no fue factible.

Por último, en la Tabla 7 se encuentra consignada el área de transferencia de calor dispuesta para el proceso, lo cual es necesario conocer, ya que al proponer nuevas configuraciones de temperatura, puede necesitarse el área instalada de algunos calentadores en otras posiciones.

Tabla 7. Áreas de transferencia de calor.

Intercambiador de calor	Área de transferencia de calor [m ²]
1A	288,09
1B	288,09
2A	207,82
2C	207,82
9	291,81
3	200,02
10	291,81
5A	114,83
5B	114,83
6A	207,82
6B	207,82
Total	1929

6.1.2. Procesamiento de datos

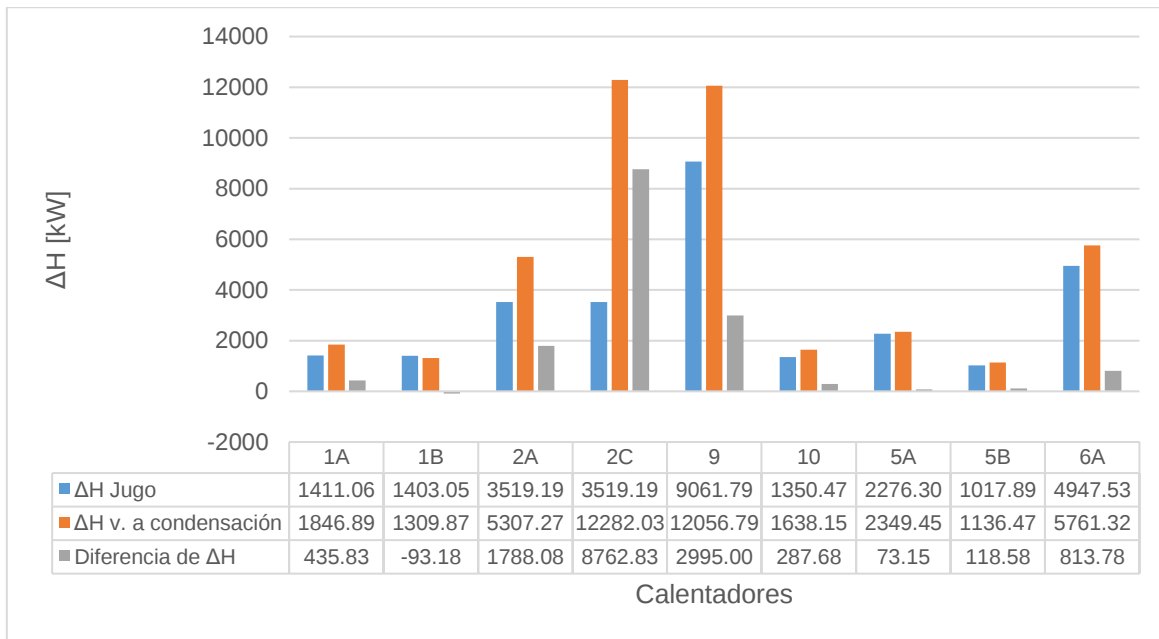
Para determinar la eficiencia del proceso de calentamiento, se calcularon los cambios de entalpía para cada corriente en cada calentador. En las tablas 6 y 7, se detallan los resultados y en la Gráfica 2, se representan las diferencias de entalpía entre las corrientes.

Tabla 8. Cambio de entalpía en corrientes frías.

Intercambiador de calor	Corrientes frías	ΔH jugo [KW]
1A	JD	1411
1B	JD	1403
2A	JD	3519,2
2C	JD	3519,2
9	JD	9061,7
10	JD	1350,4
5A	JC	2276,3
5B	JC	1017,8
6A	JC	4947,5
Total		28506,1

Tabla 9. Cambio de entalpía en corrientes calientes.

Intercambiador de calor	Corrientes Calientes	ΔH vapor [KW]
1A	VV5	1846,9
1B	VV5	1309,8
2A	VV3	5307,2
2C	VV3	12282
9	VV2	12056,8
10	VV1	1638,1
5A	VV1	2349,4
5B	VV1	1136,4
6A	V. Escape	5761,3



Gráfica 2. Balance energético térmico inicial en la estación de calentamiento de jugo.

Con el fin de medir el funcionamiento de los calentadores, se calcularon las eficiencias térmicas de cada uno de ellos. Usando la primera definición de eficiencia de la sección 4.6.1, se calcularon las eficiencias para cada calentador de jugo, ver Tabla 10. Donde se observa que sólo uno de los nueve calentadores presenta una eficiencia mayor al 95%.

La eficiencia del calentador 1B no se tuvo en cuenta debido a que en este calentador el jugo alcanzó una temperatura para la cual se necesita más calor del que se le suministro, este error puede derivarse de las suposiciones realizadas en la primera etapa de calentamiento.

Tabla 10. Eficiencia en calentadores.

Intercambiador de calor	Eficiencia
1A	76,40 %
1B	--
2A	66,31 %
2C	28,65 %
9	75,16 %
10	82,44 %
5A	96,89 %
5B	89,57 %
6A	85,88 %

Como se observa en la Gráfica 2, en todos los calentadores exceptuando el calentador 1B, el consumo de vapor es tal que la energía suministrada al jugo es mayor que la necesaria para alcanzar la temperatura medida en la salida del calentador. La falta de área de aislamiento, condensaciones incompletas, bajas velocidades de jugo e incrustaciones dentro del calentador pueden ser las causas para que el vapor que se le debe suministrar al calentador exceda el calor que realmente necesita el jugo.

6.1.3. Requerimientos de vapor

Con el fin de conocer la cantidad de vapor generada y requerida en la configuración base se determinaron los consumos de vapor para tachos y evaporadores, a estos últimos se les adicionó los consumos medidos en calentadores para determinar el total de consumo de vapor.

6.1.3.1. Vapor en tachos

La cantidad de vapor usada en los tachos calculada en Ceniprof v2.0 se detalla en la Tabla 11.

Tabla 11. Cálculo de consumo de vapor en tachos usando Ceniprof v2.0

Tacho	Tipo vapor	Cant. Vapor [kg/s]
Masa A	VV1	4,17
Masa B	VV2	1,57
Masa C	VV1	0,98
Refino	VV1	2,88
Semilla A	VV1	0,86
Semilla B	VV2	0,74
Semilla C	VV1	0,05

6.1.3.2. Vapor en evaporadores.

Se determinó el total de extracciones de cada vapor, teniendo en cuenta las extracciones usadas en calentamiento de jugo, un calentador de meladura y en tachos. Los resultados fueron consignados en la Tabla 12.

Tabla 12. Flujos de extracciones de vapor vegetal.

Vapor usado	Cant. Vapor calentadores [kg/s]	Cant. Vapor tachos [kg/s]	Total [kg/s]
VV1	2,31	8,97	11,28
VV2	6,43	2,32	8,75
VV3	7,82	0	7,82
VV4	0	0	0
VV5	1,34	0	1,34

En la Ilustración 21 se encuentra el balance de masa para la estación de calentamiento hasta el segundo efecto, basado en las mediciones realizadas por Cenicaña. Donde se observa que el consumo de vapor de escape es 28,34

kg/s, este valor será tomado como referencia para medir que tan eficientes son las propuestas de redes de intercambio de calor.

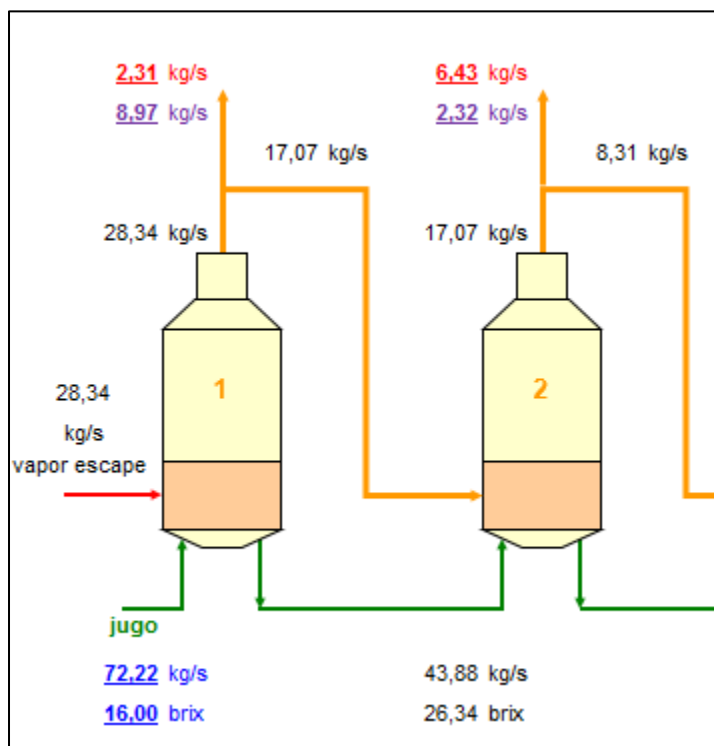


Ilustración 21. Balance de masa en la estación de evaporación, configuración inicial.

6.2. Análisis Pinch

Se realizó el análisis de integración Pinch para evaluar de manera energética la configuración base del ingenio y encontrar su potencial de recuperación de calor.

6.2.1. Tabla del problema y cascada energética

El procedimiento de la tabla del problema y la cascada energética se realizó a partir de los datos reportados por Cenicaña. Debido a que el vapor de escape se encuentra definido como un servicio y no como una corriente de proceso, se realizó el procedimiento dejando por fuera el calor suministrado por el vapor de escape.

Antes de modificar las temperaturas, éstas fueron redondeadas con el fin de reducir intervalos innecesarios. En la Tabla 13 y Tabla 14 se presenta la tabla del problema y la cascada energética, respectivamente, para el escenario inicial siguiendo el procedimiento descrito en la sección 5.3.1.

Tabla 13. Tabla del problema, escenario base.

Temperatura modificada	Intervalo	$T_{(i+1)}-T_i$	CP_{net}	ΔH	
°C		°C	kW/°C	kW	
122					
	1	12	-247,375	-2968,5	Demanda
110					
	2	1	-584,975	-584,975	Demanda
109					
	3	1	4387,1717	4387,1717	Superávit
108					
	4	2	-736,7283	-1473,4567	Demanda
106					
	5	4	-722,7605	-2891,0419	Demanda
102					
	6	1	-602,6105	-602,6105	Demanda
101					
	7	1	11454,1895	11454,1895	Superávit
100					
	8	2	-602,6105	-1205,221	Demanda
98					
	9	1	16986,5895	16986,5895	Superávit
97					
	10	3	-602,6105	-1807,8314	Demanda
94					
	11	16	-323,6321	-5178,1143	Demanda
78					
	12	3	0,0	0,0	Demanda
75					
	13	20	-270,7077	-5414,1538	Demanda
55					
	14	1	2882,0523	2882,0523	Superávit
54					
	15	5	-270,7077	-1353,5385	Demanda
49					
	16	9	-312,6789	-2814,11	Demanda
40					

Tabla 14. Cascada inicial y cascada factible, escenario inicial.

Cascada Inicial		Cascada Factible	
▼	0	▼	4133,4
-2968,5		-2968,5	
▼	-2968,5	▼	1164,9
-584,975		-584,975	
▼	-3553,5	▼	579,94
4387,172		4387,172	
▼	833,7	▼	4967,1
-1473,46		-1473,457	
▼	-639,76	▼	3493,7
-2891,04		-2891,042	
▼	-3530,8	▼	602,61
-602,61		-602,6105	
▼	-4133,4	▼	0
11454,19		11454,19	
▼	7320,8	▼	11454
-1205,22		-1205,221	
▼	6115,6	▼	10249
16986,59		16986,59	
▼	23102	▼	27236
-1807,83		-1807,831	
▼	21294	▼	25428
-5178,11		-5178,114	
▼	16116	▼	20250
0		0	
▼	16116	▼	20250
-5414,15		-5414,154	
▼	10702	▼	14835
2882,052		2882,052	
▼	13584	▼	17718
-1353,54		-1353,538	
▼	12231	▼	16364
-2814,11		-2814,11	
▼	9416,5	▼	13550

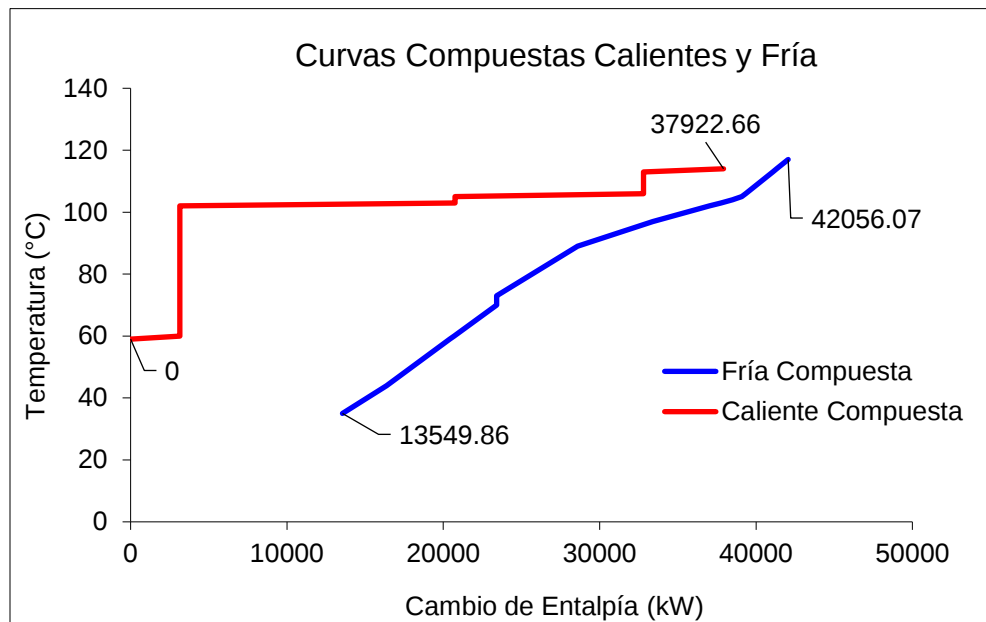
De lo encontrado anteriormente se obtuvo qué:

- El punto Pinch se encuentra en 101 °C, esto significa que el Pinch del lado de la corriente caliente se encuentra en 106°C y el de la corriente fría en 96°C, esto debido al ΔT_{min} escogido de 10°C.
- El requerimiento de servicios calientes (Vapor de escape) es de 4133,4 kW, mientras que en los balances realizados para los calentadores se determinó que se usa 5761,3 kW de este servicio. Por lo tanto, se está agregando 1627,9 kW de vapor de escape adicionales a los requeridos.
- El requerimiento de servicios fríos es de 13550 kW, el cual no se considera necesario ya que retirar calor de las curvas calientes no es

un objetivo del sistema y por lo tanto representa un exceso de uso en vapores.

6.2.2. Curvas compuestas

Se realizó el cálculo de las curvas compuestas para el escenario inicial de la estación de calentamiento a partir de los datos reportados por Cenicaña. Al igual que con la tabla del problema y cascada energética, se realizó el cálculo dejando por fuera el calor suministrado por el vapor de escape.



Gráfica 3. Curvas compuestas caliente y fría, escenario inicial.

En la Gráfica 3, la superposición de la curva caliente compuesta sobre la curva fría compuesta en el eje "x" equivale a 24372,8 kW. Este valor representa la cantidad de calor recuperable del sistema y comparándolo con los 23558,9 kW que usan en el calentamiento de jugo (antes de usar vapor de escape), se determina que del sistema aún son recuperables 813.9 kW.

6.2.3. Diagrama de rejilla

En la Ilustración 22 se encuentra representado el diagrama de rejilla del escenario base. Se observa que los calentamientos entre las corrientes 9-3 (Calentador 9), 10-4 (Calentador 5A) y 10-5 (10), transfieren calor a través del Pinch, lo cual genera consumos adicionales de energía térmica en el sistema (Klemeš, 2014).

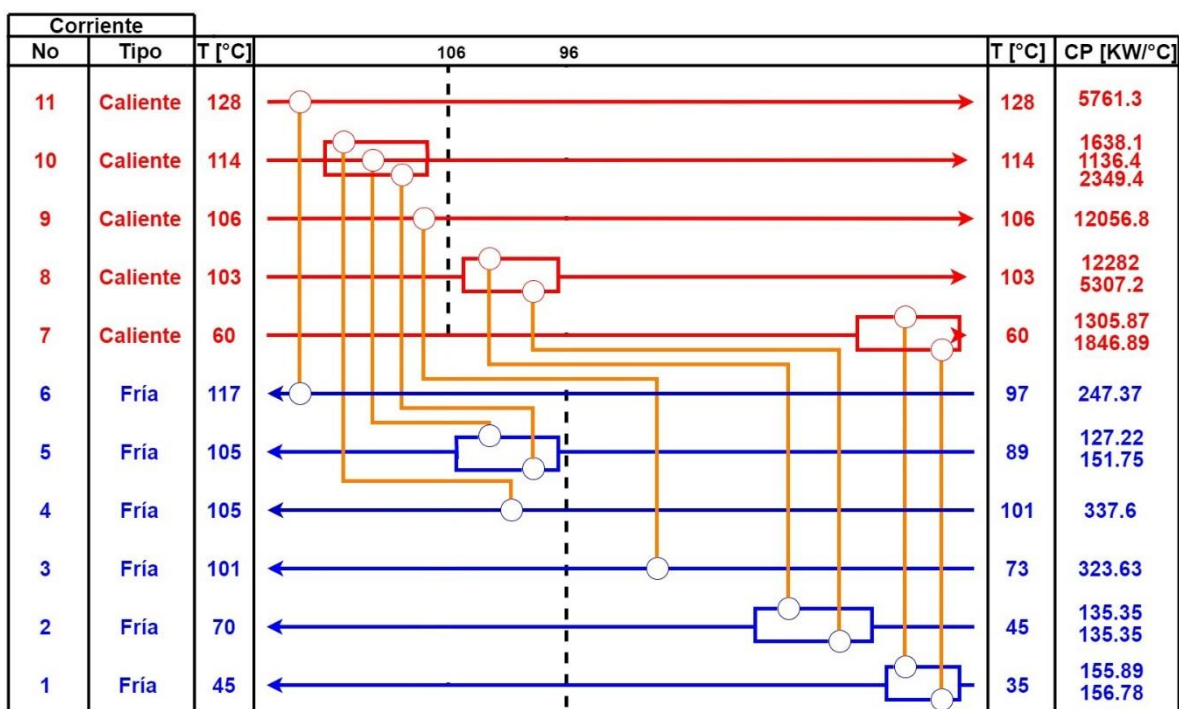


Ilustración 22. Diagrama de rejilla, escenario inicial.

En la Tabla 15 se registra el calor que es transferido a través del Pinch en la configuración base.

Tabla 15. Calor a través del Pinch.

Calentador	Energía transferida al jugo [kW]
Calentador 9	9061,79
Calentador 5A	2276,30
Calentador 10	1350,47
Total	12688,56

Del valor total de energía transferida a través del Pinch, cabe resaltar que este valor se acerca a la cantidad de servicios fríos (13550kW). Transferir esta cantidad de calor a través del Pinch puede ser la explicación del alto consumo de vapor en calentamiento, ya que el sistema trata de mantener el balance y por lo tanto exige más calor para lograrlo.

6.3. Evaluación de propuestas de red de intercambio de calor

Con el uso del análisis Pinch se determinó la oportunidad de recuperar 814,2 kW de energía y se encontró un sobre consumo de energía de 13549 kW, para el escenario base. En esta sección se formularán y se evaluarán diferentes escenarios para el mejoramiento energético de la red de intercambio de calor.

Para formular los escenarios se tuvo en cuenta que las diferencias de temperatura en calentamientos no fueran menores al límite de ΔT_{min} propuesto (10°C) y se tomaron las siguientes idealizaciones:

- Flujo másico constante de 260 t/h
- Velocidad jugo dentro de los tubos: 1,5 a 2,2 m/s (Rein, 2012)
- Calentadores con 322 horas de uso.
- Temperatura de entrada jugo diluido: 35°C
- Temperatura entrada jugo a tanque flash: 103°C
- Temperatura salida tanque de jugo mezclado: 89°C
- Temperatura salida de calentamiento: 116°C
- Brix entrada a estación de evaporadores: 16
- Brix salida de estación de evaporadores: 66
- Pérdida de calor en calentadores: 5% (adecuada aislación)

Con las idealizaciones planteadas, el resultado del análisis Pinch de las propuestas puede variar con respecto al escenario base, debido al cambio en los datos y configuración resultante del sistema.

Por otro lado, solo se tendrán en cuenta dos curvas frías, una desde el primer calentamiento hasta el tanque flash y otra desde el tanque de jugo claro hasta la salida del último calentamiento.

Las temperaturas y presiones de los vapores que se emplearon para la formulación de los escenarios, se encuentran consignados en la Tabla 16.

Tabla 16. Temperaturas y presiones de vapores.

Vapor	Temperatura [°C]	Presión [psig]
V. Escape	128	22,21
VV1	113	8,28
VV2	106	3,45
VV3	100	0
VV4	88	-5,26
VV5	60	-11,8

Ya que los flujos de vapores vegetales pueden variar según los requerimientos de extracciones que se tenga, primero se escogieron los cambios de temperaturas en el proceso y luego se determinaron los requerimientos y el tipo de vapor.

También se tuvo en cuenta el impacto sobre el consumo de vapor de escape en evaporación, debido a los diferentes escenarios diseñados.

Los escenarios propuestos se exponen a continuación, junto con los resultados más relevantes. Los cálculos de análisis Pinch, diseño de calentadores, balance de masas en evaporadores y demás, se encuentran en el Anexo 3 al Anexo 7.

- 1) Diseño a partir del principio de Rillieux.
- 2) Diseño usando todos los vapores vegetales.

- 3) Diseño usando vapor vegetal 4 en lugar de vapor 3.
- 4) Diseño usando los vapores de la configuración inicial.
- 5) Diseño usando condensados.

Para el diseño usando condensados se usó un coeficiente de transferencia de calor de $850 \text{ W/m}^2\text{°C}$, el cual es empleado para intercambios de calor de agua hacia agua de acuerdo con Çengel (2007), con el fin de calcular el área requerida para el calentador de condensados.

6.3.1. Comparación de escenarios propuesto

En cada escenario propuesto se calculó la cantidad de calor que se debe suministrar al jugo para elevar su temperatura. Este calor es suministrado con combinaciones diferentes de vapores vegetales provenientes de la estación de evaporación y cada propuesta se calculó con una pérdida de 5% de calor. Por este motivo el análisis Pinch arrojó el mismo resultado para todas las propuestas, ya que todos ofrecen exactamente el calor que necesita el sistema.

El análisis Pinch realizado a cada una de las propuestas, permitió determinar que la estación de calentamiento se encuentra bien diseñada energéticamente para todas las propuestas, puesto que el requerimiento mínimo de servicios calientes obtenido fue de 3662,8 kW y el vapor de escape usado en el último calentamiento fue de 3670,6 kW, indicando que no se usan servicios calientes adicionales a los encontrados mediante el análisis Pinch.

Por otra parte, las diferentes combinaciones de uso de vapores vegetales permitieron tener un efecto diferenciador en el uso de vapor de escape en la estación de evaporación. Es esta diferencia la que se usó para determinar cuál configuración es más eficiente. En la Tabla 17, se resumen la cantidad y tipo de corrientes usadas para cada propuesta y se detalla la cantidad de vapor de escape necesaria para el funcionamiento de la estación de vaporación.

Tabla 17. Características de las propuestas formuladas

Propuesta	Corrientes de calentamiento usadas (kg/s)						Consumo de vapor de escape en evaporadores [kg/s]
	V.V.1	V.V.2	V.V.3	V.V.4	V.V.5	Condensados	
Base	11,28	8,75	7,82	0	1,34	0	28,34
1	5,21	0	0	3,61	1,86	0	24,82
2	2,80	1,33	1,05	3,61	1,86	0	24,11
3	2,80	2,38	0	3,61	1,86	0	24,33
4	2,80	2,12	3,92	0	1,86	0	25,02
5	2,80	2,38	0	2,06	1,86	41,84	24,02

De la primera propuesta se observa que al primer efecto se le exige una extracción de 5,21 kg/s, lo que equivale al 48,8% del calor total a suministrar. Lo cual repercute proporcionalmente en el consumo de vapor de escape. Esto debido a que, el vapor de escape es el que genera la evaporación en el primer efecto con el fin de suplir las demandas de vapor.

Al notar en la primera propuesta que una alta demanda de un vapor en específico genera altos consumos de vapor de escape, se procedió a usar todos los vapores vegetales en la segunda propuesta. Lo cual resultó en la configuración con menor consumo de vapor de escape usando corrientes convencionales, con un valor de 24,11 kg/s.

Las propuestas 3 y 4, se asemejan en cuanto a la configuración y uso de los calentadores, la única diferencia es que en el segundo calentamiento una usa V.V.4 y la otra V.V.3, respectivamente. Se puede apreciar que efectivamente el uso de últimos efectos (V.V.4) genera un ahorro en el vapor de escape necesario en la estación de evaporación, que en este caso fue de 0.69 kg/s, no obstante el uso de vapor de escape es superior a las propuestas 2 y 5.

La propuesta 5, la cual usa condensados generó el menor consumo de vapor de escape que necesita la estación evaporación para operar, esto debido a que se redujo la carga energética que se debía extraer de la estación de evaporación.

De lo anterior, se tiene que las diferentes combinaciones del uso o no de vapor de efectos repercuten en el consumo de vapor de escape a emplear en la estación de calentamiento. Particularmente, para el ingenio piloto se obtuvo que las dos mejores configuraciones, que permiten un menor consumo de vapor de escape son la propuesta 2 y la propuesta 5.

6.4. Evaluación económica de los diseños más destacados

A partir de los resultados en 6.3 se evalúan las dos configuraciones con menor consumo de vapor de escape tanto en calentadores como en evaporadores, las cuales son la propuesta 2 y propuesta 5.

Las propuestas 2 y 5, tienen como ventaja adicional que la ubicación de los calentadores se mantiene igual con respecto a la ubicación del escenario base. Por lo tanto, la mayoría de tuberías se conservan. Al igual que sus respectivas válvulas de control.

Para los cálculos de generación energética se realizó el balance termodinámico en el turbogenerador teniendo en cuenta las siguientes idealizaciones:

- Flujo másico de vapor vivo = 150 ton/h
- Presión vapor vivo = 950 Psig
- Temperatura vapor vivo = 510 °C
- Presión escape = 20 Psig

- Presión condensado = 0.1 bar abs
- Eficiencia turbogenerador = 80%
- 1 día = 23 h
- 1 mes = 30 días
- Precio kw = \$ 100 pesos
- Frecuencia lavado calentadores jugo diluido = 1 vez por mes
- Frecuencia lavado calentadores jugo claro = 2 vez por mes

La generación de energía eléctrica generada a partir del escenario base es 30,8 MW-h, los datos usados para la determinación termodinámica de generación de energía eléctrica se encuentran en el Anexo 8. La diferencia de la generación de energía eléctrica entre el caso base y los escenarios propuestos es la cantidad de energía de más que se podría vender.

También se debe tener en cuenta que el aseo de los calentadores es realizado por personal del ingenio, para el cual son necesarios dos trabajadores y 4 horas de aseo por calentador.

Los coeficientes de pérdida de carga en tuberías y accesorios fueron extraídos de (White, 1999, pág. 368).

6.4.1. Evaluación de la propuesta 2.

En la propuesta 2, se usan todos los vapores vegetales y se mantiene el mismo número de calentadores que la configuración base, ya que se retira el calentador 1B pero se ingresa el calentador 3. Esto quiere decir que se siguen usando 9 calentadores para que la estación de calentamiento funcione.

Se conectan la tubería de los calentadores 2A y 2C al 4^{to} efecto, con la tubería existente, lo que significa que esta adecuación solo incluye gastos de mano de obra, los cuales no serán tenidos en cuenta para la valoración económica de las propuestas al no generar sobre costos.

Para el vapor vegetal 3, se deberá implementar una nueva tubería con una longitud aproximada de 25 m. El diámetro y la pérdida de presión para dicha tubería se calculó empleando una velocidad de 40 m/s según lo consignado en Rein (2012, pág. 342).

En la Tabla 18, se detallan los resultados del dimensionamiento de la tubería y el cálculo de las pérdidas hidráulicas, obteniendo que se debe emplear una tubería de 10".

Los costos de tubería y accesorios para el diámetro de diseño se encuentran descritos en Tabla 19.

Tabla 18. Dimensionamiento y pérdidas en la tubería de vapor vegetal 3 propuesta 2

Vapor		Coeficiente de pérdida K	
Vel. Sug. [m/s]	40	Tubo	1,61
Temp. Vapor [°C]	100	Codo 1	0,1
Presión [kPa]	101,4	codo 2	0,1
Fluj. Másico [kg/s]	1,05	Valvula de compuerta	0,03
ρ vapor [kg/m ³]	0,59	Total	1,84
visc. Din. [μ Pa*s]	12,27		
Reynolds	4,58E+05		

Tubería		Pérdida de presión	
Diámetro tub [m]	0,24	Caida [Pa]	871,96
Long. Tub. [m]	25		
Rug. Material [m]	4,60E-05		
factor fricción, f	0,015		

Tabla 19. Costos de tubería y accesorios propuesta 2

ITEM	Cantidad	Valor unitario (COP)	Valor total (COP)
Tubo de 10" acero al carbono SCH40	25 m	\$ 175.751	\$4.393.775
Codo de 90°x10" acero al carbono	2	\$178.500	\$357.000
Total			\$4.750.775

En la Tabla 20, se encuentra consignado la ganancia que puede generar el ingenio a partir del ahorro en consumo de vapor de escape.

Tabla 20. Cálculo de las ganancias generadas por ahorro de energía en la propuesta 2

	Vivo	Escape prop 2	Condensado
m [ton/h]	150.00	93.16	56.84
P [kPa abs]	6651.30	239.24	10.00
T [°C]	510.00	126.02	45.85
s [kJ/kg°C]	6.86	6.86	6.86
h [kJ/kg]	3438.56	2630.55	2171.82
hreal [kJ/kg]		2792.16	2425.17
Wt [kW-h]		32727.38	
Precio KW-h		100	
Ganacia al mes		\$ 129,395,303.64	

En comparación con el escenario base, la propuesta 2 tiene la misma cantidad de calentadores para jugo diluido y jugo claro. Por lo tanto, no se tienen en cuenta los costos de limpieza ya que la frecuencia de lavado sería la misma tanto para el escenario base como para la propuesta 2.

Usando una tasa de interés mensual de 0.8% (10% anual) se realizó el cálculo de VPN (Valor Presente neto) y TIR (Tasa Interna de Retorno) para determinar la rentabilidad del proyecto con un plazo de 12 meses. Los resultados se encuentran consignados en la Tabla 21.

Tabla 21. VPN y TIR, propuesta 2.

Meses	Flujos de efectivo
0	-\$ 4.750.775,00
1	\$ 129.395.303,64
2	\$ 129.395.303,64
3	\$ 129.395.303,64
4	\$ 129.395.303,64
5	\$ 129.395.303,64
6	\$ 129.395.303,64
7	\$ 129.395.303,64
8	\$ 129.395.303,64
9	\$ 129.395.303,64
10	\$ 129.395.303,64
11	\$ 129.395.303,64
12	\$ 129.395.303,64
Tasa de interés anual	10%
Tasa de interés mensual	0,80%
VPN	\$ 1.470.418.809,30
TIR mensual	32%

Ya que el VPN es mayor a \$0 pesos y la TIR mensual es mayor a la tasa de interés mensual, se tiene que el proyecto es rentable. Por otro lado, en la Tabla 22 se calcula a 12 meses y tasa de interés de 0,8% mensual la amortización necesaria para recuperar el capital invertido.

Tabla 22. Amortización propuesta 2.

Periodos	Saldo inicial	interés	amortización	cuota	final
0					\$4.750.775,00
1	\$4.750.775,00	\$38.006,20	\$378.779,10	\$416.785,30	\$4.371.995,90
2	\$4.371.995,90	\$34.975,97	\$381.809,33	\$416.785,30	\$3.990.186,57
3	\$3.990.186,57	\$31.921,49	\$384.863,81	\$416.785,30	\$3.605.322,76
4	\$3.605.322,76	\$28.842,58	\$387.942,72	\$416.785,30	\$3.217.380,05
5	\$3.217.380,05	\$25.739,04	\$391.046,26	\$416.785,30	\$2.826.333,79
6	\$2.826.333,79	\$22.610,67	\$394.174,63	\$416.785,30	\$2.432.159,16
7	\$2.432.159,16	\$19.457,27	\$397.328,03	\$416.785,30	\$2.034.831,13
8	\$2.034.831,13	\$16.278,65	\$400.506,65	\$416.785,30	\$1.634.324,48
9	\$1.634.324,48	\$13.074,60	\$403.710,70	\$416.785,30	\$1.230.613,78
10	\$1.230.613,78	\$9.844,91	\$406.940,39	\$416.785,30	\$823.673,39
11	\$823.673,39	\$6.589,39	\$410.195,91	\$416.785,30	\$413.477,48
12	\$413.477,48	\$3.307,82	\$413.477,48	\$416.785,30	(0,00)

Con el fin de recuperar en 12 meses el capital invertido, se deben destinar \$416.785,30 Pesos de lo generado por venta de energía eléctrica excedente para amortizar la deuda.

6.4.2. Evaluación de la propuesta 5.

El área de transferencia de calor necesaria en el calentador con condensados se redujo tanto que fue necesario solo un calentador de los dos que siempre se usan en esta etapa. Así que, en esta configuración se retiraron los calentadores 1B y 2B pero se introdujo el calentador 3. Esto quiere decir que para la propuesta 5 se deben usar 8 calentadores en la estación de calentamiento, un calentador menos comparado con la cantidad del escenario base.

Teniendo en cuenta que desde el tanque de condensados hasta los calentadores la distancia es aproximadamente de 20m, se realizaron los cálculos de dimensionamiento de tubería y pérdida de presión, consignados en la Tabla 23.

Tabla 23. Dimensionamiento y pérdidas en la tubería de condensados propuesta 5

Condensados		Coeficiente de perdida K	
Vel. Sug. [m/s]	1,5	Tubo	1,57
Temp. cond [°C]	95	Codo 1	0,1
Fluj. Másico [kg/s]	41,84	Codo 2	0,1
ρ [kg/m ³]	961,83	Total	1,67
visc. Din. [μ Pa*s]	300,07		
Reynolds	9,24E+05		

Tubería		Pérdida de presión	
Diámetro tub [m]	0,19	Caída [Pa]	1805,836
Long. Tub. [m]	20		
Rug. Material [m]	0,000046		
factor fricción, f	0,015		

De la Tabla 23, se observa que el diámetro de la tubería para los condensados es de 8". Los costos de tubería y accesorios para el diámetro de diseño, junto con el costo de una bomba de 20 HP, 666 US gpm y 70 ft de cabeza más el motor y la base se encuentran descritos en Tabla 24.

Tabla 24. Costos de tubería y accesorios propuesta 5

Item	Cantidad	Valor unitario (COP)	Valor total (COP)
Tubo de 8" acero al carbono SCH40	20 m	\$ 137.048	\$ 2.740.960
Codo de 90°x8" acero al carbono	2	\$91.273	\$ 182.546
Bomba Summit 2196+ motor + base	1	\$25'000.000	\$25'000.000
Total			\$ 27.923.506

En la Tabla 25 se encuentra consignado la ganancia que puede generar el ingenio a partir del ahorro de consumo de vapor de escape.

Tabla 25. Cálculo de las ganancias generadas por ahorro de energía en la propuesta 5

	Vivo	Escape prop 5	Condensado
m [ton/h]	150.00	92.84	57.16
P [kPa abs]	6651.30	239.24	10.00
T [°C]	510.00	126.02	45.85
s [kJ/kg°C]	6.86	6.86	6.86
h [kJ/kg]	3438.56	2630.55	2171.82
hreal [kJ/kg]		2792.16	2425.17
Wt [kW-h]	32760.41		
Precio KW-h	100		
Ganacia al mes	\$ 131,674,281.59		

Por otro lado, para determinar la rentabilidad del proyecto se debe tener en cuenta que en la propuesta 5 se tienen 5 calentadores para jugo diluido lo cual representa al ahorro de lavado de un calentador con respecto al escenario base. También se tienen en cuenta los egresos generados por el uso de la bomba para condensados. El VPN y la TIR para la propuesta 5 se encuentran consignados en la Tabla 26.

Tabla 26. VPN y TIR, propuesta 5.

Meses	Flujos de efectivo
0	-\$ 27.923.506,00
1	\$ 130.676.167,44
2	\$ 130.676.167,44
3	\$ 130.676.167,44
4	\$ 130.676.167,44
5	\$ 130.676.167,44
6	\$ 130.676.167,44
7	\$ 130.676.167,44
8	\$ 130.676.167,44
9	\$ 130.676.167,44
10	\$ 130.676.167,44
11	\$ 130.676.167,44
12	\$ 130.676.167,44
Tasa de interés anual	10%
Tasa de interés mensual	0,80%
VPN	\$ 1.461.848.550,46
TIR mensual	16%

Ya que el VPN es mayor a \$0 pesos y la TIR mensual es mayor a la tasa de interés mensual, se tiene que el proyecto es rentable. Por otro lado, en la Tabla 27 se calcula a 12 meses y tasa de interés de 0,8% mensual la amortización necesaria para recuperar el capital invertido.

Tabla 27. Amortización propuesta 5.

Periodos	Saldo inicial	interés	amortización	cuota	final
0					\$27.923.506,00
1	\$27.923.506,00	\$223.388,05	\$2.226.340,01	\$2.449.728,05	\$25.697.165,99
2	\$25.697.165,99	\$205.577,33	\$2.244.150,73	\$2.449.728,05	\$23.453.015,27
3	\$23.453.015,27	\$187.624,12	\$2.262.103,93	\$2.449.728,05	\$21.190.911,34
4	\$21.190.911,34	\$169.527,29	\$2.280.200,76	\$2.449.728,05	\$18.910.710,57
5	\$18.910.710,57	\$151.285,68	\$2.298.442,37	\$2.449.728,05	\$16.612.268,20
6	\$16.612.268,20	\$132.898,15	\$2.316.829,91	\$2.449.728,05	\$14.295.438,29
7	\$14.295.438,29	\$114.363,51	\$2.335.364,55	\$2.449.728,05	\$11.960.073,75
8	\$11.960.073,75	\$95.680,59	\$2.354.047,46	\$2.449.728,05	\$9.606.026,28
9	\$9.606.026,28	\$76.848,21	\$2.372.879,84	\$2.449.728,05	\$7.233.146,44
10	\$7.233.146,44	\$57.865,17	\$2.391.862,88	\$2.449.728,05	\$4.841.283,55
11	\$4.841.283,55	\$38.730,27	\$2.410.997,79	\$2.449.728,05	\$2.430.285,77
12	\$2.430.285,77	\$19.442,29	\$2.430.285,77	\$2.449.728,05	(0,00)

Con el fin de recuperar en 12 meses el capital invertido, se deben destinar \$2.449.728,05 Pesos de lo generado por venta de energía eléctrica excedente para amortizar la deuda.

Aunque la propuesta 5 use condensados y un calentador menos con respecto a la propuesta 2, es esta última quien tiene mayor beneficio económico en cuanto a rentabilidad. Como se observa en la Tabla 21 y en la Tabla 26, la diferencia de ingreso neto mensual para la propuesta 5 es solo \$1.280.868,8 Pesos mayor que la propuesta 2, mientras que esta última requiere de un capital mucho menor y no presenta consumos energéticos adicionales.

7. CONCLUSIONES

- El análisis Pinch realizado para el escenario base del ingenio piloto, permitió identificar la oportunidades de mejora en la red de intercambio de calor, como lo fueron los requerimientos de servicios fríos (13550 kW), exceso de requerimiento de servicios calientes (1627,9 kW) y la transferencia de calor a través del Pinch (12688,56 kW).
- Se determinó la pérdida de calor en el escenario base a partir de las diferencias entre el calor suministrado por el vapor y el calor necesario para que el jugo cambiara de temperatura, obteniendo una pérdida de 15181.7 kW en el balance de energía en la estación del calentamiento.
- Se recomienda mejorar el aislamiento en los calentadores para evitar pérdidas por radiación y, por lo tanto, sobre consumos de vapor.
- Generar propuestas de redes de intercambio de calor con diferentes combinaciones del uso de vapores vegetales y/o condensados, permite evaluar diferentes escenarios a fin de encontrar la configuración que permita un mayor ahorro de consumo de vapor de escape en la estación de evaporadores y a partir de esto generar ganancias económicas.
- El punto Pinch para el escenario base se encuentra en 106 °C y 96 °C, en la curva caliente y en la curva fría, respectivamente. El requerimiento de servicios calientes es de 4133,4 kW, lo que equivale a 1627,9 kW menos de lo que se reportó en los datos de medición. El requerimiento de servicios fríos es de 13550 kW, esta cantidad representa el exceso de calor suministrado por el vapor en los calentadores, ya que bajar de temperatura el vapor no es un objetivo del sistema.
- De las curvas compuestas en el escenario base de la estación de calentamiento de jugo en el ingenio, se determinó que el calor recuperable del sistema es 24372,8 kW. Al comparar el calor suministrado al jugo por las corrientes del proceso (vapores vegetales) se tiene que son recuperables 813.9 kW.
- Del diagrama de rejilla se identificaron 3 calentamientos que se realizan a través del Pinch, los cuales representan 12688,56 kW de energía que el sistema debe introducir con el fin de mantener el balance energía.
- El uso de vapores de últimos efectos para aplicaciones diferentes a evaporación, permite obtener un ahorro mayor de vapor de escape en la estación de evaporación, en comparación con el uso de primeros efectos.

- La propuesta 5 formulada usando condensados generó el menor consumo de vapor de escape necesario en evaporación, esto debido a que se redujo la carga energética que se debía extraer de la estación de evaporación.
- Reemplazar el uso de vapores vegetales, por corrientes no convencionales como los condensados, permite reducir la cantidad de extracciones en la estación de evaporación y por lo tanto reduce el consumo de vapor de escape.
- Los condensados fueron considerados no convencionales debido a que no se usan en el proceso, ya que cada vez que estos se usaban no los calentadores no alcanzaban la temperatura objetivo.
- El vapor flash se consideró como corriente no convencional, sin embargo, debido a las condiciones del proceso esta corriente solo aportaba 2 ton/h (1843 kW) lo cual no se consideró suficiente para ser usada en una red de intercambio de calor.
- El análisis Pinch realizado a cada una de las propuestas permitió demostrar que en términos de energía térmica la estación de calentamiento se encuentra bien diseñada. Lo cual es un buen indicativo para continuar con el diseño detallado de las propuestas.
- Ahorrar vapor de escape, brinda la oportunidad de que este sea enviado a turbinas de condensación para la generación de energía eléctrica y su posterior venta.
- Para el ingenio piloto se seleccionaron dos propuestas, la cuales cuentan con practicidad técnica ya que los cambios que deben realizarse al esquema base son muy pequeños. Por otro lado, también cuentan con viabilidad económica siendo más rentable la propuesta 2 (TIR mensual = 32%) que la propuesta 5 (TIR mensual = 16%).

8. REFERENCIAS

- Aguirre O., C. A. (2009). *Aplicación de técnicas de integración para reducir los consumos de vapor en el proceso e incrementar el potencial de cogeneración en un ingenio azucarero*. Cali: Universidad del Valle.
- Ahmad, S., Linnhoff, B., & Smith, R. (1990). Cost optimum heat exchanger networks - 2, targets and design for detailed capital cost models. *Computers & Chemical Engineering*, 14(7), 751-767.
- Álvarez Bacha, X., Fortes Rivas, M. C., & Aguilar Escalante, R. A. (2007). Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología supertargeting del punto de pliegue. *Revista del Centro de Investigación* , 7(28), 23-40.
- Benítez H., A., Martínez O., Y., & Domínguez, F. J. (s.f.). *Tecnología Pinch: una introducción a la integración energética*. Matanzas: Universidad de Matanzas. Departamento de química e ingeniería química.
- Bubnik, Z., & Kadlec, p. (1995). *Sugar Technologists Manual*. Berlin: Bartens.
- Castillo Monroy , E. F. (2007). Integración energética del proceso de extracción de aceite de palma. *PALMAS*, 28(Especial, Tomo 2), 93-104.
- Çengel, Y. A. (2007). *Transferencia de calor y masa: Un enfoque práctico*. México, D.F.: The McGraw-Hill.
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2012). *Termodinámica*. México, D.F.: The McGraw-Hill .
- Cenicaña. (2014). Incremento de la eficiencia energética térmica en el proceso azucarero. Santiago de Cali: Cenicaña.
- Cenicaña. (2014). Incremento de la eficiencia energética térmica en el proceso azucarero. Santiago de Cali: Cenicaña.
- Cenicaña. (s.f.). *Proceso de obtención de azúcar*. Recuperado el 11 de 5 de 2015, de http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_obtencion.php
- Furman , K., & Sahinidis, N. (2002). A critical review and annotated bibliography for heat exchanger network synthesis in the 20th Century. *Industrial & Engineering Research*, 41, 2335-2370.
- García Rodríguez, Y., López Hervis, Y., & Benitez Hernández, A. (2014). Optimización del sistema energético de una central azucarera para maximizar el excedente de bagazo. *Revista Avanzada Científica*, 17(1).
- González Cortés , M., Albernas Carvajal, Y., Feijoo Caraballo, J., Espinosa Pedraja, R., & González Suarez, E. (2013). Análisis de factibilidad de la integración de los procesos de producción de azúcar y alcohol. *Afinidad*, 70(564), 284-288.

- González Cortés , M., Albernas Carvajal, Y., González Suárez, E., González Morales, V., & Espinosa Pedraja, R. (2012). Evaluación del sistema de evaporación del proceso de fabricación de azúcar en la empresa Antonio Sánchez. *Tecnología Química* , 32(2), 131-137.
- Gundersen, T. (2000). *A process integration primer - implementing agreement on process integration* . Trondheim, Norway: International Energy Agency , SINTEF Energy Research.
- Hohmann, E. (1971). *Optimum network for heat exchange*. University of Southern California, Los Angeles: PhD thesis.
- Hugot, E. (1986). *Handbook of cane sugar engineering* . ELSEVIER.
- Kemp, I. C. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Great Britain: Elsevier.
- Klemeš, J. J. (2014). *Process Integration and Intensification: Saving Energy; Water and Resource*. Berlin: De Gruyter.
- Lakshmanan , R., & Fraga, E. S. (2002). Pinch location and minimum temperature approach for discontinuous composite curves. *Computers & Chemical Engineering*, 26, 779-783.
- Lavarack, B. (2006). Application of energy integration techniques (pinch technology) to reduce process steam consumption for raw sugar factories. *Proceedings of the Australian Society of Sugar Cane Technology* , 28.
- Linnhoff , B., & Akinradewo, C. (1999). Linking process simulation and process integration . *Computers & Chemical Engineering* , 5945-5953.
- Linnhoff, B. (1979). *Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks*. The University of Leeds, Leeds: PhD thesis.
- Linnhoff, B., & Flower, J. (1978). Synthesis of heat exchanger networks. *AIChE Journal* , 24(4), 633-654.
- Linnhoff, B., & Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745-763.
- Mamdouh, A. (2015). A new graphical method for Pinch Analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration. *Energy*, 159-174.
- March, L. (1998). *Introduction to Pinch Technology*. Northwich: Linnhoff March.
- Muñoz Batista, M. J., & Perez González, A. (2011). Análisis Pinch. Diseño vs Rediseño. *Centro Azúcar*, 28-44.
- Natural Resources Canada. (2012). Oil Refining industry. Energy recovery at a delayed coker unit. *PINCH ANALYSIS: For efficient use of energy, Water &*

hidrogen, 14. Recuperado el 15 de 01 de 2016, de <http://www.nrcan.gc.ca/sites/www.nrcan.gc.ca/files/canmetenergy/files/pubs/delayed-coker-unit.pdf>

Pérez Ramos, L. D., González Cortes, M., & Espinosa Pedraja, R. (2014). Integración de procesos y análisis de cogeneración en las producciones de azúcar y alcohol. *Revista Centro Azúcar*, 41.

Perseguino , F. A., & Sánchez Sammán, J. L. (2009). Estudio y mejoras de un sistema de evaporación en quintuple efecto en un ingenio azucarero. San Miguel de Tucumán: Facultad de Ciencias Exactas y Tecnologías, Universidad Nacional de Tucumán.

Rein, P. (2012). *Ingeniería de la Caña de Azúcar*. Berlin: Bartens.

Ríos Hurtado, C. M., & Grisales Rincón, R. (2003). *Análisis y evaluación de integración térmica de las corrientes de proceso de la unidad de ruptura catalítica de ECOPETROL gerencia refinería de cartagena utilizando la metodología Pinch*. Manizales: Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales.

Umeda, T., Itoh, J., & Shiroko, K. (1978). Heat exchanger systems synthesis. *Chemical Engineering Progress*, 74(7), 70-76.

White, F. (1999). *Fluid mechanics*. New York: Ed McGraw- Hill Boston.

ChemicaLogic SteamTab Companion V.2.0. (2003). Burlington, MA, USA: ChemicaLogic.

Ceniprof V.2.0. (2014). Cali, Col: Cenicaña.

9. ANEXOS

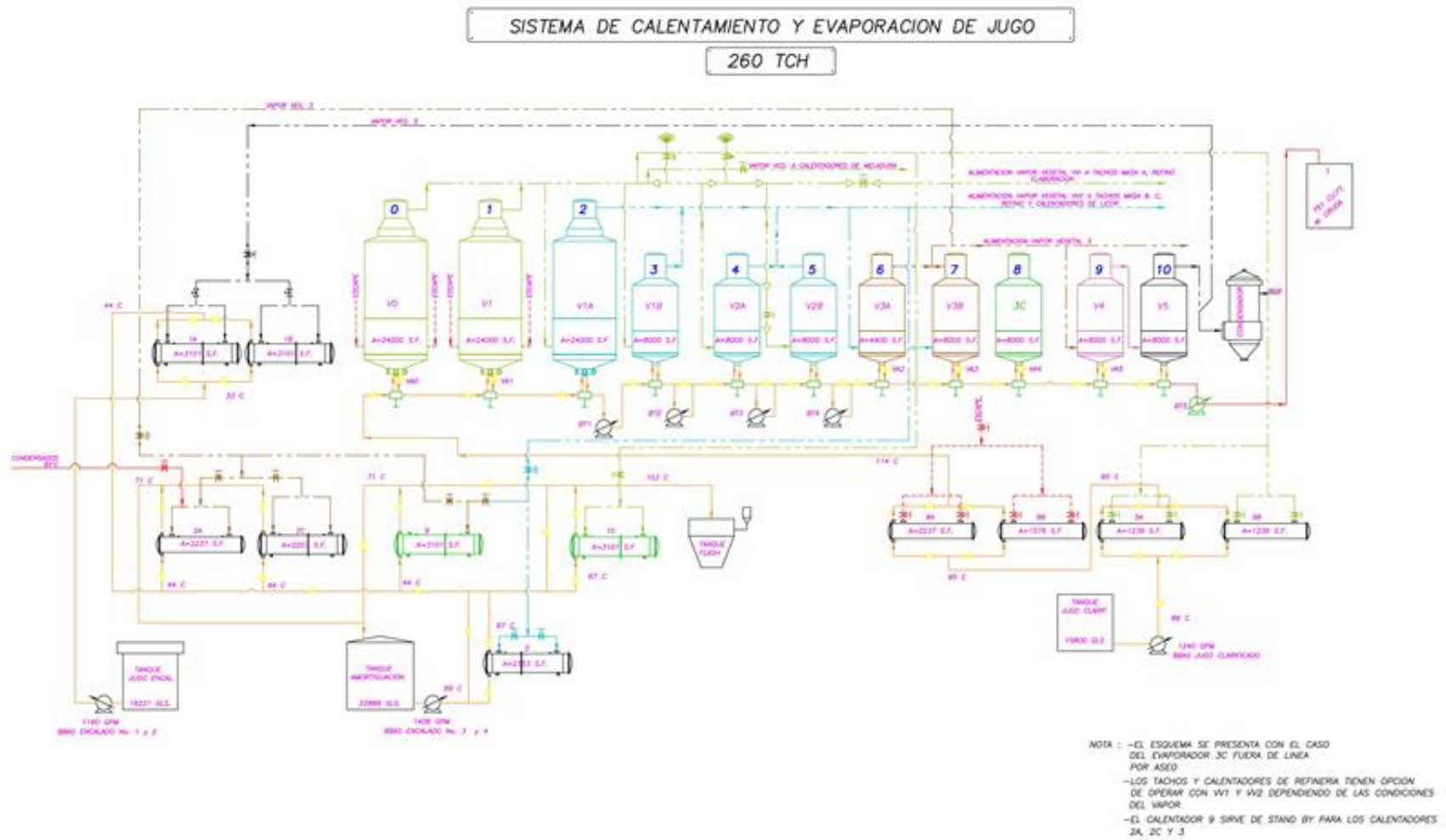
Anexo 1. Información base del ingenio piloto, suministrada por Cenicaña

Calentador	Tipo	Área transferencia (ft2)	Diámetro tubos (mm)	Longitud tubos (mm)	# Pasos	# Tubos x Paso	Fecha de evaluación	Flujo de jugo (m3/h)	Volumen condensados (m³/h)	Temp Entrada jugo (°C) t1	Densidad jugo in (kg/m3)	Temp Salida jugo (°C) t2	Densidad jugo out (kg/m3)
1A	Carcaza y Tubo	3101	0,037	6106	20	20	12-feb-15	148,0	2,85	44,96	990,19	48,26	988,7
1B	Carcaza y Tubo	3101	0,037	6106	20	20	12-feb-15	147,2	2,02	44,7	990,30	47,96	988,9
2A	Carcaza y Tubo	2237	0,037	5791	10	30	26-feb-15	129,245	8,88	44,47	990,39	70,04	977,7
2C	Carcaza y Tubo	2237	0,037	5791	10	30	26-feb-15	129,245	20,55	44,47	990,39	70,04	977,7
3	Carcaza y Tubo	2153	0,037	4267	10	40							
9	Carcaza y Tubo	3141	0,037	6106	10	40	19-feb-15	301,78	20,3	72,8	976,12	101,17	957,5
10	Carcaza y Tubo	3141	0,037	6106	10	40	19-feb-15	301,78	2,8	101,03	957,61	105,32	954,5
5A	Carcaza y Tubo	1236	0,037	6106	8	20	12-feb-15	140,54	4,02	88,93	966,01	104,43	955,1
5B	Carcaza y Tubo	1236	0,037	6106	8	20	12-feb-15	129,86	1,95	88,99	965,97	96,5	960,8
6A	Carcaza y Tubo	2237	0,037	5791	10	30	22-ene-15	239,8	10,1	97,1	960,4	116,9	945,6
6B	Carcaza y Tubo	2237	0,037	5791	10	30							
7	Carcaza y Tubo	647	0,037	5690	9	10		270,40	45,30072039				
8	Carcaza y Tubo	647	0,037	5690	9	10							
11	Carcaza y Tubo	1576	0,037	5690	14	15							

Calentador	Entalpia de jugo in (kg/m3)	Entalpia de jugo out (kg/m3)	Presión Vapor Calefactor (psig)	Temp. Entrada Vapor Calefactor (°C) T1	Densidad vapor calefactor in (kg/m3)	Temp. Salida Calefactor (°C) T2	Densidad calefactor out (kg/m3)	Entalpia Entrada Calefactor (KJ/kg)	Entalpia Salida calefactor (KJ/kg)	Costo de Limpieza (\$/h)
1A	188,27	202,07	VV5-11.78	48,38	0,0586	47,58	989,071	2589,23	199,22	\$ 68,44
1B	187,18	200,81	VV5-11.78	48,00	0,0587	46,10	989,71	2588,50	193,03	\$ 68,44
2A	186,22	293,23	VV3-5.17	102,7	0,654	102,7	956,40	2679,81	430,56	\$ 68,44
2C	186,22	293,23	VV3-5.18	102,7	0,654	102,7	956,40	2679,81	430,56	\$ 68,44
3										
9	304,80	424,10	VV2 -5.75	105,88	0,7253	105,88	954,051	2684,75	443,992	\$ 68,44
10	423,51	441,63	VV1-9.83	113,33	0,9172	113,33	948,385	2696,08	475,516	\$ 68,44
5A	372,54	437,87	VV1 0.894 (sat)	114,2	0,942	114,2	947,708	2697,39	479,202	\$ 68,44
5B	372,79	404,41	VV1 0.894 (sat)	114,2	0,942	114,2	947,708	2697,39	479,202	\$ 68,44
6A	406,9	490,7	V.ESCAPE - 18.6	128,8	1,27	124,7	939,3	2720,8	523,4	\$ 68,44
6B										
7										
8										
11										

- Información de análisis de laboratorio

RESULTADOS PROMEDIO DE ANÁLISIS DE LABORATORIO				
DESCRIPCIÓN	BRIX JUGO DILUIDO	PUREZA JUGO DILUIDO	BRIX JUGO CLARIFICADO	PUREZA JUGO CLARIFICADO
MEDIA	14,74	86,16	15,84	86,61
MÁXIMO	17,04	93,17	20,43	88,69
MÍNIMO	13,64	0,00	0,00	0,00
DESV. EST.	0,71	8,10	2,07	10,18
C.V.	4,82	9,40	13,09	11,75



Anexo 3. Cálculos de red de intercambio de calor primera propuesta

- Diferencias de temperaturas y parámetros básicos de intercambios de calor.

	Lado Jugo		Lado Vapor	
Δt_1	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	60
	Temp. In jugo [°C]	35	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609,60
	Temp. Out jugo [°C]	50	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250,91
	Temp. Promedio [°C]	42,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358,69
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,85	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt_2	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	88
	Temp. In jugo [°C]	50	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656,86
	Temp. Out jugo [°C]	78	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368,38
	Temp. Promedio [°C]	64	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288,48
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	7842,57
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,88	Flujo másico vapor [kg/s]	3,61
Δt_3	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	78	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	90,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	7055,19
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,91	Flujo másico vapor [kg/s]	3,34
Δt_4	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	89	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	96	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3936,77
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89	Flujo másico vapor [kg/s]	1,87
Δt_5	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	128
	Temp. In jugo [°C]	103	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717,72
	Temp. Out jugo [°C]	116	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537,90
	Temp. Promedio [°C]	109,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179,82
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,91	Flujo másico vapor [kg/s]	1,77
Δt_5	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,38

- Datos iniciales análisis Pinch.

Nombre de la corriente	Temperatura Inicial	Temperatura Final	Cambio de entalpía
	°C	°C	kW
JD	35	103	19073,38
JC	89	116	7607,39
VV5	60	59	4384,40
VV4	88	87	8234,69
VV1	113	112	11541,54

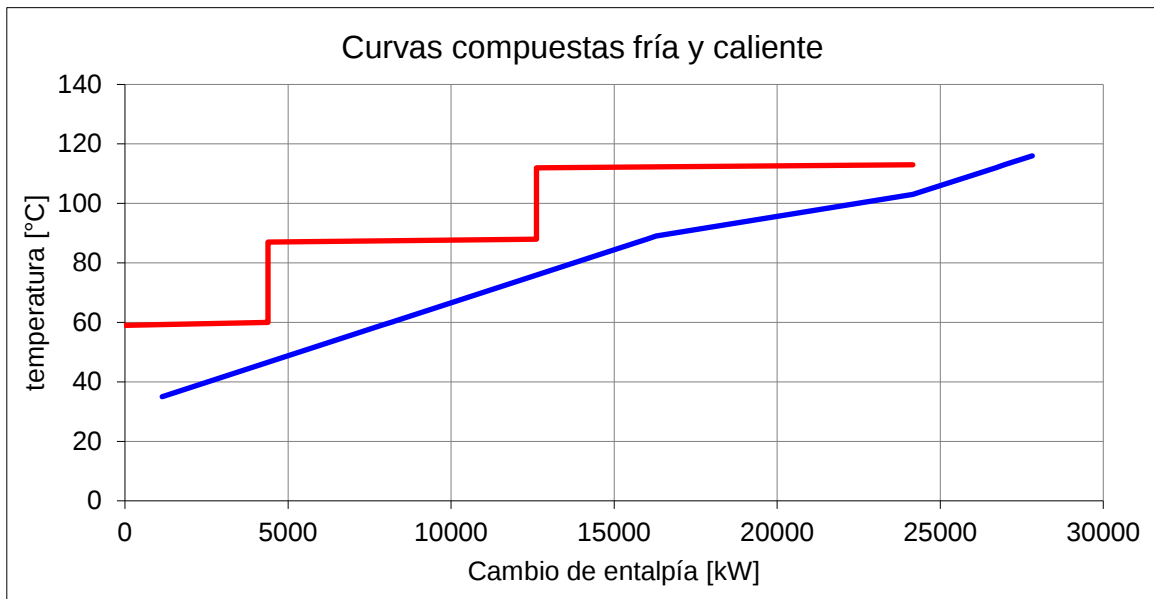
- Tabla del problema.

Temperaturas modificadas	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$	CP	Cambio de entalpía	
°C		°C	kW/K	kW	
121					
	1	13	-281,7552	-3662,8174	demanda
108					
	2	1	10979,2909	10979,2909	superávit
107					
	3	13	-562,2461	-7309,1989	demanda
94					
	4	11	-280,4909	-3085,3997	demanda
83					
	5	1	7954,1971	7954,1971	superávit
82					
	6	27	-280,4909	-7573,2538	demanda
55					
	7	1	4103,9101	4103,9101	superávit
54					
	8	14	-280,4909	-3926,8724	demanda
40					

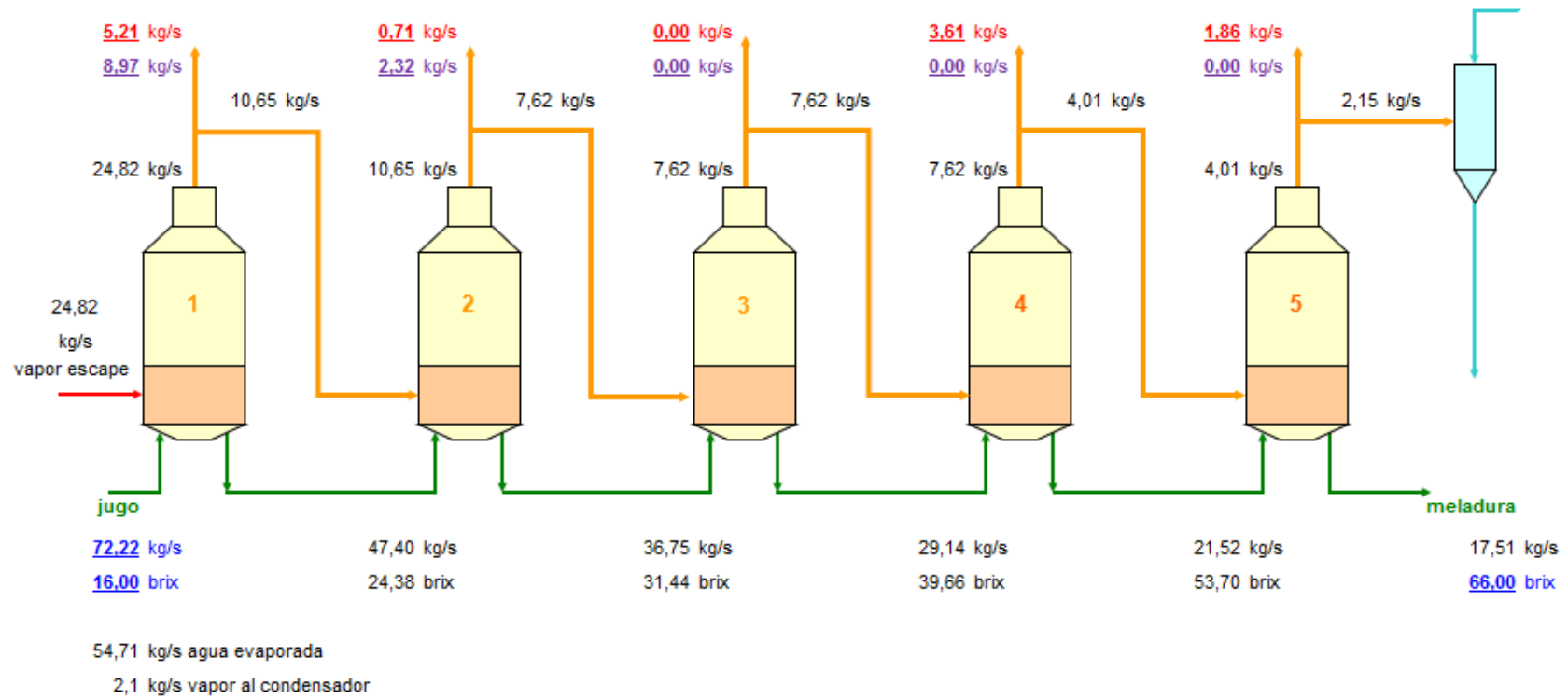
- Cascada energética.

Cascada inicial	Cascada factible
▼ 0	▼ 3662,8
-3662,81741	-3662,817
▼ -3662,8	▼ 0
10979,2909	10979,29
▼ 7316,5	▼ 10979
-7309,19888	-7309,199
▼ 7,2746	▼ 3670,1
-3085,39971	-3085,4
▼ -3078,1	▼ 584,69
7954,19712	7954,197
▼ 4876,1	▼ 8538,9
-7573,25382	-7573,254
▼ -2697,2	▼ 965,64
4103,91012	4103,91
▼ 1406,7	▼ 5069,5
-3926,87235	-3926,872
▼ -2520,1	▼ 1142,7

- **Curvas compuestas.**



- Balance de masa en la estación de evaporación.



- Cálculos 1er calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222
Diametro in tubo [in]	1.442
Diametro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	6.1
Núm. De tubos/paso	30
Pasos	13
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.018479754
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	35
Temp. Out jugo [°C]	50
Temp. Promedio [°C]	42.5
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.176201822
Densidad [kg/m3]	1049.935421
Viscosidad dinámica [Pa*s]	9.41E-04
Viscosidad cinemática	8.9584E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.581640819
Difusividad térmica [m2/s]	1.44E-07
Caída de presión [Pa]	83272.50227
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.854425676
Reynolds	88974.93663
Prandtl	6.23301031
Nusselt	435.5330574
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	6916.350983

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	60
Temp. Superf. Tubos [°C]	51.25
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609.6038
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250.91252
Calor latente esp. [kJ/kg]	2358.69128
Presión [Psig]	-11.8039321
Tubos totales ✓	400
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.653602287
Densidad liquido sat. [kg/m3]	983.2640235
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	464.2085133
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10019.073
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.000725943
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.701905563
Area externa tubo [m2]	0.808018887
Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
Coeficiente global [W/m2°C]	769.2801163
Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] ✓	50
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175.627816
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	1.863490037
Flujo másico vapor [ton/h]	6.708564134
ΔTin [°C]	16.37035002
Area requerida [m2]	331.573115
Calentador	1A

- Cálculos 2do calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111
Diametro in tubo [in]	1.442
Diametro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	5.79
Núm. De tubos/paso	15
Pasos	20
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.017248781
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	50
Temp. Out jugo [°C]	78
Temp. Promedio [°C]	64
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.20
Densidad [kg/m3]	1039.137716
Viscosidad dinámica [Pa*s]	6.61E-04
Viscosidad cinemática	6.36494E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.603931114
Difusividad térmica [m2/s]	1.50E-07
Caida de presión [Pa]	129004.0684
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.878193926
Reynolds	126529.8632
Prandtl	4.24726944
Nusselt	495.1379245
Coefficiente de calor interno [W/m2°C]	8164.218507

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	88
Temp. Superf. Tubos [°C]	76
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656.863398
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368.3801472
Calor latente esp. [kJ/kg]	2288.483251
Presión [Psig]	-5.26757065
Tubos totales ✓	300
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.675205135
Densidad liquido sat. [kg/m3]	966.6224117
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	327.3961793
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10187.04585
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.000714619
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.666234953
Area externa tubo [m2]	0.766955632
Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
Coeficiente global [W/m2°C]	782.9999455
Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] ✓	78
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3921.28497
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	1.803669914
Flujo másico vapor [ton/h]	6.493211691
ΔTin [°C]	20.97376601
Area requerida [m2]	238.77577
Calentador	2A y 2C

- Cálculos 3er calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222
Diametro in tubo [in]	1.442
Diametro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	6.1
Núm. De tubos/paso	30
Pasos	13
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.016259683
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	78
Temp. Out jugo [°C]	103
Temp. Promedio [°C]	90.5
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23
Densidad [kg/m3]	1022.574606
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.81E-04
Viscosidad cinemática	4.70037E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.62244865
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07
Caida de presión [Pa]	85210.48803
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.907489676
Reynolds	174114.1199
Prandtl	3.017317779
Nusselt	557.4981753
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9474.318993

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	113
Temp. Superf. Tubos [°C]	101.75
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Presión [Psig]	8.279279975
Tubos totales ✓	400
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11085.44344
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.0006977
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.701905563
Area externa tubo [m2]	0.808018887
Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
Coeficiente global [W/m2°C]	817.6374102
Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] X	99
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	7055.189694
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	3.342683088
Flujo másico vapor [ton/h]	12.03365912
ΔTln [°C]	19.95589
Area requerida [m2]	432.3911931
Calentador	9

- Cálculos 4to calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111
Diámetro in tubo [in]	1.442
Diámetro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	6.1
Núm. De tubos/paso	15
Pasos	10
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.016187733
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	89
Temp. Out jugo [°C]	103
Temp. Promedio [°C]	96
Pureza	86.61
Bx	15.84
Fracción en masa de sacarosa	0.1584
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23
Densidad [kg/m3]	1023.289664
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.69E-04
Viscosidad cinemática	4.5823E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621038507
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07
Caida de presión [Pa]	65500.16155
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.89350751
Reynolds	178475.4301
Prandtl	2.939711995
Nusselt	562.7461074
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9541.838283

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	113
Temp. Superf. Tubos [°C]	104.5
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Presión [Psig]	8.279279975
Tubos totales ✓	160
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11890.12635

Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.00069842
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001

Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.701905563
Area externa tubo [m2]	0.808018887
Area de transferencia de calor [m2]	121.2028331
Coeficiente global [W/m2°C]	821.7579422

Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] X	101

Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1968.384352
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	0.932602151
Flujo másico vapor [ton/h]	3.357367744

ΔTln [°C]	15.99143339
Area requerida [m2]	149.7885444

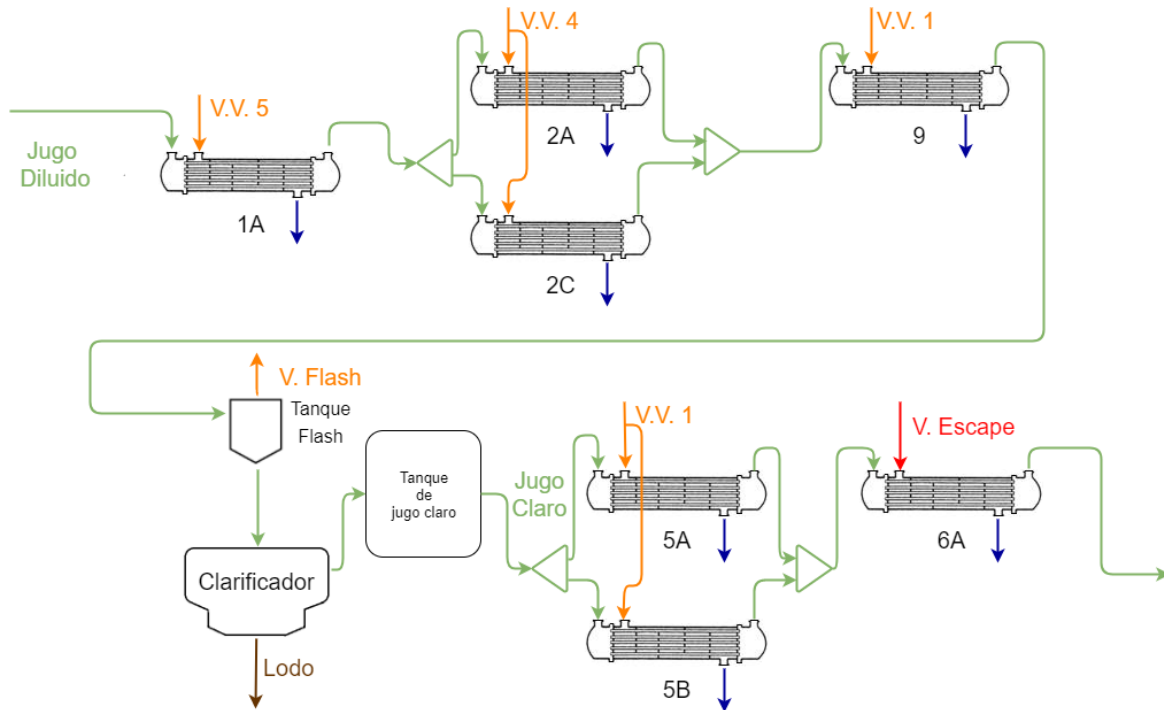
Calentadores	5A y 5B
--------------	---------

- Cálculos 5to calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222
Diámetro in tubo [in]	1.442
Diámetro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	5.79
Núm. De tubos/paso	30
Pasos	10
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.015838735
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	103
Temp. Out jugo [°C]	116
Temp. Promedio [°C]	109.5
Pureza	86.61
Bx	15.84
Fracción en masa de sacarosa	0.1584
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25
Densidad [kg/m³]	1013.350731
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.14E-04
Viscosidad cinemática	4.09035E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.625616195
Difusividad térmica [m²/s]	1.58E-07
Caida de presión [Pa]	66019.21632
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.90954551
Reynolds	201901.85
Prandtl	2.59023237
Nusselt	590.4397197
Coefficiente de calor interno [W/m²°C]	10085.20129

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	128
Temp. Superf. Tubos [°C]	118.75
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717.723174
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537.9016512
Calor latente esp. [kJ/kg]	2179.821523
Presión [Psig]	22.2192081
Tubos totales ✓	300
Gravedad [m/s²]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682148027
Densidad liquido sat. [kg/m³]	936.6383221
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	220.8716254
Coef de calor externo (Rein) [W/m²°C]	11755.72879
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m²°C/W]	0.000688513
Resistencia externa [m²°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m²]	0.666234953
Area externa tubo [m²]	0.766955632
Area de transferencia de calor [m²]	230.0866897
Coefficiente global [W/m²°C]	823.3140061
Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] ✓	115
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670.62884
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	1.772539536
Flujo másico vapor [ton/h]	6.381142331
ΔTln [°C]	17.71191549
Area requerida [m²]	251.7151977
Calentador	6A

- Diagrama de configuración 1ra propuesta



Anexo 4. Cálculos de red de intercambio de calor segunda propuesta.

- Diferencias de temperaturas y parámetros básicos de intercambios de calor.

	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt_1	72,22		60	
	Temp. In jugo [°C]	35	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609,60
	Temp. Out jugo [°C]	50	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250,91
	Temp. Promedio [°C]	42,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358,69
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175,62
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,85	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt_2	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	72,22		88	
	Temp. In jugo [°C]	50	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656,86
	Temp. Out jugo [°C]	78	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368,38
	Temp. Promedio [°C]	64	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288,48
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	7842,57
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,88	Flujo másico vapor [kg/s]	3,61
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	12,99

	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt_3	Temp. In jugo [°C]	78	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2676,075
	Temp. Out jugo [°C]	86	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	419,157
	Temp. Promedio [°C]	82	Calor latente esp. [kJ/kg]	2256,918
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	2252,231469
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89809293	Flujo másico vapor [kg/s]	1,05044577
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	3,781604773
Δt_4	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	Temp. In jugo [°C]	86	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685,397549
	Temp. Out jugo [°C]	96	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444,5942964
	Temp. Promedio [°C]	91	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240,803253
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	2822,475086
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90804243	Flujo másico vapor [kg/s]	1,325875622
Δt_5	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	4,773152238
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	Temp. In jugo [°C]	96	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,012896
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,2900247
	Temp. Promedio [°C]	99,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,722871
	Pureza	86,16	Necesidades	
Δt_6	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980,483139
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,91743918	Flujo másico vapor [kg/s]	0,938334443
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	3,378003996
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	Temp. In jugo [°C]	89	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,012896
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,2900247
Δt_7	Temp. Promedio [°C]	96	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,722871
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3936,768705
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89350751	Flujo másico vapor [kg/s]	1,865204302
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,714735488
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt_7	Temp. In jugo [°C]	103	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717,723174
	Temp. Out jugo [°C]	116	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537,9016512
	Temp. Promedio [°C]	109,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179,821523
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670,62884
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90954551	Flujo másico vapor [kg/s]	1,772539536
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,381142331

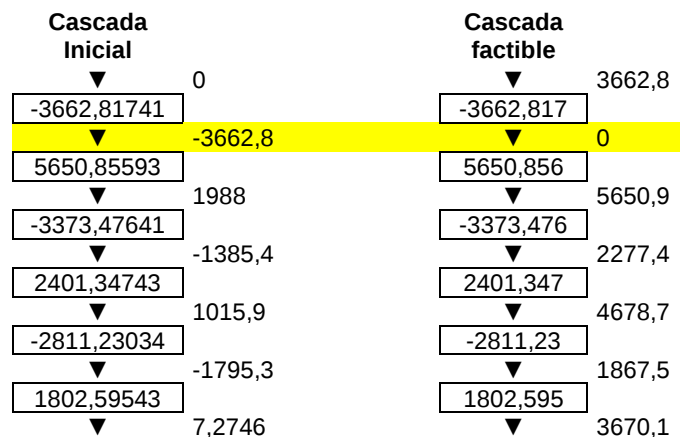
- Datos iniciales análisis Pinch.

Nombre de corriente	Temperatura inicial	Temperatura final	Cambio de entalpía
	°C	°C	kW
JD	35	103	19073,380
JC	89	116	7607,390
VV5	60	59	4384,401
VV4	88	87	8234,688
VV3	100	99	2364,842
VV2	106	105	2963,594
VV1	113	112	6213,102

- Tabla del problema.

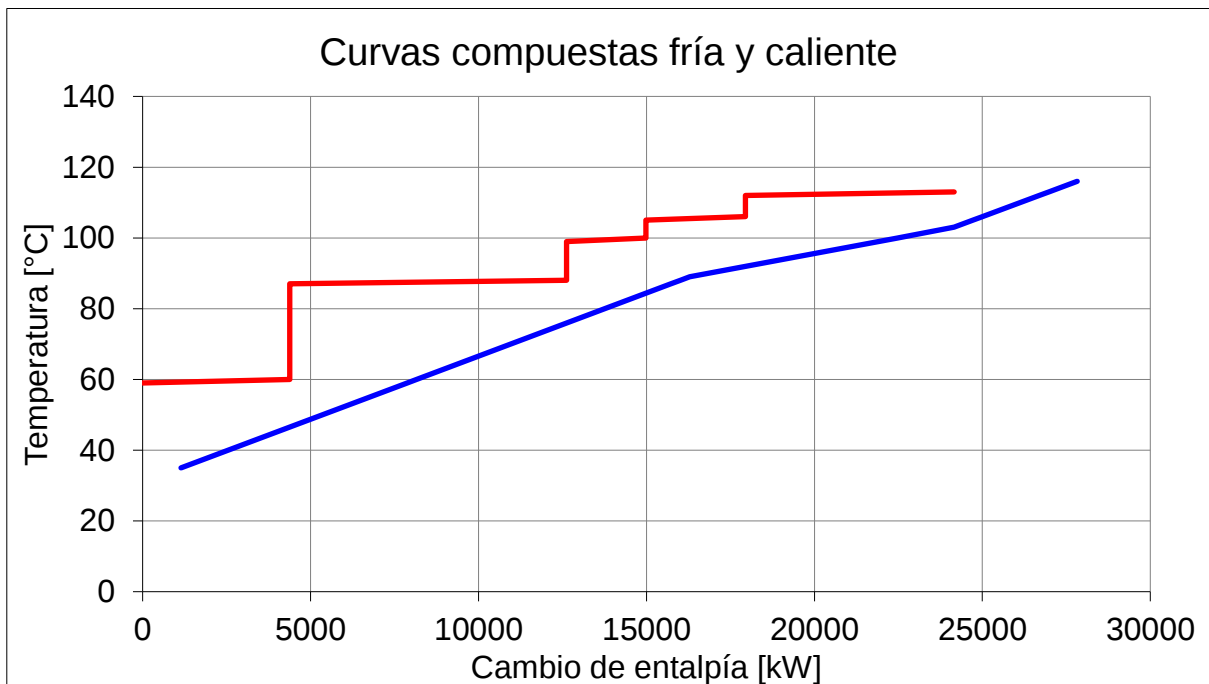
Temperaturas modificadas	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$	CP	Cambio de entalpía	
°C		°C	kW/K	kW	
121					
	1	13	-281,7552	-3662,8174	demanda
108					
	2	1	5650,8559	5650,8559	superávit
107					
	3	6	-562,2461	-3373,4764	demanda
101					
	4	1	2401,3474	2401,3474	superávit
100					
	5	5	-562,2461	-2811,2303	superávit
95					
	6	1	1802,5954	1802,5954	superávit
94					
	7	11	-280,4909	-3085,3997	demanda
83					
	8	1	7954,1971	7954,1971	superávit
82					
	9	27	-280,4909	-7573,2538	demanda
55					
	10	1	4103,9101	4103,9101	superávit
54					
	11	14	-280,4909	-3926,8724	demanda
40					

- Cascada energética.

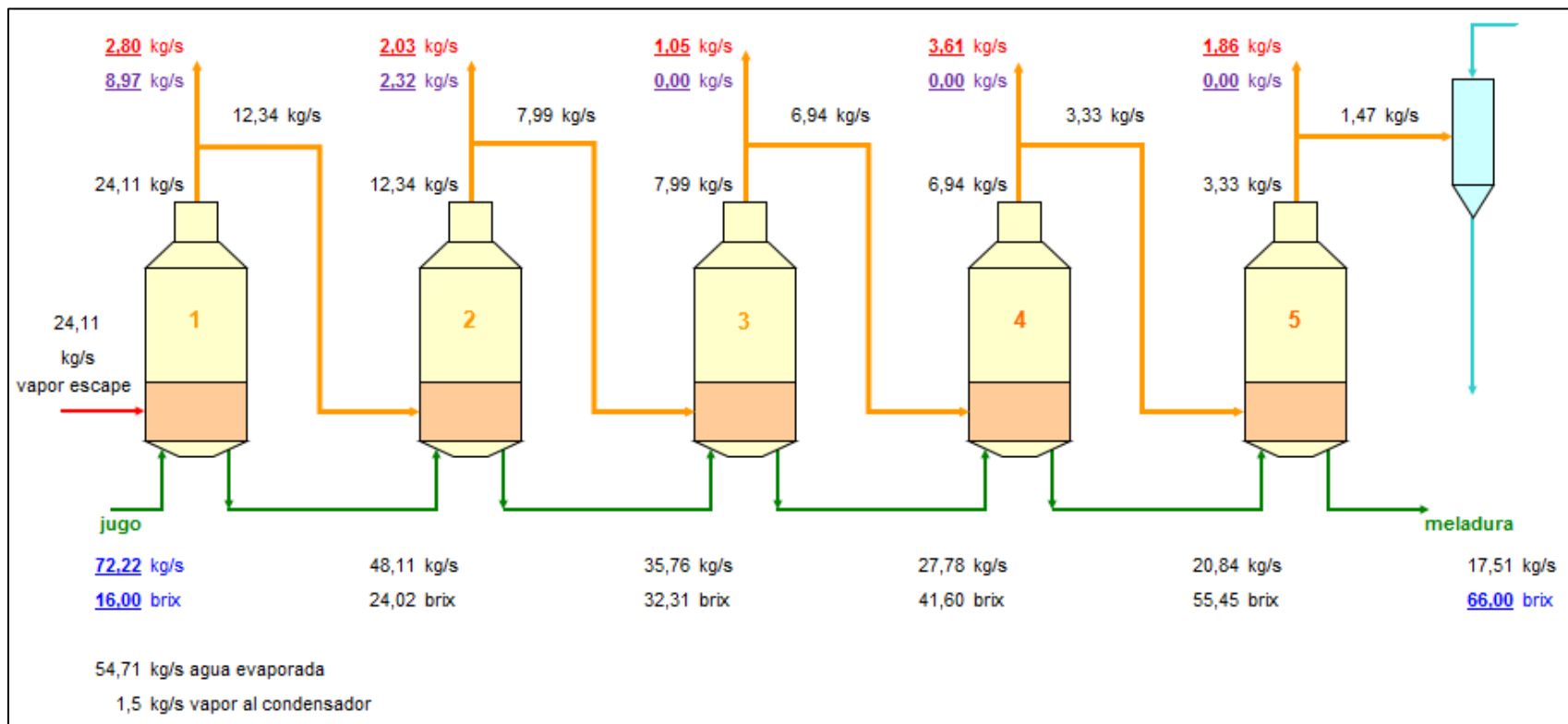


Cascada Inicial		Cascada factible	
-3085,39971	▼	-3085,4	584,69
7954,19712	▼	7954,197	8538,9
-7573,25382	▼	-7573,254	965,64
4103,91012	▼	4103,91	5069,5
-3926,87235	▼	-3926,872	1142,7
	▼		

- Curvas compuestas.



- Balance de masa en la estación de evaporación.



- Cálculos 1er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	60
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	51.25
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609.6038
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250.91252
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358.69128
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-11.8039321
Factor de fricción	0.018479754		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	35	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	50	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.653602287
Temp. Promedio [°C]	42.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	983.2640235
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	464.2085133
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10019.073
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.18	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1049.935421	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	9.41E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000725943
Viscosidad cinemática	8.9584E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.581640819	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.44E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	83272.50227	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.854425676	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	769.2801163
Reynolds	88974.93663		
Prandtl	6.23301031	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	435.5330574	Temperatura salida esperada [°C] ✓	50
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	6916.350983	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175.627816
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.863490037
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.708564134
		ΔTln [°C]	16.37035002
		Area requerida [m2]	331.573115
		Calentador	1A

- Cálculos 2do calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	88
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	76
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656.863398
Núm. De tubos/paso	15	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368.3801472
Pasos	20	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288.483251
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-5.26757065
Factor de fricción	0.017248781		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	50	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	78	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.675205135
Temp. Promedio [°C]	64	Densidad liquido sat. [kg/m3]	966.6224117
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	327.3961793
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10187.04585
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.20	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1039.137716	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	6.61E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000714619
Viscosidad cinemática	6.36494E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.603931114	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.50E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	129004.0684	Area interna tubo [m2]	0.666234953
		Area externa tubo [m2]	0.766955632
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.878193926	Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
		Coeficiente global [W/m2°C]	782.9999455
Reynolds	126529.8632		
Prandtl	4.24726944	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	495.1379245	Temperatura salida esperada [°C] ✓	78
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	8164.218507	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3921.28497
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.803669914
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.493211691
		ΔTln [°C]	20.97376601
		Area requerida [m2]	238.77577
		Calentador	2A y 2C

- Cálculos 3er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	100
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	91
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	4.26	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2676.075
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	419.157
Pasos	12	Calor latente esp. [kJ/kg]	2256.918
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	0.009988601
Factor de fricción	0.016532272		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	78	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	86	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.680242619
Temp. Promedio [°C]	82	Densidad liquido sat. [kg/m3]	958.2658603
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	281.6342846
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11341.164
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.22	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1028.243372	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	5.27E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00070343
Viscosidad cinemática	5.12358E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.617586384	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.54E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.49018323
Caida de presión [Pa]	77626.37933	Area externa tubo [m2]	0.5642886
		Area de transferencia de calor [m2]	203.143896
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.898092926	Coeficiente global [W/m2°C]	751.619897
Reynolds	158851.442	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	3.325248055	Temperatura salida esperada [°C] ✓	87
Nusselt	538.5802015		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	2252.231469
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9081.322943	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.05044577
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.781604773
		ΔTin [°C]	17.69969758
		Area requerida [m2]	169.2968619
		Calentador	3

- Cálculos 4to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	106
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	98.5
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685.397549
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444.5942964
Pasos	12	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240.803253
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	3.450992282
Factor de fricción	0.01624471		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	86	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	96	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.681811662
Temp. Promedio [°C]	91	Densidad liquido sat. [kg/m3]	953.8595815
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	261.1804244
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	12067.31945
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.24	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1022.231281	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.78E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000697356
Viscosidad cinemática	4.67789E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.62270298	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	78690.61057	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.908042426	Area de transferencia de calor [m2]	290.8867994
		Coeficiente global [W/m2°C]	822.975511
Reynolds	175009.5672	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	3.001077901	Temperatura salida esperada [°C] ✓	97
Nusselt	558.5835943		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	2822.475086
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9496.643684	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.325875622
		Flujo másico vapor [ton/h]	4.773152238
		ΔTin [°C]	14.42695041
		Area requerida [m2]	237.7216116
		Calentador	9

- Cálculos 5to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	106.25
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	12	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016006116		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	96	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	99.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	12595.49552
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25		
Densidad [kg/m3]	1016.233318	Resistencia por incrustación	
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.40E-04	Horas de uso	322
Viscosidad cinemática	4.33034E-07	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000691366
Conductividad térmica [W/m°C]	0.626487926		
Difusividad térmica [m2/s]	1.57E-07	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Caida de presión [Pa]	79127.97379	Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.701905563
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.917439176	Area externa tubo [m2]	0.808018887
		Area de transferencia de calor [m2]	290.8867994
		Coeficiente global [W/m2°C]	832.1339645
Reynolds	190171.3615		
Prandtl	2.751725923	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	576.6150833	Temperatura salida esperada [°C] ✓	106
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9862.788659		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980.483139
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.938334443
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.378003996
		ΔTln [°C]	13.19190975
		Area requerida [m2]	180.4139974
		Calentador	10

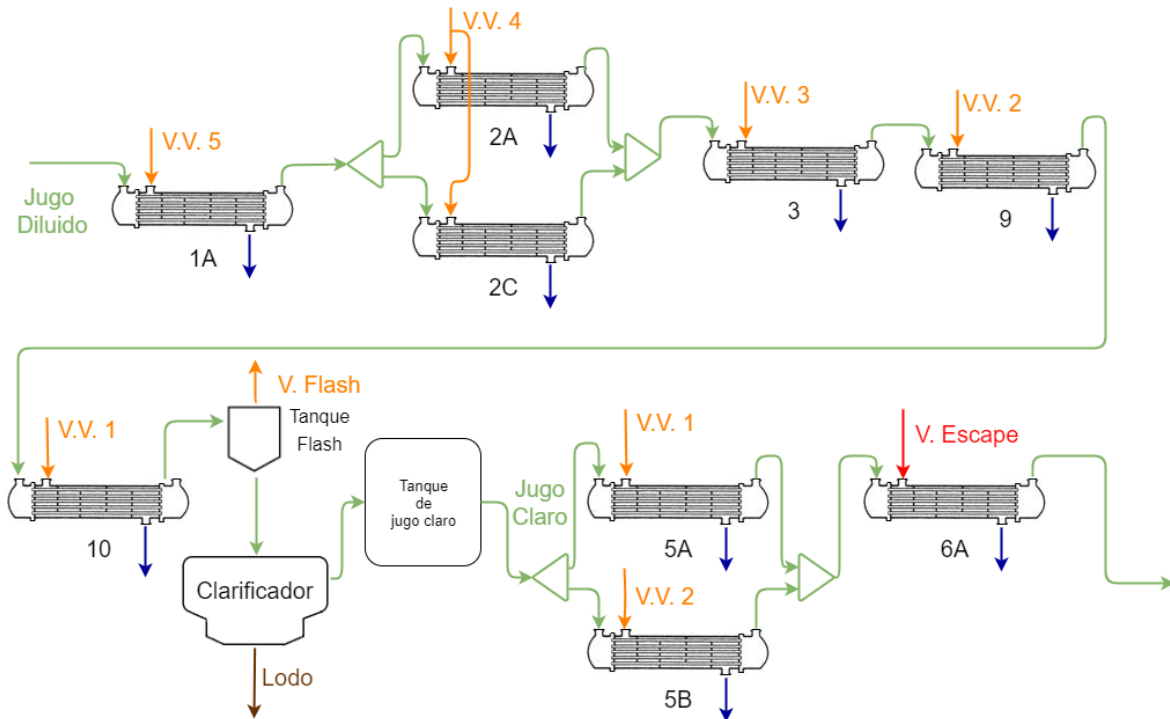
- Cálculos 6to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	104.5
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	15	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016187733		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	160
Temp. In jugo [°C]	89	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	96	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11890.12635
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1023.289664	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.69E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00069842
Viscosidad cinemática	4.5823E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621038507	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	65500.16155	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.89350751	Area de transferencia de calor [m2]	121.2028331
		Coeficiente global [W/m2°C]	821.7579422
Reynolds	178475.4301		
Prandtl	2.939711995	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	562.7461074	Temperatura salida esperada [°C] X	101
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9541.838283		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1968.384352
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.932602151
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.357367744
		ΔTln [°C]	15.99143339
		Area requerida [m2]	149.7885444
		Calentador	5A y 5B

- Cálculos 7mo calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	128
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	118.75
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717.723174
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537.9016512
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179.821523
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	22.2192081
Factor de fricción	0.015838735		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	103	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	116	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682148027
Temp. Promedio [°C]	109.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	936.6383221
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	220.8716254
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11755.72879
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1013.350731	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.14E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000688513
Viscosidad cinemática	4.09035E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.625616195	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.58E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	66019.21632	Area interna tubo [m2]	0.666234953
		Area externa tubo [m2]	0.766955632
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.90954551	Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
		Coeficiente global [W/m2°C]	823.3140061
Reynolds	201901.85	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.59023237	Temperatura salida esperada [°C] ✓	115
Nusselt	590.4397197		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670.62884
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	10085.20129	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.772539536
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.381142331
		ΔTln [°C]	17.71191549
		Area requerida [m2]	251.7151977
		Calentador	6A

- Diagrama de configuración 2da propuesta



Anexo 5. Cálculos de red de intercambio de calor tercera propuesta

- Diferencias de temperaturas y parámetros básicos de intercambios de calor.

	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt1	72,22		60	
	Temp. In jugo [°C]	35	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609,60
	Temp. Out jugo [°C]	50	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250,91
	Temp. Promedio [°C]	42,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358,69
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,85	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt2	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	72,22		88	
	Temp. In jugo [°C]	50	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656,86
	Temp. Out jugo [°C]	78	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368,38
	Temp. Promedio [°C]	64	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288,48
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	7842,57
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,88	Flujo másico vapor [kg/s]	3,61
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	12,99

Δt3	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	106
	Temp. In jugo [°C]	78	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685,39
	Temp. Out jugo [°C]	96	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444,59
	Temp. Promedio [°C]	87	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240,80
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	5074,71
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90	Flujo másico vapor [kg/s]	2,38
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	8,58
Δt4	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	96	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	99,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980,48
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,92	Flujo másico vapor [kg/s]	0,94
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	3,38
Δt5	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	89	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	96	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3936,77
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt6	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	128
	Temp. In jugo [°C]	103	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717,72
	Temp. Out jugo [°C]	116	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537,90
	Temp. Promedio [°C]	109,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179,82
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,91	Flujo másico vapor [kg/s]	1,77
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,38

- Datos iniciales análisis Pinch.

Nombre de corriente	Temperatura inicial	Temperatura final	Cambio de entalpía
	°C	°C	kW
JD	35	103	19073,380
JC	89	116	7607,390
VV5	60	59	4384,401
VV4	88	87	8234,688
VV2	106	105	5328,435
VV1	113	112	6213,102

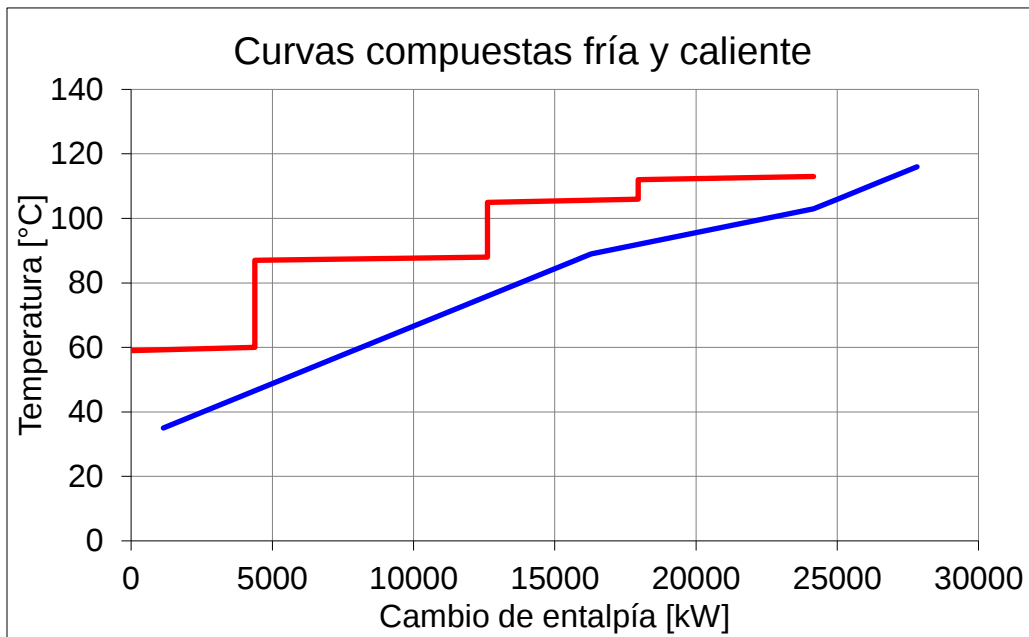
- Tabla del problema.

Temperaturas modificadas	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$	CP	Cambio de entalpía	
°C		°C	kW/K	kW	
121					
	1	13	-281,7552	-3662,8174	demanda
108					
	2	1	5650,8559	5650,8559	superávit
107					
	3	6	-562,2461	-3373,4764	demanda
101					
	4	1	4766,1889	4766,1889	superávit
100					
	5	6	-562,2461	-3373,4764	demanda
94					
	6	11	-280,4909	-3085,3997	demanda
83					
	7	1	7954,1971	7954,1971	superávit
82					
	8	27	-280,4909	-7573,2538	demanda
55					
	9	1	4103,9101	4103,9101	superávit
54					
	10	14	-280,4909	-3926,8724	demanda
40					

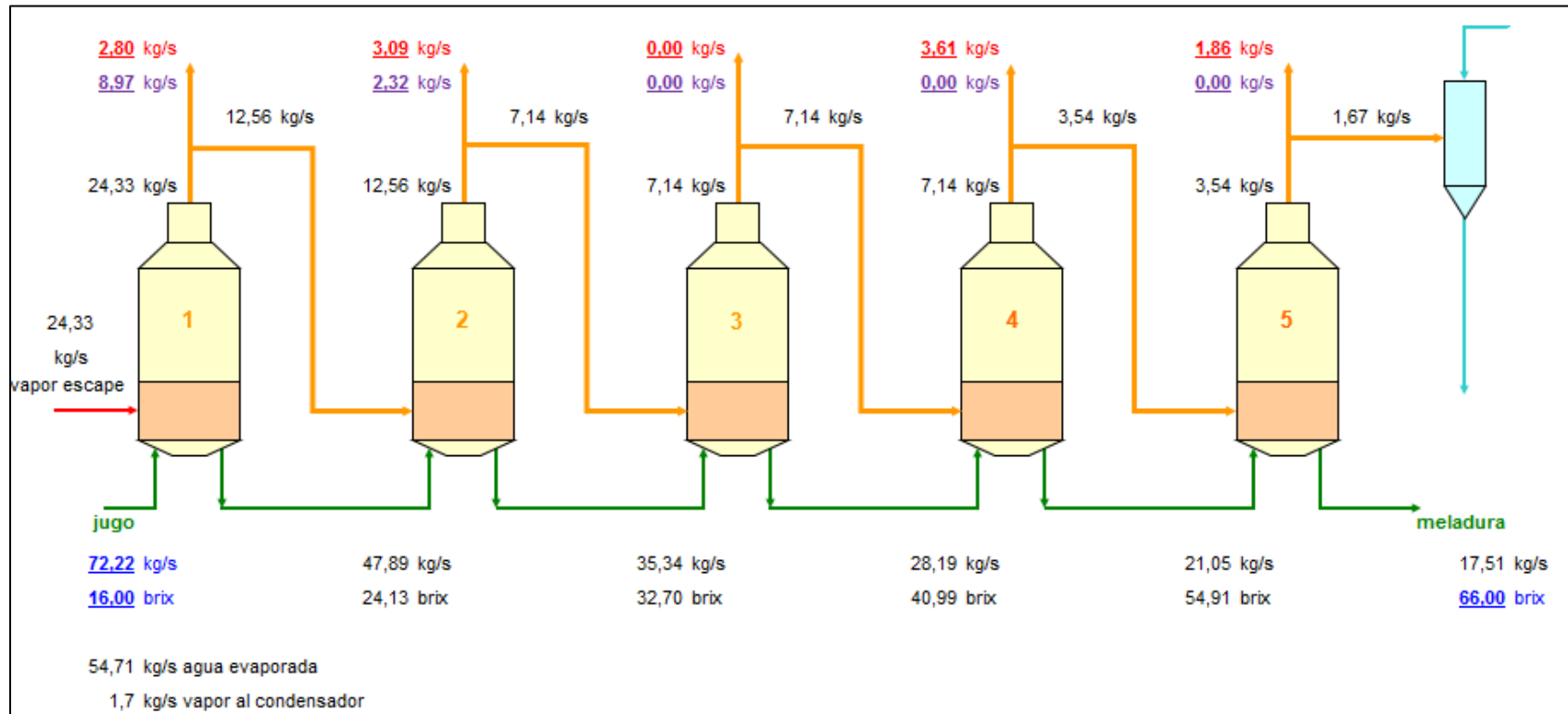
- Cascada energética.

Cascada inicial		Cascada factible	
▼	0	▼	3662,8
-3662,82		-3662,817	
▼	-3662,8	▼	0
5650,856		5650,856	
▼	1988	▼	5650,9
-3373,48		-3373,476	
▼	-1385,4	▼	2277,4
4766,189		4766,189	
▼	3380,8	▼	7043,6
-3373,48		-3373,476	
▼	7,2746	▼	3670,1
-3085,4		-3085,4	
▼	-3078,1	▼	584,69
7954,197		7954,197	
▼	4876,1	▼	8538,9
-7573,25		-7573,254	
▼	-2697,2	▼	965,64
4103,91		4103,91	
▼	1406,7	▼	5069,5
-3926,87		-3926,872	
▼	-2520,1	▼	1142,7

- **Curvas compuestas.**



- Balance de masa en la estación de evaporación.



- Cálculos 1er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	60
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	51.25
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609.6038
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250.91252
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358.69128
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-11.8039321
Factor de fricción	0.018479754		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	35	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	50	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.653602287
Temp. Promedio [°C]	42.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	983.2640235
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	464.2085133
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10019.073
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.176201822	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1049.935421	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	9.41E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000725943
Viscosidad cinemática	8.9584E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.581640819	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.44E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	83272.50227	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.854425676	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	769.2801163
Reynolds	88974.93663		
Prandtl	6.23301031	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	435.5330574	Temperatura salida esperada [°C] ✓	50
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	6916.350983	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175.627816
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.863490037
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.708564134
		ΔTln [°C]	16.37035002
		Area requerida [m2]	331.573115
		Calentador	1A

- Cálculos 2do calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111
Díametro in tubo [in]	1.442
Díametro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	5.79
Núm. De tubos/paso	15
Pasos	20
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.017248781
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	50
Temp. Out jugo [°C]	78
Temp. Promedio [°C]	64
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.20
Densidad [kg/m3]	1039.137716
Viscosidad dinámica [Pa*s]	6.61E-04
Viscosidad cinemática	6.36494E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.603931114
Difusividad térmica [m2/s]	1.50E-07
Caida de presión [Pa]	129004.0684
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.878193926
Reynolds	126529.8632
Prandtl	4.24726944
Nusselt	495.1379245
Coefficiente de calor interno [W/m2°C]	8164.218507

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	88
Temp. Superf. Tubos [°C]	76
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656.863398
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368.3801472
Calor latente esp. [kJ/kg]	2288.483251
Presión [Psig]	-5.26757065
Tubos totales ✓	300
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.675205135
Densidad liquido sat. [kg/m3]	966.6224117
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	327.3961793
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10187.04585

Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.000714619
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001

Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.666234953
Area externa tubo [m2]	0.766955632
Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
Coeficiente global [W/m2°C]	782.9999455

Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] ✓	78

Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3921.28497
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	1.803669914
Flujo másico vapor [ton/h]	6.493211691

ΔTln [°C]	20.97376601
Area requerida [m2]	238.77577

Calentador	2A y 2C
------------	---------

- Cálculos 3er calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222
Diámetro in tubo [in]	1.442
Diámetro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	6.1
Núm. De tubos/paso	30
Pasos	13
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.016367673
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	78
Temp. Out jugo [°C]	96
Temp. Promedio [°C]	87
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23
Densidad [kg/m³]	1024.947515
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.99E-04
Viscosidad cinemática	4.86486E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.620569764
Difusividad térmica [m²/s]	1.55E-07
Caida de presión [Pa]	85032.06775
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.903620426
Reynolds	167837.4837
Prandtl	3.136524938
Nusselt	549.8174278
Coeficiente de calor interno [W/m²°C]	9315.585069

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	106
Temp. Superf. Tubos [°C]	96.5
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685.397549
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444.5942964
Calor latente esp. [kJ/kg]	2240.803253
Presión [Psig]	3.450992282
Tubos totales ✓	400
Gravedad [m²/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.681811662
Densidad liquido sat. [kg/m³]	953.8595815
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	261.1804244
Coef de calor externo (Rein) [W/m²°C]	11374.8381
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m²°C/W]	0.000700091
Resistencia externa [m²°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m²]	0.701905563
Area externa tubo [m²]	0.808018887
Area de transferencia de calor [m²]	315.127366
Coeficiente global [W/m²°C]	816.3731573
Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] X	95
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	5074.706554
Pérd. Calor por radiación [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	2.383875678
Flujo másico vapor [ton/h]	8.58195244
ΔTln [°C]	17.48218779
Area requerida [m²]	355.5710848
Calentador	9

- Cálculos 4to calentamiento.

Lado Jugo	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222
Diámetro in tubo [in]	1.442
Diámetro ext tubo [in]	1.66
Longitud tubo [m]	6.1
Núm. De tubos/paso	30
Pasos	10
Rugosidad	0.002
Rugosidad relativa	5.46048E-05
Factor de fricción	0.016006116
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16
Temp. In jugo [°C]	96
Temp. Out jugo [°C]	103
Temp. Promedio [°C]	99.5
Pureza	86.16
Bx	14.74
Fracción en masa de sacarosa	0.1474
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25
Densidad [kg/m3]	1016.233318
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.40E-04
Viscosidad cinemática	4.33034E-07
Conductividad térmica [W/m°C]	0.626487926
Difusividad térmica [m2/s]	1.57E-07
Caida de presión [Pa]	65939.97816
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.917439176
Reynolds	190171.3615
Prandtl	2.751725923
Nusselt	576.6150833
Coefficiente de calor interno [W/m2°C]	9862.788659

Lado Vapor	
Temp. Saturación [°C]	113
Temp. Superf. Tubos [°C]	106.25
Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Presión [Psig]	8.279279975
Tubos totales ✓	400
Gravedad [m2/s]	9.81
Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	12595.49552
Resistencia por incrustación	
Horas de uso	322
Resistencia interna [m2°C/W]	0.000691366
Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Coeficiente de calor global	
Area interna tubo [m2]	0.701905563
Area externa tubo [m2]	0.808018887
Area de transferencia de calor [m2]	242.4056661
Coefficiente global [W/m2°C]	832.1339645
Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Temperatura salida esperada [°C] ✓	104.67
Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980.483139
Pérd. Calor por radiacion [%]	5
Flujo másico vapor [kg/s]	0.938334443
Flujo másico vapor [ton/h]	3.378003996
ΔTln [°C]	13.19190975
Area requerida [m2]	180.4139974
Calentador	10

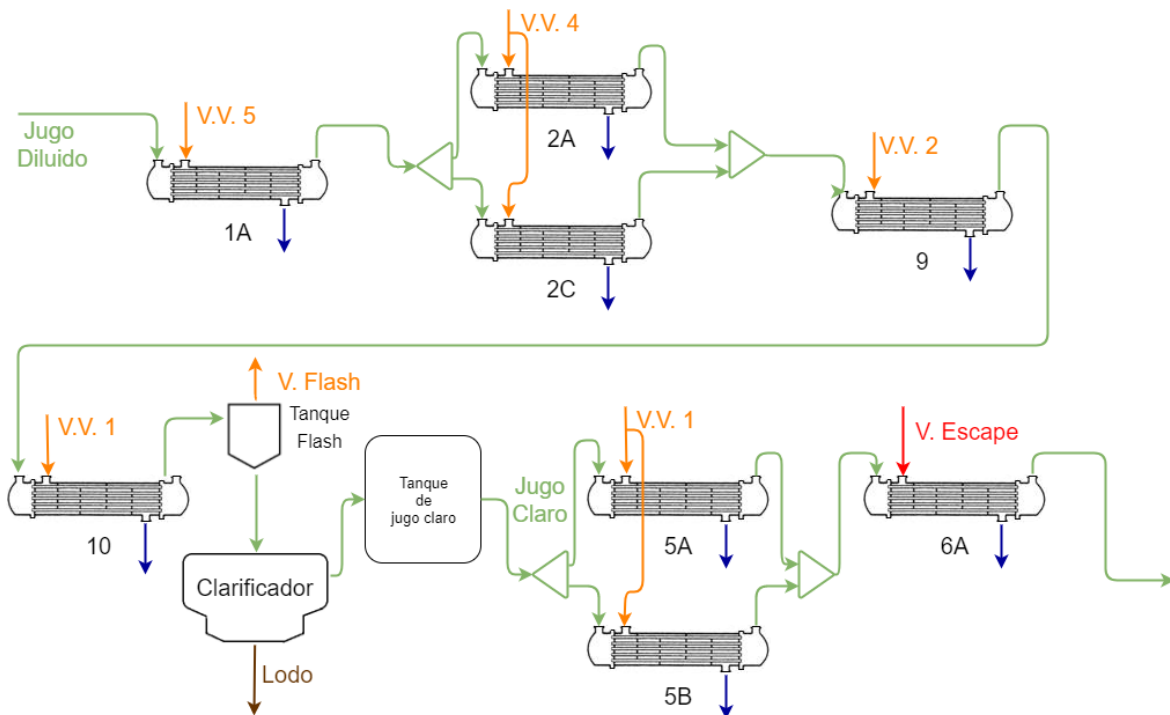
- Cálculos 5to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	104.5
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	15	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016187733		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	160
Temp. In jugo [°C]	89	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	96	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11890.12635
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1023.289664	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.69E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00069842
Viscosidad cinemática	4.5823E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621038507	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07		
		Coefficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	65500.16155	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.89350751	Area de transferencia de calor [m2]	121.2028331
		Coeficiente global [W/m2°C]	821.7579422
Reynolds	178475.4301		
Prandtl	2.939711995	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	562.7461074	Temperatura salida esperada [°C] X	101
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9541.838283	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1968.384352
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.932602151
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.357367744
		ΔTln [°C]	15.99143339
		Area requerida [m2]	149.7885444
		Calentador	5A y 5B

- Cálculos 6to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	128
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	118.75
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717.723174
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537.9016512
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179.821523
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	22.2192081
Factor de fricción	0.015838735		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales	300
Temp. In jugo [°C]	103	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	116	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682148027
Temp. Promedio [°C]	109.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	936.6383221
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	220.8716254
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11755.72879
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1013.350731	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.14E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000688513
Viscosidad cinemática	4.09035E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.625616195	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.58E-07		
		Coefficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.666234953
Caida de presión [Pa]	66019.21632	Area externa tubo [m2]	0.766955632
		Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.90954551	Coefficiente global [W/m2°C]	823.3140061
Reynolds	201901.85	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.59023237	Temperatura salida esperada [°C] ✓	115
Nusselt	590.4397197		
Coefficiente de calor interno [W/m2°C]	10085.20129	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670.62884
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.772539536
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.381142331
		ΔTln [°C]	17.71191549
		Area requerida [m2]	251.7151977
		Calentador	6A

- Diagrama de configuración 3ra propuesta



Anexo 6. Cálculos de red de intercambio de calor cuarta propuesta

- Diferencias de temperaturas y parámetros básicos de intercambios de calor.

	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt1	Temp. In jugo [°C]	35	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609,60
	Temp. Out jugo [°C]	50	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250,91
	Temp. Promedio [°C]	42,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358,69
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,85	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt2	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
	Temp. In jugo [°C]	50	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2676,08
	Temp. Out jugo [°C]	80	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	419,157
	Temp. Promedio [°C]	65	Calor latente esp. [kJ/kg]	2256,918
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	8405,15
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,88	Flujo másico vapor [kg/s]	3,92
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	14,11

Dt3	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	106
	Temp. In jugo [°C]	80	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685,397
	Temp. Out jugo [°C]	96	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444,59
	Temp. Promedio [°C]	88	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240,80
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4512,13
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90	Flujo másico vapor [kg/s]	2,12
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	7,63
Dt4	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	96	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	99,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,721
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980,48
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,92	Flujo másico vapor [kg/s]	0,94
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	3,38
Dt5	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	89	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	96	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3936,77
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Dt6	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	128
	Temp. In jugo [°C]	103	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717,72
	Temp. Out jugo [°C]	116	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537,90
	Temp. Promedio [°C]	109,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179,82
	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90	Flujo másico vapor [kg/s]	1,77
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,38

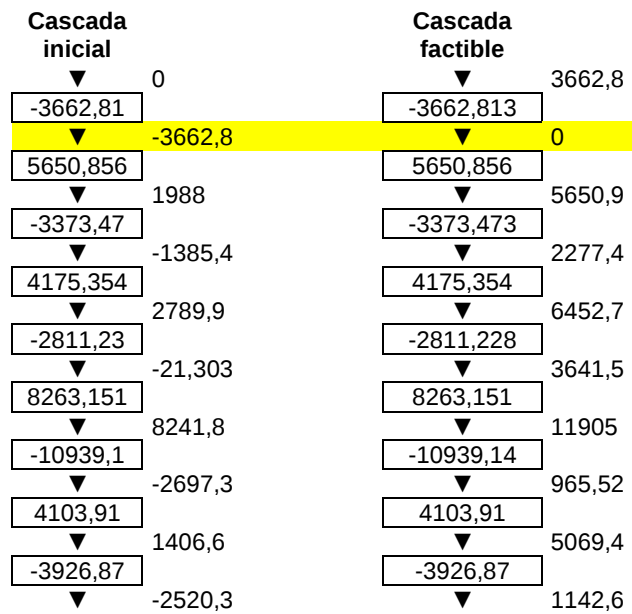
- **Datos iniciales análisis Pinch.**

Nombre de corriente	Temperatura inicial	Temperatura final	Cambio de entalpía
	°C	°C	kW
JD	35	103	19073,370
JC	89	116	7607,380
VV5	60	59	4384,401
VV3	100	99	8825,397
VV2	106	105	4737,600
VV1	113	112	6213,102

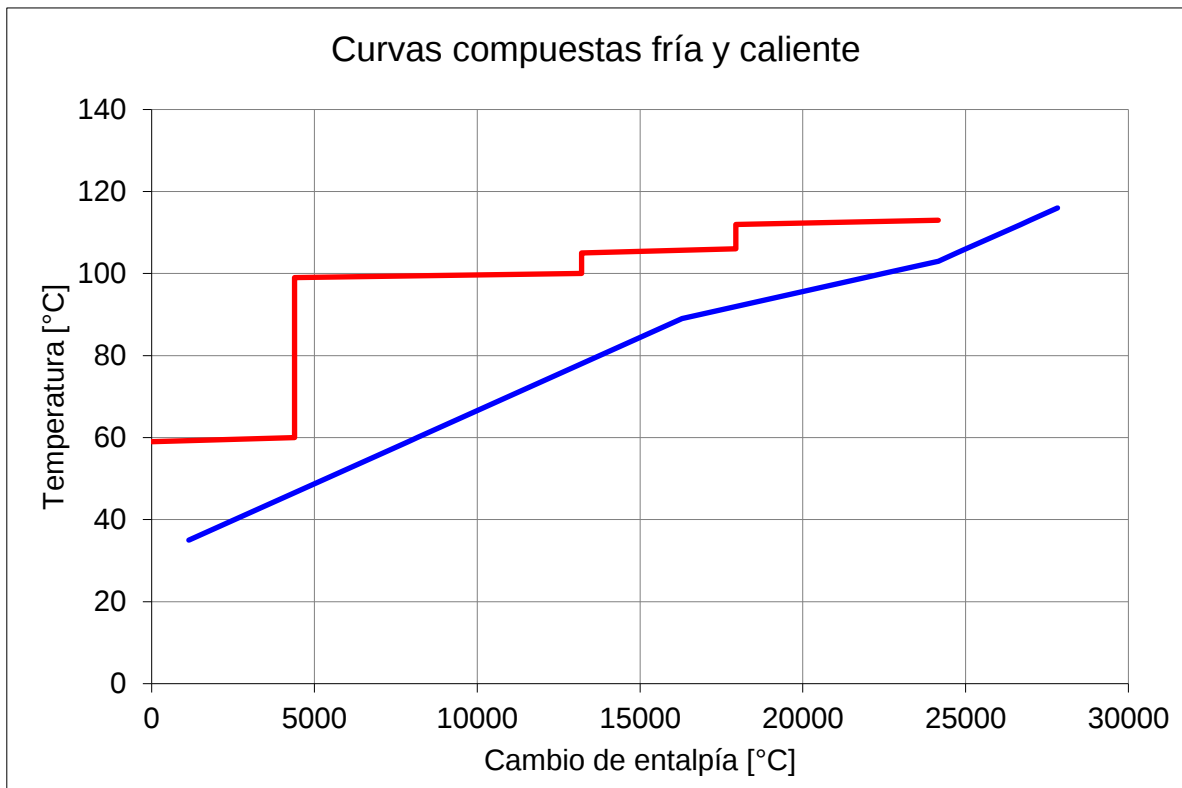
- Tabla del problema.

Temperaturas modificadas	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$	CP	Cambio de entalpía	
°C		°C	kW/K	kW	
121					
	1	13	-281,7548	-3662,8126	demanda
108					
	2	1	5650,8564	5650,8564	superávit
107					
	3	6	-562,2456	-3373,4733	demanda
101					
	4	1	4175,3544	4175,3544	superávit
100					
	5	5	-562,2456	-2811,2278	demanda
95					
	6	1	8263,1514	8263,1514	superávit
94					
	7	39	-280,4907	-10939,1387	demanda
55					
	8	1	4103,9103	4103,9103	superávit
54					
	9	14	-280,4907	-3926,8703	demanda
40					

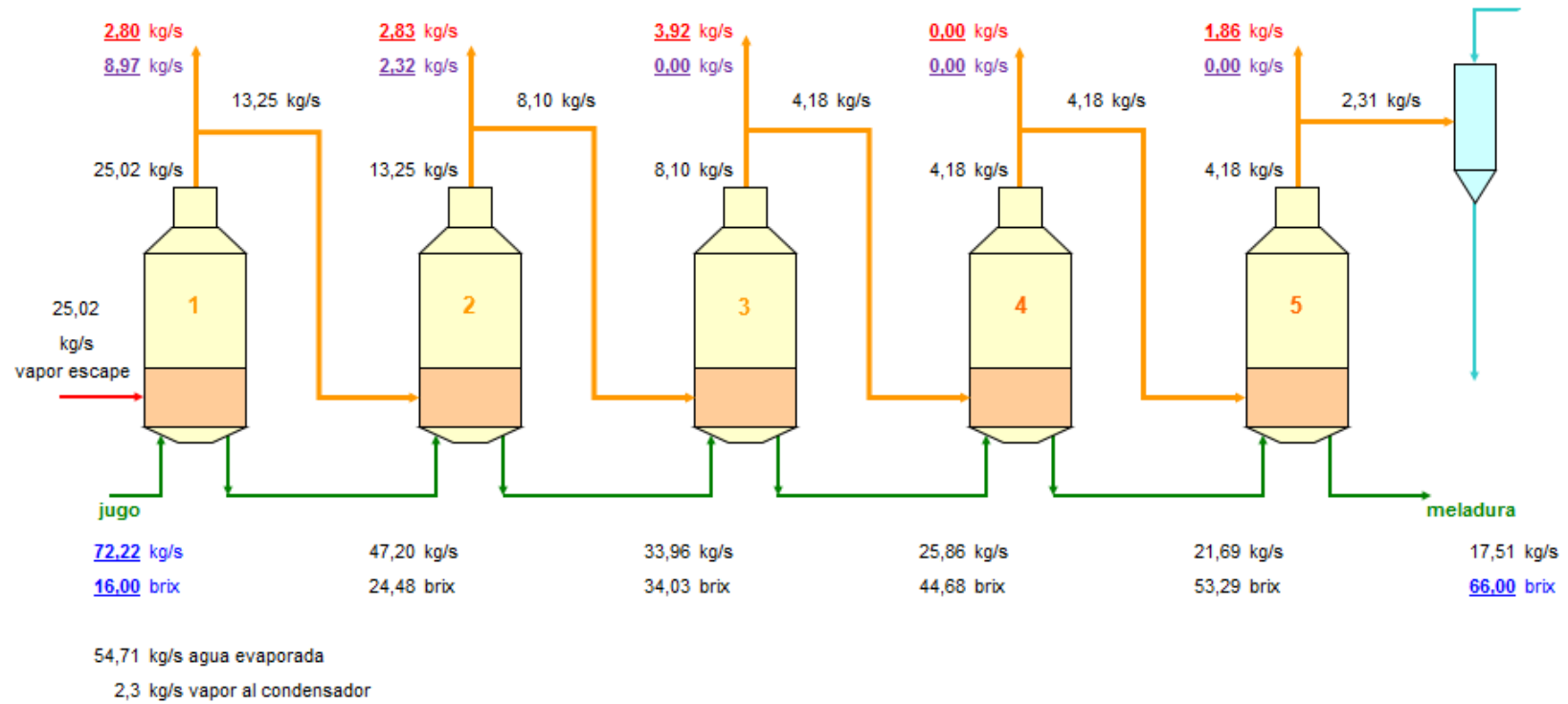
- Cascada energética.



- **Curvas compuestas.**



- Balance de masa en la estación de evaporación.



- Cálculos 1er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	60
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	51.25
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609.6038
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250.91252
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358.69128
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-11.8039321
Factor de fricción	0.018479754		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	35	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	50	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.653602287
Temp. Promedio [°C]	42.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	983.2640235
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	464.2085133
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10019.073
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.18	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1049.935421	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	9.41E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000725943
Viscosidad cinemática	8.9584E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.581640819	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.44E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.701905563
Caida de presión [Pa]	83272.50227	Area externa tubo [m2]	0.808018887
		Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.854425676	Coeficiente global [W/m2°C]	769.2801163
Reynolds	88974.93663	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	6.23301031	Temperatura salida esperada [°C] ✓	50
Nusselt	435.5330574		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175.627816
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	6916.350983	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.863490037
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.708564134
		ΔTln [°C]	16.37035002
		Area requerida [m2]	331.573115
		Calentador	1A

- Cálculos 2do calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	100
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	82.5
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2676.075
Núm. De tubos/paso	16	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	419.157
Pasos	15	Calor latente esp. [kJ/kg]	2256.918
Rugosidad	15		
Rugosidad relativa	0.409536187	Presión [Psig]	0.009988601
Factor de fricción	0.274290133		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	50	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	80	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.680242619
Temp. Promedio [°C]	65	Densidad liquido sat. [kg/m3]	958.2658603
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	281.6342846
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	9604.145834
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.06	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1038.574335	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	6.52E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000790714
Viscosidad cinemática	6.27976E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.604809442	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.50E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.666234953
Caida de presión [Pa]	118228.8313	Area externa tubo [m2]	0.766955632
		Area de transferencia de calor [m2]	184.0693517
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.879299426	Coeficiente global [W/m2°C]	732.6897658
Reynolds	120296.0137	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	4.183266316	Temperatura salida esperada [°C] ✓	80.91
Nusselt	472.6449592		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4202.574379
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	7804.671286	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.960090045
		Flujo másico vapor [ton/h]	7.056324161
		ΔTin [°C]	32.74070004
		Area requerida [m2]	175.1891971
		Calentador	2A y 2C

- Cálculos 3er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	106
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	97
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685.397549
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444.5942964
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240.803253
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	3.450992282
Factor de fricción	0.016336238		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	80	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	96	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.681811662
Temp. Promedio [°C]	88	Densidad liquido sat. [kg/m3]	953.8595815
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	261.1804244
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11529.63339
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1024.275	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.93E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000699412
Viscosidad cinemática	4.81655E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621124192	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.55E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	85085.39555	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.904725926	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	817.9651498
Reynolds	169632.2063	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	3.101448221	Temperatura salida esperada [°C] ✓	96
Nusselt	552.0269728		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4512.127737
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9361.377661	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	2.119600701
		Flujo másico vapor [ton/h]	7.630562522
		ΔTln [°C]	16.74495903
		Area requerida [m2]	329.4295068
		Calentador	9

- Cálculos 4to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	106.25
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016006116		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	96	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	99.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	12595.49552
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1016.233318	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.40E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000691366
Viscosidad cinemática	4.33034E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.626487926	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.57E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	65939.97816	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.917439176	Area de transferencia de calor [m2]	242.4056661
		Coeficiente global [W/m2°C]	832.1339645
Reynolds	190171.3615		
Prandtl	2.751725923	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	576.6150833	Temperatura salida esperada [°C] ✓	104.67
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9862.788659	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980.483139
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.938334443
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.378003996
		ΔTln [°C]	13.19190975
		Area requerida [m2]	180.4139974
		Calentador	10

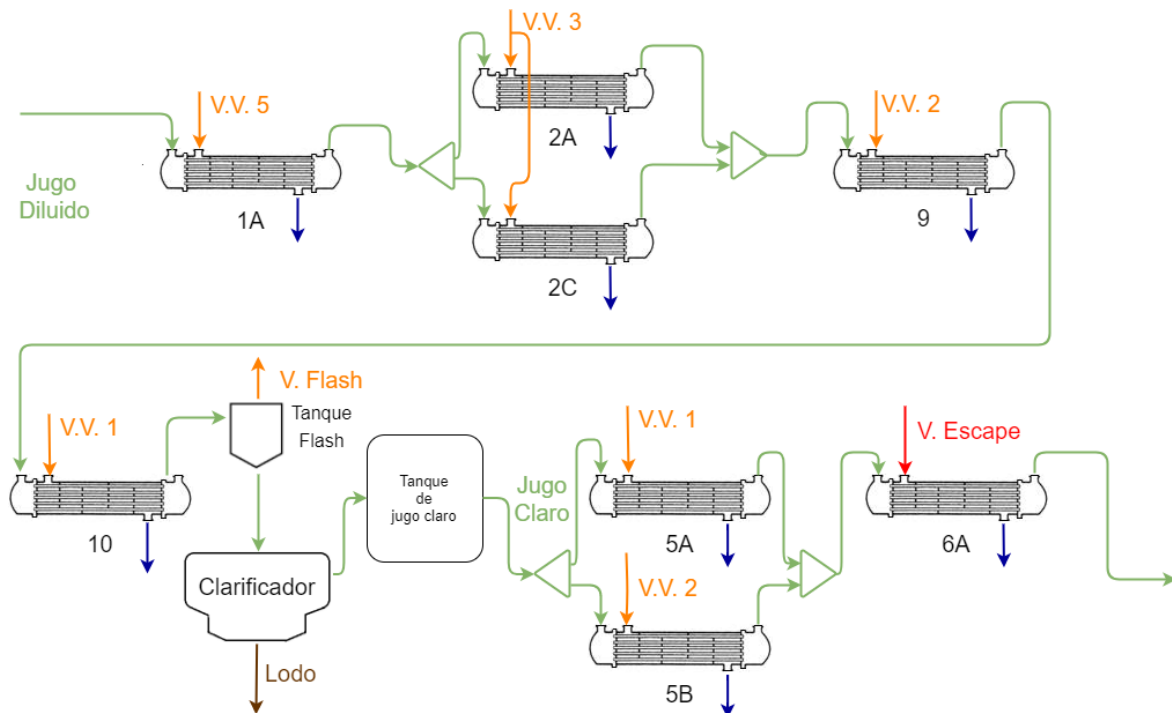
- Cálculos 5to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	104.5
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	15	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016187733		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	150
Temp. In jugo [°C]	89	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	96	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11890.12635
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1023.289664	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.69E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00069842
Viscosidad cinemática	4.5823E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621038507	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
		Area de transferencia de calor [m2]	121.2028331
		Coeficiente global [W/m2°C]	821.7579422
		Temparatura del jugo a la salida del calentador	
		Temperatura salida esperada [°C] X	101
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1968.384352
		Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.932602151
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.357367744
		ΔTln [°C]	15.99143339
		Area requerida [m2]	149.7885444
		Calentador	5A y 5B

- Cálculos 6to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	128
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	118.75
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717.723174
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537.9016512
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179.821523
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	22.2192081
Factor de fricción	0.015838735		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	103	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	116	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682148027
Temp. Promedio [°C]	109.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	936.6383221
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	220.8716254
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11755.72879
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1013.350731	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.14E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000688513
Viscosidad cinemática	4.09035E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.625616195	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.58E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	66019.21632	Area interna tubo [m2]	0.666234953
		Area externa tubo [m2]	0.766955632
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.90954551	Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
		Coeficiente global [W/m2°C]	823.3140061
Reynolds	201901.85	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.59023237	Temperatura salida esperada [°C] ✓	115
Nusselt	590.4397197		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670.62884
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	10085.20129	Pérd. Calor por radiacion [%]	5
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.772539536
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.381142331
		ΔTln [°C]	17.71191549
		Area requerida [m2]	251.7151977
		Calentador	6A

- Diagrama de configuración 4ta propuesta



Anexo 7. Cálculos de red de intercambio de calor quinta propuesta

- Diferencia de temperaturas y parámetros básicos de intercambios de calor.

	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]		Temp. Saturación [°C]	
Δt1	72,22		60	
	Temp. In jugo [°C]	35	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609,60
	Temp. Out jugo [°C]	50	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250,91
	Temp. Promedio [°C]	42,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358,69
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,85	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
Δt2 – cond	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Ent cond [°C]	95
	Temp. In jugo [°C]	50	Temp. Sal. Cond [°C]	75
	Temp. Out jugo [°C]	62		
	Temp. Promedio [°C]	56	Calor latente esp. [kJ/kg]	84,36
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3353,44
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,87	Flujo másico vapor [kg/s]	41,84
Δt3	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	150,63
	Lado Jugo		Lado Vapor	

	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	88
	Temp. In jugo [°C]	62	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656,86
	Temp. Out jugo [°C]	78	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368,38
	Temp. Promedio [°C]	70	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288,48
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4489,13
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,88	Flujo másico vapor [kg/s]	2,06
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	7,43
Δt4	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	106
	Temp. In jugo [°C]	78	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685,4
	Temp. Out jugo [°C]	93	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444,59
	Temp. Promedio [°C]	85,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240,80
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4227,12
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,90	Flujo másico vapor [kg/s]	1,98
Δt5	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	7,15
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	93	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	98	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,16	Necesidades	
	Bx	14,74	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	2828,06
Δt6	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,92	Flujo másico vapor [kg/s]	1,34
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	4,82
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	113
	Temp. In jugo [°C]	89	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696,01
	Temp. Out jugo [°C]	103	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474,29
	Temp. Promedio [°C]	96	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221,72
	Pureza	86,61	Necesidades	
Δt7	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3936,77
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,89	Flujo másico vapor [kg/s]	1,86
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,71
	Lado Jugo		Lado Vapor	
	Flujo másico [kg/s]	72,22	Temp. Saturación [°C]	128
	Temp. In jugo [°C]	103	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717,72
	Temp. Out jugo [°C]	116	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537,90
	Temp. Promedio [°C]	109,5	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179,82
Δt7	Pureza	86,61	Necesidades	
	Bx	15,84	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670,63
	Calor específico [kJ/kg*°C]	3,91	Flujo másico vapor [kg/s]	1,77
	Pérdidas de calor [%]	5	Flujo másico vapor [ton/h]	6,38

- Datos iniciales análisis Pinch.

Nombre de corriente	Temperatura inicial	Temperatura final	Cambio de entalpía
	°C	°C	kW
JD	35	103	19073,370
JC	89	116	7607,380
VV5	60	59	4384,401
COND	95	75	3521,102
VV4	88	87	4713,587
VV2	106	105	5328,435
VV1	113	112	6213,102

- Tabla del problema.

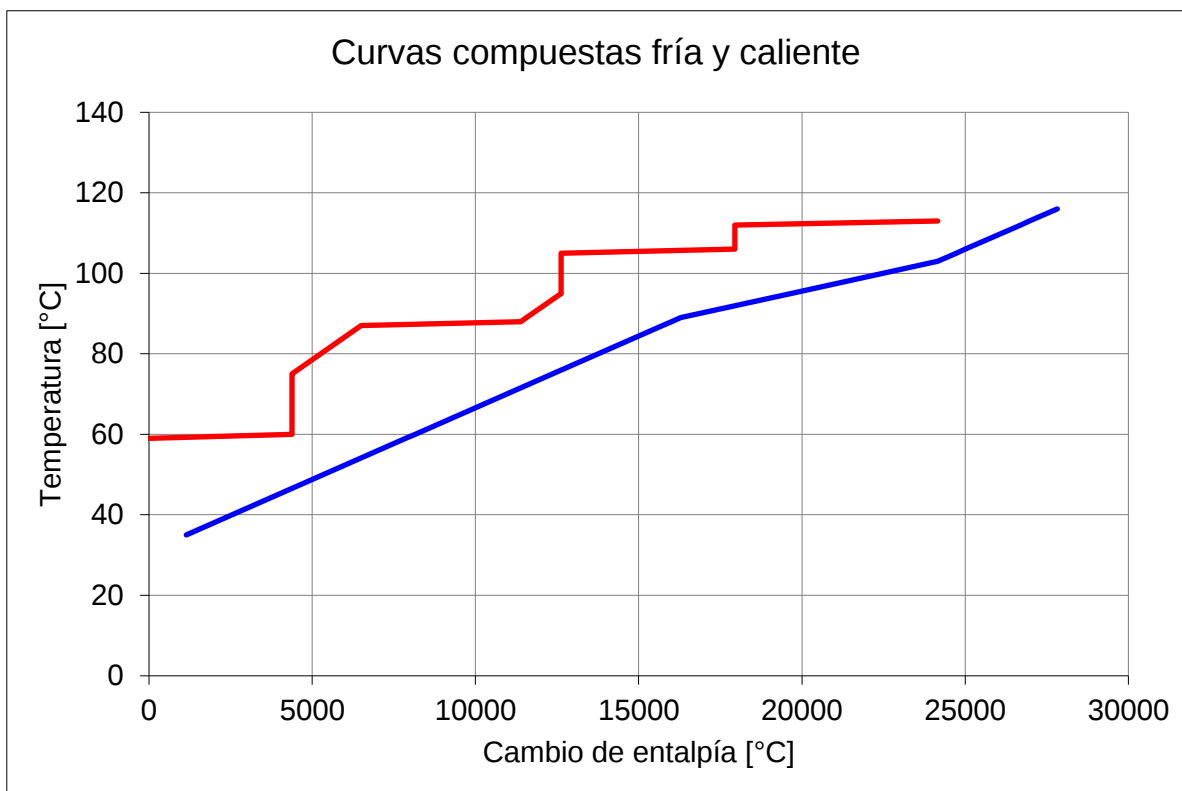
Temperaturas modificadas	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$	CP	Cambio de entalpía	
°C		°C	kW/K	kW	
121					
	1	13	-281,7548	-3662,8126	demanda
108					
	2	1	5650,8564	5650,8564	superávit
107					
	3	6	-562,2456	-3373,4733	demanda
101					
	4	1	4766,1894	4766,1894	superávit
100					
	5	6	-562,2456	-3373,4733	demanda
94					
	6	4	-280,4907	-1121,9629	demanda
90					
	7	7	-104,4357	-731,0496	demanda
83					
	8	1	4609,1508	4609,1508	superávit
82					
	9	12	-104,4357	-1253,2279	demanda
70					
	10	15	-280,4907	-4207,361	demanda
55					
	11	1	4103,9103	4103,9103	superávit
54					
	12	14	-280,4907	-3926,8703	demanda
40					

- Cascada energética.

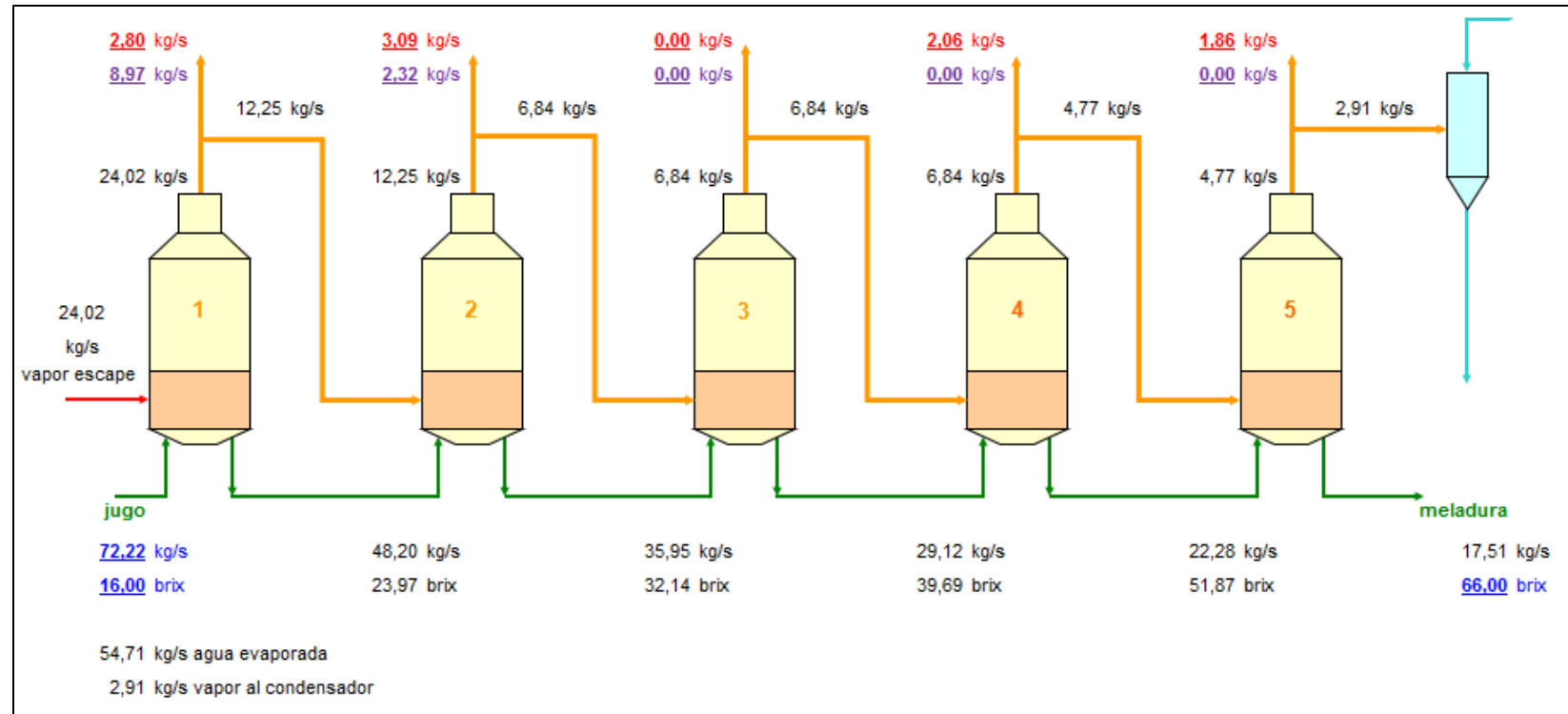
Cascada Inicial		Cascada factible	
▼	0	▼	3662,8
-3662,81		-3662,813	
▼	-3662,8	▼	0
5650,856		5650,856	
▼	1988	▼	5650,9
-3373,47		-3373,473	
▼	-1385,4	▼	2277,4
4766,189		4766,189	
▼	3380,8	▼	7043,6
-3373,47		-3373,473	
▼	7,2867	▼	3670,1
-1121,96		-1121,963	
▼	-1114,7	▼	2548,1

Cascada Inicial		Cascada factible	
-731,05		-731,0496	
▼	-1845,7	▼	1817,1
4609,151		4609,151	
▼	2763,4	▼	6426,2
-1253,23		-1253,228	
▼	1510,2	▼	5173
-4207,36		-4207,361	
▼	-2697,2	▼	965,65
4103,91		4103,91	
▼	1406,7	▼	5069,6
-3926,87		-3926,87	
▼	-2520,1	▼	1142,7

- Curvas compuestas.



- Balance de masas en la estación de evaporación.



- Cálculos 1er calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	60
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	51.25
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2609.6038
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	250.91252
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2358.69128
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-11.8039321
Factor de fricción	0.018479754		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	35	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	50	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.653602287
Temp. Promedio [°C]	42.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	983.2640235
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	464.2085133
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10019.073
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.18	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1049.935421	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	9.41E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000725943
Viscosidad cinemática	8.9584E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.581640819	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.44E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	83272.50227	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.854425676	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	769.2801163
Reynolds	88974.93663		
Prandtl	6.23301031	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	435.5330574	Temperatura salida esperada [°C] ✓	50
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	6916.350983	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4175.627816
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.863490037
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.708564134
		ΔTin [°C]	16.37035002
		Area requerida [m2]	331.573115
		Calentador	1A

- Cálculos 2do calentamiento.

Lado Jugo		Lado condensado	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Ent. Cond [°C]	95
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Sal. Cond [°C]	75
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79		
Núm. De tubos/paso	30		
Pasos	8	Calor latente esp. [kJ/kg]	84.36268
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	
Factor de fricción	0.017647585		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	50	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	62	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	
Temp. Promedio [°C]	56	Densidad liquido sat. [kg/m3]	
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.19	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1043.456254	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	7.45E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00071912
Viscosidad cinemática	7.13954E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.596397512	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.48E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.666234953
Caída de presión [Pa]	51397.66006	Area externa tubo [m2]	0.766955632
		Area de transferencia de calor [m2]	184.0693517
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.869349926	Coeficiente global - teórico [W/m2°C]	850
		Coeficiente global [W/m2°C]	446.9351049
Reynolds	112335.3177		
Prandtl	4.83333169	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	474.0667876	Temperatura salida esperada [°C] ✓	61
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	7719.272578	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3353.436603
		Flujo másico vapor [kg/s]	41.84235572
		Flujo másico vapor [ton/h]	150.6324806
		ΔTin [°C]	38.6903412
		Area requerida [m2]	193.9291405
		Calentador	2A

- **Cálculos 3er calentamiento.**

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	88
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	79
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2656.863398
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	368.3801472
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2288.483251
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	-5.26757065
Factor de fricción	0.016985346		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	62	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	78	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.675205135
Temp. Promedio [°C]	70	Densidad liquido sat. [kg/m3]	966.6224117
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	327.3961793
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	10946.69317
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.21	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1035.681528	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	6.10E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000711044
Viscosidad cinemática	5.88646E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.608989845	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.51E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	84230.37779	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.884826926	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	800.0897662
Reynolds	137271.4932	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	3.889036333	Temperatura salida esperada [°C] ✓	77
Nusselt	510.186453		
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	8482.815015	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	4489.133337
		Flujo másico vapor [kg/s]	2.064862616
		Flujo másico vapor [ton/h]	7.433505418
		ΔTln [°C]	16.74495903
		Area requerida [m2]	335.0732055
		Calentador	9

- Cálculos 4to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	106
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	96.5
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2685.397549
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	444.5942964
Pasos	13	Calor latente esp. [kJ/kg]	2240.803253
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	3.450992282
Factor de fricción	0.016367673		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	78	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	96	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.681811662
Temp. Promedio [°C]	87	Densidad liquido sat. [kg/m3]	953.8595815
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	261.1804244
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11374.8381
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1024.947515	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.99E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000700091
Viscosidad cinemática	4.86486E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.620569764	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.55E-07		
		Coeficiente de calor global	
Caida de presión [Pa]	85032.06775	Area interna tubo [m2]	0.701905563
		Area externa tubo [m2]	0.808018887
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.903620426	Area de transferencia de calor [m2]	315.127366
		Coeficiente global [W/m2°C]	816.3731573
Reynolds	167837.4837		
Prandtl	3.136524938	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Nusselt	549.8174278	Temperatura salida esperada [°C] X	95
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9315.585069	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	5074.706554
		Flujo másico vapor [kg/s]	2.383875678
		Flujo másico vapor [ton/h]	8.58195244
		ΔTln [°C]	17.48218779
		Area requerida [m2]	355.5710848
		Calentador	10

- Cálculos 5to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	113
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	106.25
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	4.26	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016006116		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	400
Temp. In jugo [°C]	96	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	99.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.16		
Bx	14.74	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	12595.49552
Fracción en masa de sacarosa	0.1474		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1016.233318	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.40E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000691366
Viscosidad cinemática	4.33034E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.626487926	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.57E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.49018323
Caida de presión [Pa]	65419.81793	Area externa tubo [m2]	0.5642886
		Area de transferencia de calor [m2]	169.28658
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.917439176	Coeficiente global [W/m2°C]	768.7043147
Reynolds	190171.3615	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.751725923	Temperatura salida esperada [°C] ✓	102
Nusselt	576.6150833		
		Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1980.483139
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9862.788659	Flujo másico vapor [kg/s]	0.938334443
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.378003996
		ΔTln [°C]	13.19190975
		Area requerida [m2]	195.3008615
		Calentador	3

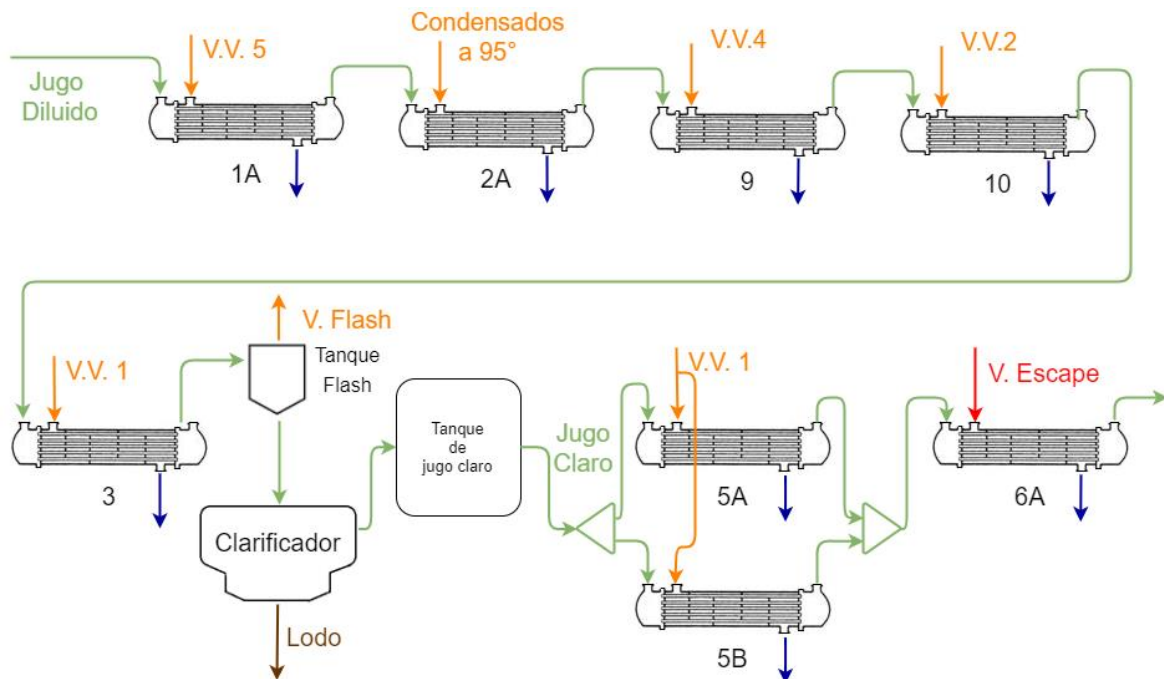
- Cálculos 6to calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	36.11111111	Temp. Saturación [°C]	113
Diámetro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	104.5
Diámetro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	6.1	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2696.012896
Núm. De tubos/paso	15	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	474.2900247
Pasos	11	Calor latente esp. [kJ/kg]	2221.722871
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	8.279279975
Factor de fricción	0.016187733		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales X	160
Temp. In jugo [°C]	89	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	103	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682842005
Temp. Promedio [°C]	96	Densidad liquido sat. [kg/m3]	948.5485582
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	240.815332
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11890.12635
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.23	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1023.289664	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.69E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.00069842
Viscosidad cinemática	4.5823E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.621038507	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.56E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.701905563
Caida de presión [Pa]	72050.17771	Area externa tubo [m2]	0.808018887
		Area de transferencia de calor [m2]	133.3231164
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.89350751	Coeficiente global [W/m2°C]	821.7579422
Reynolds	178475.4301	Temperatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.939711995	Temperatura salida esperada [°C] X	102
Nusselt	562.7461074		
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	9541.838283	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	1968.384352
		Flujo másico vapor [kg/s]	0.932602151
		Flujo másico vapor [ton/h]	3.357367744
		ΔTln [°C]	15.99143339
		Area requerida [m2]	149.7885444
		Calentador	5A y 5B

- Cálculos 7mo calentamiento.

Lado Jugo		Lado Vapor	
Flujo másico [kg/s]	72.22222222	Temp. Saturación [°C]	128
Diametro in tubo [in]	1.442	Temp. Superf. Tubos [°C]	118.75
Diametro ext tubo [in]	1.66		
Longitud tubo [m]	5.79	Entalpía esp. Vapor [kJ/kg]	2717.723174
Núm. De tubos/paso	30	Entalpía esp. Liq. [kJ/kg]	537.9016512
Pasos	10	Calor latente esp. [kJ/kg]	2179.821523
Rugosidad	0.002		
Rugosidad relativa	5.46048E-05	Presión [Psig]	22.2192081
Factor de fricción	0.015838735		
Conductividad term. Tubo [W/m°C]	16	Tubos totales ✓	300
Temp. In jugo [°C]	103	Gravedad [m2/s]	9.81
Temp. Out jugo [°C]	116	Conduct. Term. Liq. Sat. [W/m°C]	0.682148027
Temp. Promedio [°C]	109.5	Densidad liquido sat. [kg/m3]	936.6383221
		Viscosidad dinámica liq. sat [μPa*s]	220.8716254
Pureza	86.61		
Bx	15.84	Coef de calor externo (Rein) [W/m2°C]	11755.72879
Fracción en masa de sacarosa	0.1584		
Velocidad en el tubo [m/s] ✓	2.25	Resistencia por incrustación	
Densidad [kg/m3]	1013.350731	Horas de uso	322
Viscosidad dinámica [Pa*s]	4.14E-04	Resistencia interna [m2°C/W]	0.000688513
Viscosidad cinemática	4.09035E-07		
Conductividad térmica [W/m°C]	0.625616195	Resistencia externa [m2°C/W]	0.0001
Difusividad térmica [m2/s]	1.58E-07		
		Coeficiente de calor global	
		Area interna tubo [m2]	0.666234953
Caida de presión [Pa]	66019.21632	Area externa tubo [m2]	0.766955632
		Area de transferencia de calor [m2]	230.0866897
Calor específico [kJ/kg*°C]	3.90954551	Coeficiente global [W/m2°C]	823.3140061
Reynolds	201901.85	Temparatura del jugo a la salida del calentador	
Prandtl	2.59023237	Temperatura salida esperada [°C] ✓	115
Nusselt	590.4397197		
Coeficiente de calor interno [W/m2°C]	10085.20129	Calor que se debe transferir al jugo [KW]	3670.62884
		Flujo másico vapor [kg/s]	1.772539536
		Flujo másico vapor [ton/h]	6.381142331
		ΔTin [°C]	17.71191549
		Area requerida [m2]	251.7151977
		Calentador	6A

- Diagrama de configuración 5ta propuesta



Anexo 8. Generación de energía eléctrica en el caso base.

	Vivo	Escape base	Condensado
m [ton/h]	150.00	111.56	38.44
P [kPa abs]	6651.30	239.24	10.00
T [°C]	510.00	126.02	45.85
s [kJ/kg°C]	6.86	6.86	6.86
h [kJ/kg]	3438.56	2630.55	2171.82
hreal [kJ/kg]		2792.16	2425.17
Wt [kW-h]		30852.09	