



UNIVERSIDAD
PRIVADA
DEL NORTE

FACULTAD DE INGENIERÍA

Carrera de Ingeniería Industrial

“IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE
CALENTAMIENTO PARA EL PROCESO DE
EVAPORACIÓN DE UN INGENIO AZUCARERO”

Trabajo de suficiencia profesional para optar el título
profesional de:

INGENIERO INDUSTRIAL

Autor:

Br. Roy Antonio Yupanqui Tomas

Asesor:

Mg. Ing. Odar Roberto Florián Castillo

Trujillo - Perú

2021

DEDICATORIA

A mis Padres, Matilde y Santos por su infinito amor y comprensión.
A mi hija Ariana, quien es mi fuente de fuerzas ilimitadas.
A mi compañera de vida Carla, por su apoyo incondicional
y sobre todo a Dios por guiarme en cada paso que doy para cumplir mis objetivos.

AGRADECIMIENTO

A todos mis docentes de todas las aulas físicas y virtuales en las que me forjaron y compartieron no solo conocimientos sino también experiencias propias que me permitieron poder desenvolverme mejor y tomar decisiones asertivas en el ámbito personal y profesional y que gracias a ello me encuentro en esta etapa de mi vida.

Tabla de contenidos

DEDICATORIA	2
AGRADECIMIENTO.....	3
ÍNDICE DE TABLAS	5
ÍNDICE DE FIGURAS	6
ÍNDICE DE ECUACIONES	8
RESUMEN EJECUTIVO	11
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	12
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO.....	27
CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA EXPERIENCIA.....	86
CAPÍTULO IV. RESULTADOS	89
CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	103
REFERENCIAS.....	107

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Valores promedio de coeficientes de transferencia de calor en kW/(m ² .K) conocidos para distintos tipos de evaporadores utilizados en fábricas de azúcar.	73
Tabla 2: Valores del coeficiente de Evaporación en kg/(m ² .h)	74
Tabla 3: Coeficientes de transferencia de calor para diseño en kW/(m ² .K).....	77
Tabla 4: Variables de proceso sin contar con sistema de calentamiento para el proceso de Evaporación – Durante veintisiete días	91
Tabla 5: Variables de proceso con sistema de calentamiento para el proceso de Evaporación – Durante treinta y cuatro días.....	95
Tabla 6: Comparativo de proceso de evaporación sin y con un sistema de Calentamiento	98
Tabla 7: Presupuesto de implementar un sistema de calentamiento para el proceso de evaporación.....	99
Tabla 8: Datos generales para determinar cantidad de bagazo ahorrado anualmente.	100
Tabla 9: Cálculo de ahorro de Bagazo, considerando una recuperación de 70% del ahorro de energía.	100

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Descarga de caña con grúa hilo.	14
Figura 2: Tandem de 6 molinos.	15
Figura 3: Tanques de encalamiento de jugo.	16
Figura 4: Calentadores de jugo encalado.....	17
Figura 5: Clarificador de jugo SRI.	18
Figura 6: Sistemas de filtración de lodos de cachaza.	19
Figura 7: Evaporadores múltiple efecto tipo Robert.	20
Figura 8: Clarificación de jarabe por flotación.....	21
Figura 9: Área de cristalización y cocimiento – Tachos Bach.	22
Figura 10: Batería de Centrifugas Bach para masa primera.	23
Figura 11: Secador de azúcar.	24
Figura 12: Sala de envase.	24
Figura 13: Organigrama Gerencia de Producción.	25
Figura 14: Diagrama de operaciones – Cartavio S.A.A.	26
Figura 15: Intercambiadores de tubería doble.	30
Figura 16: Curvas características de evolución de temperaturas en intercambiadores.	31
Figura 17: Intercambiador de placas.	32
Figura 18: Tipos de intercambiadores de calor.	33
Figura 19: Intercambiado de cabezal flotante interno.	34
Figura 20: Intercambiador de lámina y tubo fijo.....	35
Figura 21: Intercambiador de Cabezal Flotante Exterior.	35
Figura 22: Intercambiador de cabezal y tubos integrados.	36
Figura 23: Gráfica de diferencia media logarítmica de temperaturas.	39
Figura 24: Gráfica para determinación del factor de corrección.....	41

Figura 25: Gráfica para determinación del factor de corrección.	41
Figura 26: Dimensiones convencionales según diámetro de tubos.	42
Figura 27: Tabla para determinar coeficiente de películas.....	45
Figura 28: Tabla para determinar coeficiente de películas lado tubo.....	46
Figura 29: Factor de corrección en función a la configuración y diámetro de los tubos.....	49
Figura 30: Tabla para determinar el tamaño del casco según el número de tubos para diámetro $\frac{3}{4}$ in con separación 15/16 in y configuración triangular.	51
Figura 31: Caída de presión para los fluidos dentro de los tubos.....	52
Figura 32: Tabla para determinar las constantes NFD y NC.....	55
Figura 33: Elevación del punto de Ebullición de soluciones puras.	60
Figura 34: Diagrama esquemático de un evaporador individual.	62
Figura 35: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo concurrente.	70
Figura 36: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo contracorriente.	70
Figura 37: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo combinado.	70
Figura 38: Diagrama esquemático para cálculos de evaporadores.	81
Figura 39: Esquema de la evaporación instantánea por descompresión “flash” de condensado.	84
Figura 40: Balance de energía usando el método riguroso para determinar el consumo de vapor sin contar con sistema de calentamiento para el proceso de evaporación – base 6000 TNcaña/día – ingenio Cartavio.	89
Figura 41: Datos del proceso de evaporación de quintuple efecto.....	90
Figura 42: Datos del proceso de evaporación de quintuple efecto.	90
Figura 43: Esquema del sistema de calentamiento para el proceso de evaporación.	93
Figura 44: Balance de energía usando el método riguroso para determinar el consumo de vapor con sistema de calentamiento de jugo clarificado – base 6000 TNcaña/día – Ingenio Cartavio.	94

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1: Diferencia media de temperaturas.	40
Ecuación 2: Diferencia media logarítmica de temperaturas.	40
Ecuación 3: Determinación de Factor P.	40
Ecuación 4: Determinación de Factor R.	40
Ecuación 5: Ecuación de transferencia de calor.	42
Ecuación 6: Ecuación de resistencias al flujo calorífico.	43
Ecuación 7: Ecuación de resistencias al flujo calorífico	43
Ecuación 8: Velocidad másica	47
Ecuación 9: Coeficiente de película	47
Ecuación 10: Coeficiente de película para Flujo turbulento $Re > 10000$	47
Ecuación 11: Coeficiente de película para Flujo turbulento $Re > 2100$	47
Ecuación 12: Número de Reynolds del fluido.	47
Ecuación 13: Superficie de intercambio de calor.	50
Ecuación 14: Número tubos de tubos por celda.	50
Ecuación 15: Pérdida de presión en los tubos.	52
Ecuación 16: Factor de fricción Reynolds > 1190	53
Ecuación 17: Factor de fricción Reynolds < 1190	53
Ecuación 18: Factor de corrección por viscosidad.	53
Ecuación 19: Velocidad transversal másica.	54
Ecuación 20: Ecuación para determinar la distancia libre (NFD).	54
Ecuación 21: La velocidad a través de la ventana.	54
Ecuación 22: Área de superficie requerida.	54

Ecuación 23: Pérdida de presión a lo largo de la estructura.....	55
Ecuación 24: Número de tubos cruzados por los desviadores.....	56
Ecuación 25: La pérdida de presión en las ventanas	56
Ecuación 26: Elevación del punto de ebullición.	58
Ecuación 27: Presión equivalente a la cabeza del líquido.....	61
Ecuación 28: Balance de masa global Evaporadores.1	62
Ecuación 29: Balance de masa global Evaporadores.2	62
Ecuación 30: Balance de masa global Evaporadores.3	62
Ecuación 31: Balance de sólidos disueltos.....	62
Ecuación 32: Balance de entalpía.....	62
Ecuación 33: Balance de entalpía con Calor perdido.	62
Ecuación 34: Balance de entalpía (cuando no hay subenfriamiento).	62
Ecuación 35: Balance de entalpía simplificada (cuando no hay subenfriamiento)	63
Ecuación 36: Coeficiente de transferencia de calor.	63
Ecuación 37: Temperatura del líquido en ebullición.	64
Ecuación 38: Temperatura del líquido en ebullición	64
Ecuación 39: Coeficiente de evaporación	76
Ecuación 40: Coeficiente de evaporación simplificando.	76
Ecuación 41: Coeficiente de evaporación simplificando.	76
Ecuación 42: Determinación de valor de k	77
Ecuación 43: Determinación de valor de k según Guo et al	77
Ecuación 44: Balance global de sólidos sobre un tren evaporador de N efectos.	80
Ecuación 45: Cantidad total de agua evaporada.....	80
Ecuación 46: Balance global de masa	82
Ecuación 47: Balance global de sólidos.	82
Ecuación 48: Balances individuales de cuerpos evaporadores.....	82

Ecuación 49: Balances individuales de cuerpos evaporadores simplificando.....	82
Ecuación 50: Balances individuales de cuerpos evaporadores	82
Ecuación 51: Balance de sólidos.	82
Ecuación 52: Balance de entalpía.....	82
Ecuación 53: Balance de entalpía usando método simplificado.	82
Ecuación 54: Calor transferido	83
Ecuación 55: Cálculo del flujo de vapor	83
Ecuación 56: Cálculo del vapor generado por ebullición en cada cuerpo	83
Ecuación 57: Cálculo de evaporación Flash – Balance de masa.	84
Ecuación 58: Cálculo de evaporación Flash – Balance de entalpía.	84
Ecuación 59: Cálculo de evaporación Flash – con entalpía y masa.	84

RESUMEN EJECUTIVO

Dentro del proceso de elaboración de azúcar, el proceso de evaporación es el que marca la eficiencia energética en la fábrica y es en donde también al material en proceso se le reduce el volumen significativamente, la empresa Cartavio venía afrontando por mucho tiempo picos en el consumo de vapor y una baja tasa de evaporación, por lo cual se planteó la instalación de un sistema de calentamiento para mejorar este proceso. Este sistema de calentamiento que permite llevar la temperatura de jugo claro desde 95°C hasta 112°C y posteriormente la inyección al tren de evaporación trajo consigo una reducción de 12.87% y 3.33% en el aumento de color y caída de pH del jugo respecto al jarabe crudo, redujo un 2.22% el consumo de Vapor/Caña y mejoró la tasa de evaporación global en 0.63%. Este proyecto tuvo una inversión de \$ 319 000 depreciada para 10 años, calculado con una tasa de descuento de 11.9%, tomando en como base solo la recuperación del 70% del ahorro de vapor, esto representaría \$ 213 896 por la venta de bagazo y arrojando un VAN y un TIR de \$ 653 229.31 y 53% respectivamente, el retorno de la inversión se dará a los 26.87 meses.

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN

En el año 2016, la jefatura de planta dispuso que en el proyecto de implementación de un calentador de jugo claro en el ingenio Cartavio, no solo participara el área de proyectos sino también incluir a las áreas de maestranza, producción y al asesor del ingenio. En este proyecto representando al área de producción con dos ingenieros netamente encargados del área, se realizaron los cálculos termodinámicos, se actualizó el flujograma del proceso y se hizo la puesta en marcha y el seguimiento del proyecto hasta la inserción exitosa del sistema al proceso de elaboración de azúcar.

Breve descripción general de la Empresa Agroindustrial Cartavio S.A.A.

Cartavio S.A.A. es una empresa agroindustrial dedicada al cultivo, transformación e industrialización de la caña de azúcar, así como a la comercialización de los productos y subproductos derivados de su actividad principal, como azúcares (refinada, blanca y rubia), alcoholes, melaza, bagazo, etc.

Se ubica a 55 kilómetros al norte de la primaveral ciudad de Trujillo y en el kilómetro 600 de la carretera Panamericana, en la provincia de Ascope, Región La Libertad. Esta azucarera, la más antigua del país, forma parte del Grupo Gloria desde el 3 de mayo del 2007. Su superficie es de 7.902,95 hectáreas y sus campos son irrigados por el río Chicama.

Tiene más de 6.500 hectáreas bajo cultivo, su molienda diaria sobrepasa las 6.500 toneladas de caña al día y la producción de azúcar es superior a las 700 toneladas diarias. Su ingenio azucarero trabaja con dos lavaderos y un trapiche. Posee también una destilería con capacidad para producir 18 millones de litros de alcohol por año.

Destaca por su eficiencia en la extracción, recuperado y elaboración de los jugos debido a la modernización tecnológica de su ingenio, al estricto control de calidad en todos sus procesos y a la preparación de su personal.

La empresa tiene como misión: mantener el liderazgo en cada uno de los mercados en los que participamos, a través de la producción y comercialización de bienes, con marcas que garanticen un valor agregado para nuestros clientes y consumidores. Los procesos y acciones de todas las empresas de la corporación se desarrollan en un entorno que motiva a sus colaboradores, mantiene el respeto y la armonía en las comunidades donde opera, y asegura el máximo retorno de la inversión para sus accionistas.

La visión de la empresa es ser una corporación de capitales peruanos con un portafolio diversificado de negocios, con presencia y proyección internacionales. Aspiramos a satisfacer las necesidades de nuestros clientes y consumidores con servicios y productos de la más alta calidad, siendo siempre su primera opción.

Proceso de elaboración de azúcar de la Empresa Agroindustrial Cartavio S.A.A.

Recepción y preparación de caña:

La recepción de la caña inicia con el control del peso con básculas, de las unidades que transportan la caña de azúcar en el ingenio y que se encuentran al ingreso del área industrial. En este punto se determina la calidad de la materia prima.

La caña que llega a la fábrica se descarga sobre las mesas de alimentación por medio de grúas hilo. Posteriormente se aplica agua para lavado, eliminando así sólidos o materia extraña tales como: tierra, sales minerales, piedras u otros que se adhieren a la caña en el campo; pero implica una gran contaminación del agua. Luego de pasar por la mesa, la caña se somete a un proceso de preparación antes de entrar a molinos. Esta

preparación consiste en romper y desfibrar las celdas de los tallos por medio de las máquinas troceadoras, picadoras oscilantes y desfibradoras. Esto permite exponer las fibras de la caña facilitando la extracción de jugo que se realiza en los molinos. (Morales, 2017)



Figura 1: Descarga de caña con grúa hilo.

Molienda:

La extracción del jugo de caña se efectúa en el trapiche, el cual consta de seis molinos de tres mazas (masa superior, cañera y bagacera); donde se obtiene el jugo, mediante la compresión.

Durante el proceso se hace pasar el colchón de caña entre las mazas y mediante presión se extrae el jugo que se recolecta en tanques. En el recorrido de la caña por el molino, se le agrega agua para lograr extraer la sacarosa que contiene el material fibroso que

pasa a través de todas las unidades que componen dicho molino. A este proceso de agregar agua se le llama imbibición. Para hacer más eficiente el proceso de molienda, los jugos pobres de los molinos posteriores se aplican nuevamente en el proceso.

El bagazo que sale de la última unidad de molienda se conduce a las calderas para que sea utilizado como combustible y produzca el vapor de alta presión que se emplea en los turbogeneradores, con el fin de producir la energía eléctrica requerida por el ingenio y la energía suministrada a la red pública de energía eléctrica.



Figura 2: Tándem de 6 molinos.

Encalamiento de Jugo:

Se utiliza cal (CaO) y calor como agentes clarificadores para la eliminación de las impurezas solubles como insolubles. La cal se agrega al jugo en forma de sacarato de calcio, la cual es preparada con una determinada cantidad de cal (CaO) + agua y jugo claro. La cantidad que se va a suministrar depende del pH del jugo que se obtiene a través de los instrumentos instalados.

Según Batule (2004), la lechada de cal neutraliza la acidez natural del jugo y forma sales insolubles de cal principalmente en forma de fosfato de calcio.



Figura 3: Tanques de encalamiento de jugo.

Calentamiento de jugo:

En este proceso se usa intercambiadores de calor de coraza y tubos, con la finalidad de elevar la temperatura del jugo encalado hasta un nivel cercano a su punto de ebullición (105°C). Luego, el jugo pasa por un tanque flash donde se agrega floculante y se dispone en tanques clarificadores.

La calefacción del jugo alcalinizado, hasta el punto de ebullición o un poco más allá de ese punto, coagula la albúmina y otras grasas presentes.



Figura 4: Calentadores de jugo encalado.

Clarificación de jugo:

Es la etapa de limpieza del jugo, por la remoción de las impurezas floculadas en los tratamientos anteriores. Este proceso se realiza de forma continua en un equipo denominado clarificador o decantador, que tiene varios compartimentos, con la

finalidad de aumentar la superficie de decantación. El jugo decantado se retira de la parte superior de cada compartimiento y se envía al sector de evaporación para su concentración.

Las impurezas sedimentadas constituyen el lodo, denominado cachaza, que se retira del decantador por el fondo y se envía a la estación de filtración para recuperar el azúcar contenido en él.



Figura 5: Clarificador de jugo SRI.

Filtración de lodos:

Proceso en el que se separa el jugo de la cachaza contenida en el lodo, agregando agua condensada para agotar la sacarosa que se pierde en la cachaza seca. Estos filtros retienen la cachaza seca y dejan pasar el jugo filtrado para posteriormente recircular el jugo filtrado al encalado de jugo.



Figura 6: Sistemas de filtración de lodos de cachaza.

Evaporación:

Proceso en el que se evapora la mayor cantidad del agua contenida en el jugo claro para obtener meladura. La operación es relativamente sencilla debido a que se fijan las condiciones de entrada, salida, nivel de cada evaporador y extracción de vapores vegetales.

El agua condensada de los evaporadores se utiliza en distintos puntos de la fábrica de la siguiente forma:

- Condensado del 1er y 2do efecto se utiliza en las calderas.
- Condensado del 3er, 4to y 5to efecto se usa como agua caliente en fábrica, sobre todo como agua de lavado en las centrífugas, adición a los tachos y como agua de lavado en los filtros de cachaza e intercambiadores de calor.

- El vapor del 5to efecto se condensa y se regresa al sistema de recirculación de agua. (Morales, 2017)



Figura 7: Evaporadores múltiple efecto tipo Robert.

Clarificador de jarabe:

Proceso en el cual se termina de extraer los sólidos y tierras que no pudieron ser extraídos en la clarificación de jugo y obtenidos en los evaporadores por la incrustación del material



Figura 8: Clarificación de jarabe por flotación.

Cristalización y cocimiento:

El propósito de la etapa de cristalización es obtener un cristal con características adecuadas tanto en tamaño como en número y el agotamiento de las mieles, con el fin de recuperar la mayor cantidad posible de sacarosa. El producto que se obtiene es una mezcla de cristales de azúcar y miel llamada masa cocida. La masa cocida se hace pasar por cristalizadores para agotar las mieles por enfriamiento. Luego la masa es enviada al mezclador ubicado en la estación de centrífugas.



Figura 9: Área de cristalización y cocimiento – Tachos Bach.

Centrifugado:

La masa cocida del mezclador se hace pasar a máquinas giratorias llamadas centrífugas; aquí se separan los cristales de azúcar de la miel restante. La miel pasa a través de las telas, los cristales quedan atrapados dentro de las centrífugas y luego se lavan con agua. Las mieles vuelven a los tachos o bien se utilizan como materia prima para la producción de alcohol en las destilerías.

Rein (2012). El canasto cilíndrico de la centrífuga, que está suspendido de una flecha tiene sus costados perforados y forrados de tela metálica, entre el forro y el costado hay láminas de metal que contienen perforaciones.



Figura 10: Batería de Centrifugas Bach para masa primera.

Secado y envasado:

Según Rein (2012), “la función de secado busca reducir el contenido de humedad del azúcar hasta un valor lo bastante bajo para impedir el desarrollo de microorganismos que puedan ocasionar el deterioro del producto o en el peor de los casos, su pérdida.”

El secado se realiza en secadores rotatorios, luego el azúcar pasa al enfriado. El proceso de enfriamiento se realiza en un tambor metálico a través del cual pasa aire en flujo contracorriente succionado por un extractor. El aire que pasa por el secador arrastra consigo una pequeña cantidad de polvo de azúcar, siendo necesario la utilización de aspersores para la recuperación del azúcar arrastrado, retornándolo posteriormente al proceso.

Después del secado, el azúcar pasa a una faja transportadora que está conectada a un elevador, este deposita el azúcar en las fajas que llenan unas tolvas, estas a su vez se

encuentran alineadas directamente con las envasadoras de sacos (máquinas de costura industriales, realizan el cierre del saco que está listo para el almacenaje.)



Figura 11: Secador de azúcar.



Figura 12: Sala de envase.

Principales productos

- Azúcar blanca – presentación envase de 50kg.
- Azúcar rubia - presentación envase de 50kg.
- Azúcar rubia industrial - presentación envase de 50kg.
- Azúcar refinada - presentación envase de 50kg.
- Alcohol industrial a granel.
- Alcohol refinado a granel para exportación.
- Fibra de bagazo para elaboración de papel.

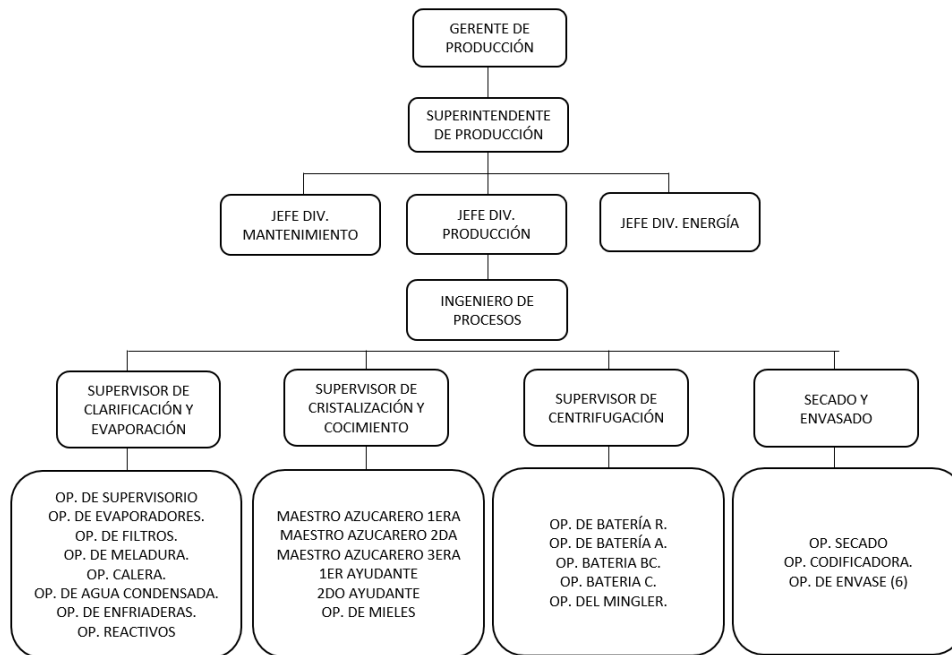


Figura 13: Organigrama Gerencia de Producción.

Diagrama de Operaciones del proceso de elaboración de azúcar de la empresa

Agroindustrial CARTAVIO S.A.A.

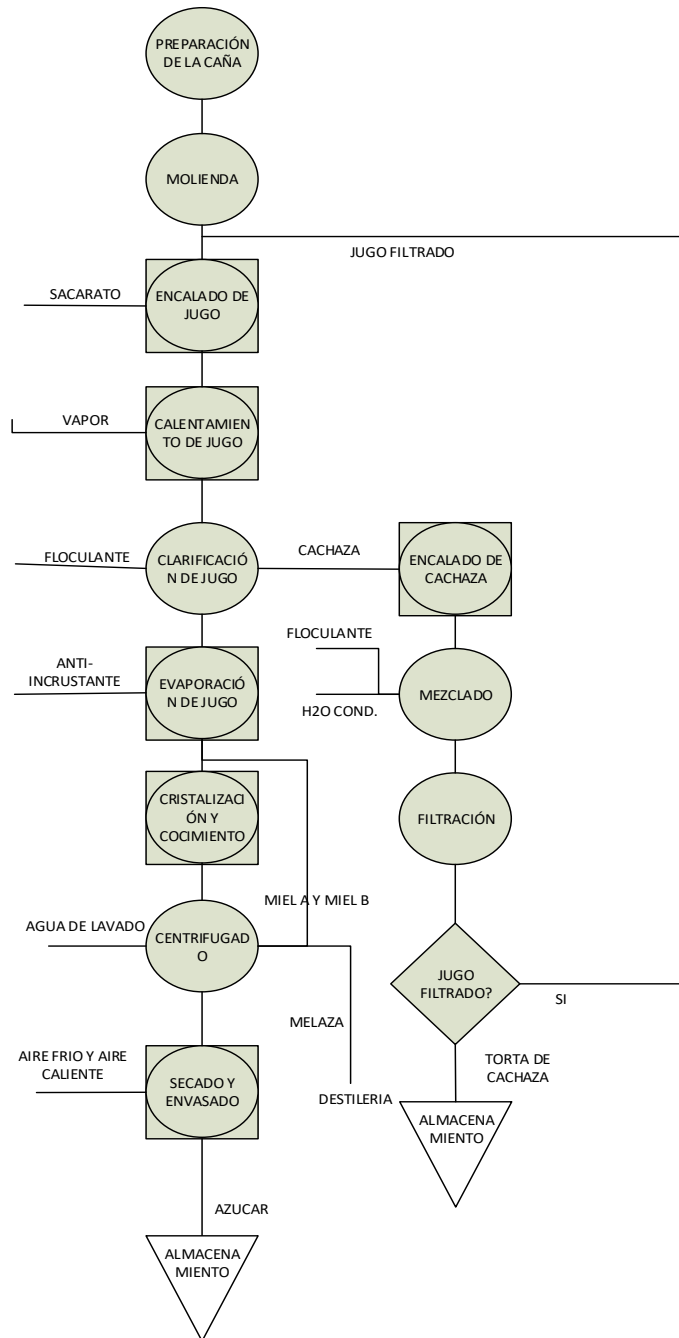


Figura 14: Diagrama de operaciones – Cartavio S.A.A.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

Salas de León (2016), Universidad San Carlos, Guatemala; en su tesis diseño de un intercambiador de calor de carcaza y tubos para ingenio Tutulá, que proporcione un beneficio económico a través del ahorro de vapor de escape, cuyo objetivo fue diseñar un intercambiador de calor de carcaza y tubos para ingenio Tutulá, que proporcione un beneficio económico a través del ahorro de vapor de escape, concluyó que: El intercambiador de calor diseñado tiene la capacidad requerida para un flujo de jugo clarificado de 552 555 lb/h de acuerdo a una molida de 6 500 Ton/día, donde el área calculada del intercambiador de 2 524 pies² de superficie calórica, tiene la capacidad necesaria para manejar la cantidad de calor de 10 056 501 BTU/h que se transfieren en el sistema. Con el intercambiador de calor diseñado de 20 pies de largo por 53,5” de diámetro interno, con tubos de cobre de 20' de largo 16 BWG distribuidos en 12 pases de 23 tubos cada uno, se puede lograr el aumento de temperatura por encima del punto de ebullición del jugo clarificado y así aprovechar mejor la capacidad de la superficie calórica de los evaporadores

Pérez (2014), Universidad de Guayaquil, Colombia; en su tesis análisis de incidencia de incrustaciones que afectan la transferencia de calor en los intercambiadores de tubo y carcaza de manera horizontal, durante el proceso de elaboración de azúcar en el “Ingenio San Carlos, cuyos objetivos fueron: Realizar mediante ecuaciones de transferencia de calor y mediante una hoja de registro donde se tabularan datos operativos, con la finalidad de determinar la disminución del coeficiente de transferencia de calor “UR” por la influencia de las formaciones de incrustaciones en los intercambiadores ubicados en el área de clarificación. Analizar los comportamientos de las incrustaciones como también los principales agentes en su formación y determinar la composición química de ellos, llegando a las siguientes conclusiones: Se cumplió con el objetivo principal del proyecto de determinar la

disminución de eficiencia que se encuentran entre un 35% para los calentadores 1,2 y 3 y un 40-35% para el calentador #4. II. Un gran problema en la fábrica es la calidad de cal (apagada) que se utilizan siendo de una pureza del 65% se convierte en el principal precursor a la formación de incrustaciones aportando por su contenido en sílice magnesio y los demás constituyente de las incrustaciones.

Alvarez (2019), Universidad Nacional José Faustino Sanchez Carrión, Perú; en su tesis Desarrollo de un simulador con Microsoft Excel para el diseño y evaluación de calentadores de jugo en la industria azucarera, cuyo objetivo fue: Identificar los datos técnicos obtenidos en el desarrollo del simulador en Microsoft Excel para el diseño y evaluación de calentadores de jugo en la industria azucarera; concluyó que: Los datos técnicos requeridos en el simulador de calentador de jugo son identificados y resaltados apropiadamente, los datos operacionales de salida son también diferenciadas.

Definición de Términos Básicos.

Bagazo: residuo que sale de cada molino y usualmente el que sale del último molino, se utiliza como combustible en las calderas.

Brix: Porcentaje de sólidos disueltos en una solución.

Clarificación: es el proceso en el que se elimina la materia orgánica, tierra y cualquier materia extraña del jugo; consiste en sulfitación, alcalinización y decantación.

Calentadores: Equipos de intercambio térmicos.

Decantación: proceso de sedimentación del jugo alcalizado y caliente que separa el jugo claro de los sedimentos llamados cachaza.

Evaporadores: Equipos de transferencia de calor, encargados de eliminar el agua y concentrar los sólidos de una solución azucarada.

Floculante: polímero que aglutina los sólidos suspendidos en el jugo, provocando su precipitación.

Flóculos: son conglomerados que se forman cuando los sólidos insolubles en el jugo se agrupan durante el proceso de floculación.

Ingenio: planta industrial destinada a moler caña y obtener azúcar como producto.

Jugo Claro: Jugo purificado producto de la clarificación por decantación, sirve como materia prima para el proceso de evaporación.

Pol: también llamada polarización, se define como la concentración de una solución de sacarosa pura en agua que tiene la misma rotación óptica que la muestra a la misma temperatura; para soluciones que contienen únicamente sacarosa en agua, el pol es una medida de la concentración de la sacarosa presente; para soluciones que contienen sacarosa y otras sustancias ópticamente activas, el pol es la suma algebraica de las rotaciones ópticas de los constituyentes.

Sacarosa: es el compuesto orgánico que comúnmente se le llama azúcar y tiene la fórmula molecular $C_{12}H_{22}O_{11}$

TCD: toneladas de caña de azúcar por día.

INTERCAMBIADOR DE CALOR

Un Intercambiador de Calor es un equipo utilizado para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo este calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. La transferencia de calor se realiza a través de una pared metálica o de un tubo que separa ambos fluidos. Las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

Intercambiador de Calor: Realiza la función doble de calentar y enfriar dos fluidos.

Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores. • Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua.

Calentador: Aplica calor sensible a un fluido.

Rehervidor: Conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de reebulición que se necesita para la destilación. (Los hay de termosifón, de circulación forzada de caldera)

Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido.

TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

En este punto se realiza una descripción de los tipos fundamentales de intercambiadores que son.

Intercambiadores de tubería doble

Intercambiadores enfriados por aire

Intercambiadores de tipo placa

Intercambiadores de casco y tubo

Intercambiadores de tubería doble.

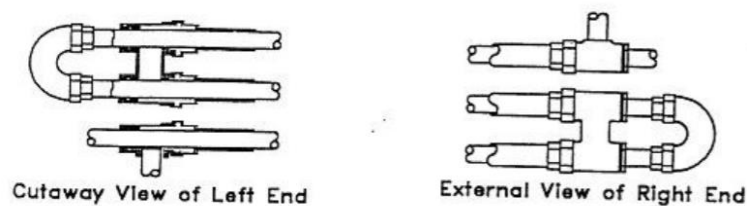


Figura 15: Intercambiadores de tubería doble.

Consiste en un tubo pequeño que está dentro de otro tubo mayor, circulando los fluidos en el interior del pequeño y entre ambos. Estos intercambiadores se utilizan cuando los requisitos de área de transferencia son pequeños.

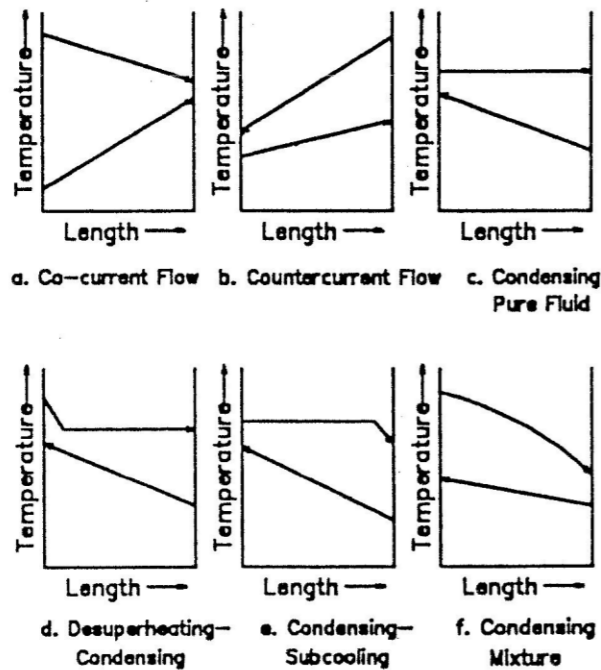


Figura 16: Curvas características de evolución de temperaturas en intercambiadores

Intercambiadores de tipo placa. Llamados también intercambiadores compactos. Pueden ser de diferentes tipos:

Intercambiadores de tipo placa y armazón (plate-and-frame) similares a un filtro prensa.

Intercambiadores de aleta de placa con soldadura (plate fin).

Admiten una gran variedad de materiales de construcción, tiene una elevada área de intercambio en una disposición muy compacta. Por la construcción están limitados a presiones pequeñas.

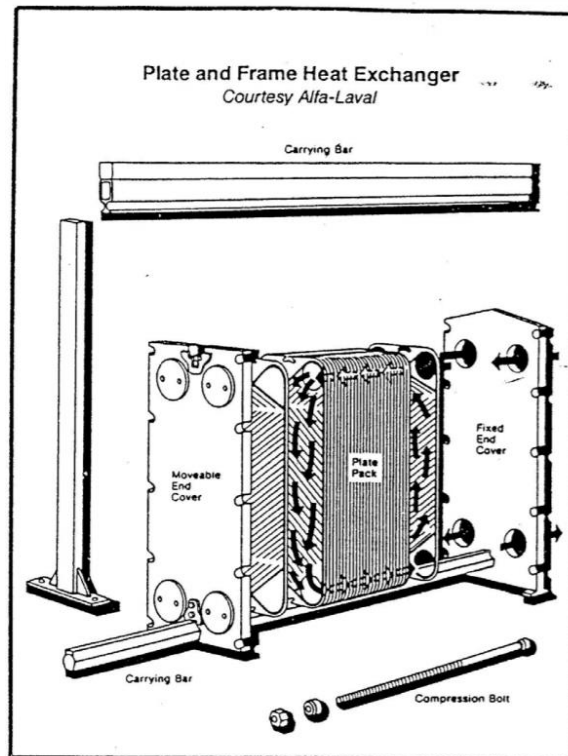


Figura 17: Intercambiador de placas.

Intercambiadores de casco y tubo. Son los intercambiadores más ampliamente utilizados en la industria química y con las consideraciones de diseño mejor definidas. Consisten en una estructura de tubos pequeños colocados en el interior de un casco de mayor diámetro. Las consideraciones de diseño están estandarizadas por The Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)

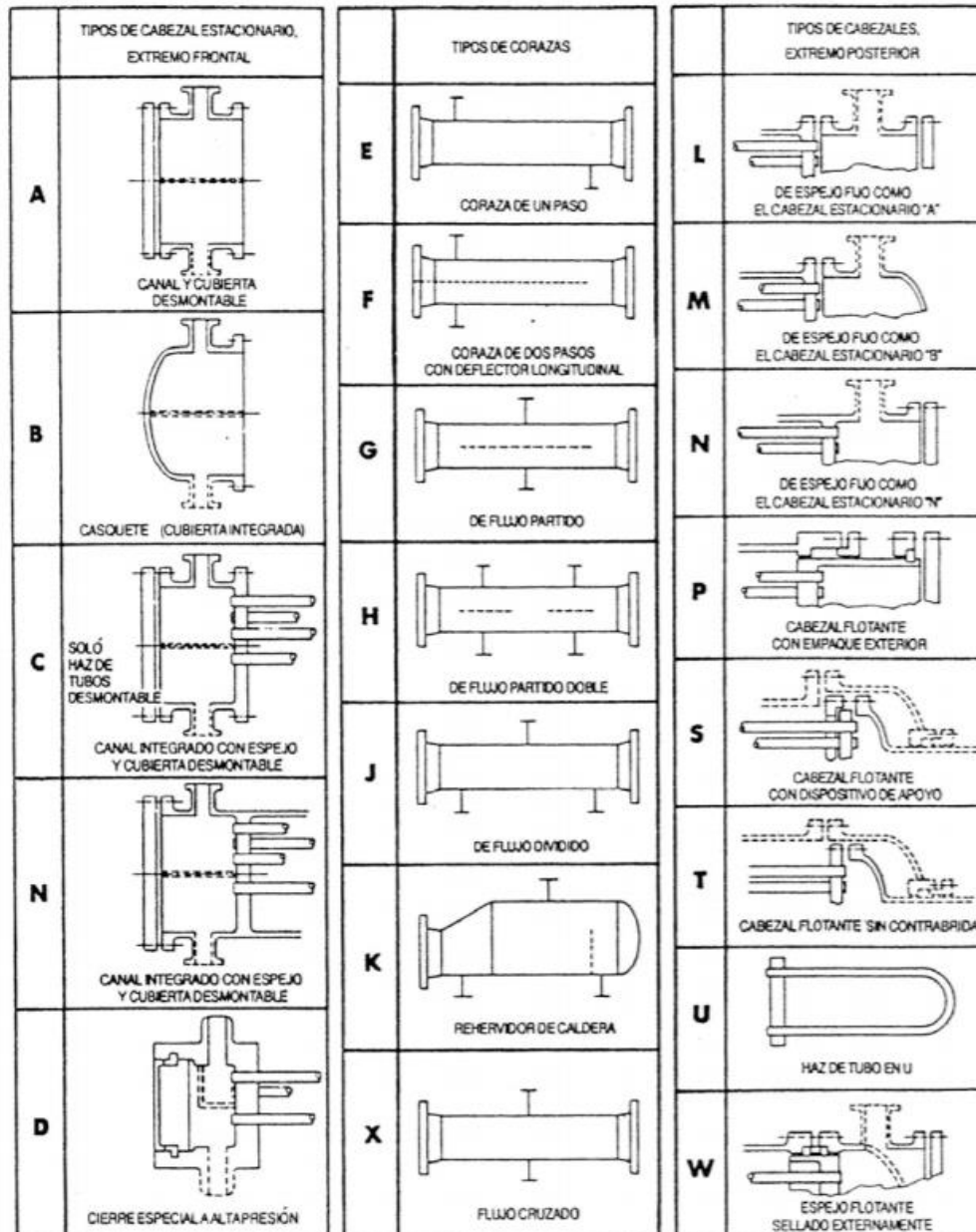


Figura 18: Tipos de intercambiadores de calor.

Un intercambiador de calor de casco y tubo conforme a TEMA se identifica con tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario. Los tipo A (Canal y cubierta desmontable) y B (Casquete) son los más comunes.

La segunda letra es la indicativa del tipo de casco. La más común es la E (casco de un paso) la F de dos pasos es más complicada de mantener. Los tipos G, H y J se utilizan para reducir las pérdidas de presión en el casco. El tipo K es el tipo de rehervidor de caldera utilizado en torre de fraccionamiento.

La tercera letra nos indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo S, T y U son los más utilizados. El tipo S (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo T (Cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. El tipo U (haz de tubo en U) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

INTERCAMBIADOR DE CABEZAL FLOTANTE INTERNO (tipo AES)

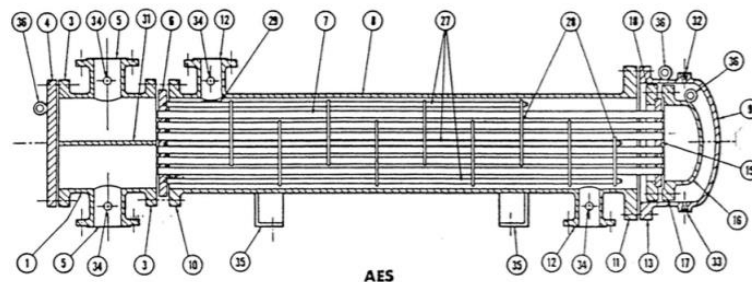


Figura 19: Intercambiador de cabezal flotante interno.

Es el modelo más común, tiene casco de un paso, tubos de doble paso con canal y cubierta desmontable, cabezal flotante con dispositivo de apoyo. tiene desviadores transversales y placas de apoyo. Sus características son:

Permite la expansión térmica de los tubos respecto al casco.

Permite el desmontaje

En lugar de dos pasos puede tener 4,6 u 8 pasos.

Los desviadores transversales, con el porcentaje de paso y su separación modifican la velocidad en el casco y su pérdida de carga.

el flujo es contracorriente y a favor de corriente en la mitad de los tubos.

INTERCAMBIADOR DE LAMINA Y TUBO FIJO (tipo BEM)

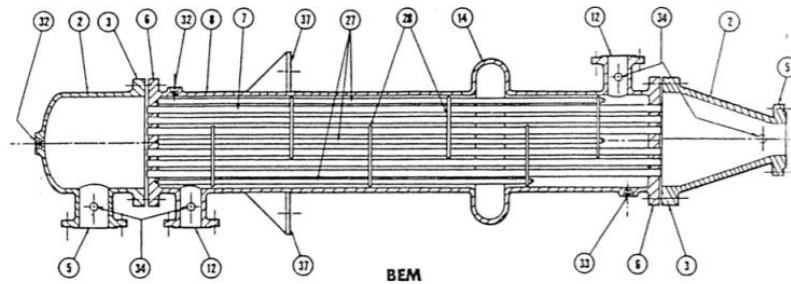


Figura 20: Intercambiador de lámina y tubo fijo.

Este intercambiador no tiene apenas diferencia entre ambos extremos, es de un solo paso en tubo y casco, lo que limita la velocidad dentro de los tubos, lo que reduce el coeficiente de transmisión de calor.

Tiene junta de expansión en casco.

Imposibilidad de apertura para limpieza en lado del casco.

INTERCAMBIADOR DE CABEZAL FLOTANTE EXTERIOR (tipo AEP)

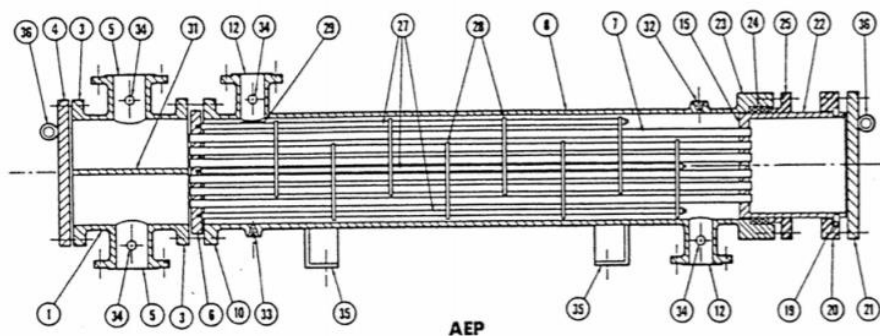


Figura 21: Intercambiador de Cabezal Flotante Exterior.

Este modelo permite cierto movimiento del cabezal flotante y puede desmontarse para limpieza. Tiene el inconveniente de necesitar más mantenimiento para mantener el empaquetado y evitar las fugas.

INTERCAMBIADOR DE CABEZAL Y TUBOS INTEGRADOS (tipo CFU)

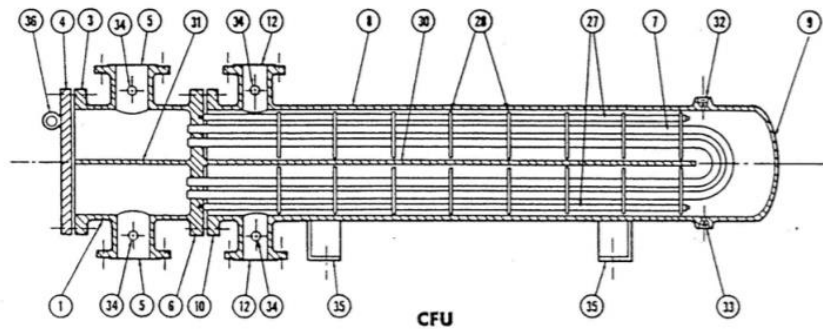


Figura 22: Intercambiador de cabezal y tubos integrados.

Este modelo tiene el conjunto de tubos en U lo que permite un fácil desmontaje del conjunto de tubos. Tiene el inconveniente a la hora de sustituir un tubo dañado. Tiene el desviador central unido a la placa de tubos.

DISEÑO DE INTERCAMBIADORES. Las fases a seguir en el diseño de un intercambiador de calor de casco y tubo son:

Comprobar el **BALANCE DE ENERGÍA**, hemos de conocer las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos.

Asignar las corrientes al tubo y casco.

Dibujar los diagramas térmicos.

Determinar el número de intercambiadores en serie.

Calcular los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas (MTD).

Seleccionar el diámetro, espesor, material, longitud y configuración de los tubos.

Estimar los coeficientes de película y de suciedad. Calcular los coeficientes globales de transmisión de calor

Calcular la superficie de intercambio estimada.

Seleccionar el tamaño del casco (utilizando dos pasos en tubo).

Calcular las pérdidas de presión en el lado del tubo y recalculer el número de pasos para cumplir con las pérdidas de presión admisibles.

Asumir la separación entre desviadores y el área de paso para conseguir la pérdida de presión en casco admisible.

Recalculer los coeficientes de película en el lado del tubo y del casco utilizando las velocidades máxicas disponibles.

Recalculer los coeficientes globales de transmisión de calor y comprobar si tenemos suficiente superficie de intercambio.

Si la superficie de intercambio es muy grande o muy pequeña revisar los estimados de tamaño de carcasa y repetir las etapas 9- 13.

Balace de energía.

La ecuación del balace de energía para un intercambiador de calor es:

$$\text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO FRÍO} - \text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO CALIENTE} + \text{PERDIDAS DE CALOR} = 0$$

Los problemas del balace de energía pueden ser:

Se conocen los caudales de las dos corrientes, (Q_1 y Q_2), el calor transferido (q) y las temperaturas de entrada y salida de ambas corrientes (T_1 , T_2 , t_1 , t_2), en este caso solo se comprueban los calores específicos y latentes de ambas corrientes y el calor transferido por ambas.

Se conocen los caudales de las dos corrientes, (Q_1 y Q_2) y las temperaturas de entrada y salida de una corriente, así como la entrada de la otra (T_1 , T_2 , t_1), en este caso solo se calcula el calor cedido en una corriente (q) y se utiliza este para determinar la temperatura de salida de la otra (t_2).

Se conocen el caudal de una corriente, (Q_1) y las temperaturas de entrada y salida de ambas (T_1 , T_2 , t_1 , t_2), en este caso solo se calcula el calor cedido en una corriente (q) y se utiliza este para determinar el caudal de la otra (Q_2).

Se conocen los caudales de las dos corrientes, (Q_1 y Q_2) y las temperaturas de entrada de ambas corrientes (T_1 , t_1), en este caso hay que calcular las temperaturas de salida de ambas (T_2 , t_2), y el calor transferido (q). Este cálculo introduce el concepto de Temperatura de Acercamiento (approach). El punto de acercamiento es aquel en que la temperatura de las dos corrientes es más próxima.

Conocido el valor de la temperatura de acercamiento, conocemos una temperatura más y se puede realizar el cálculo como en 2.

Asignación de flujos.

Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son:

El fluido a mayor presión va en los tubos.

El fluido más corrosivo va en los tubos.

Los fluidos más sucios van en los tubos

El fluido con menor pérdida de presión va en el casco.

El fluido a condensar en el casco.

Diagramas térmicos.

Un diagrama térmico es la representación de la temperatura de las corrientes en función del calor transferido o de la longitud. Si existe cruce de temperaturas será necesario utilizar varios intercambiadores en serie.

Número de celdas en serie.

El número de celdas en serie se determina a través del diagrama térmico. En un intercambiador con un paso en casco y dos en tubo no es posible que se crucen las temperaturas, es necesario establecer varias celdas donde las temperaturas de salida sean iguales ($T_2 = t_2$).

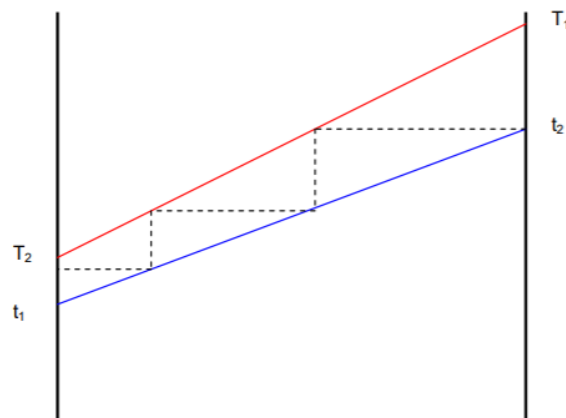


Figura 23: Gráfica de diferencia media logarítmica de temperaturas.

Diferencia de temperatura media corregida.

La diferencia media de temperaturas (MTD) en un intercambiador de calor de casco y tubo es la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) multiplicado por un factor (F).

$$MTD = F \times LMTD \quad (1)$$

Donde:

$$LMTD = \Delta T_{ln} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln \frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}} \quad (2)$$

Siendo:

T: temperatura fluido caliente; t: temperatura fluido frío. 1: entrada; 2: salida.

Si tenemos varias zonas de transición (p.e., condensación más enfriamiento), hay que aplicar la ecuación de LMTD a cada tramo.

El factor F se obtiene de las siguientes gráficas. Un valor de $F < 0,8$ no es admisible por diseño, hay que calcular P y R según las ecuaciones:

$$P = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (3)$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (4)$$

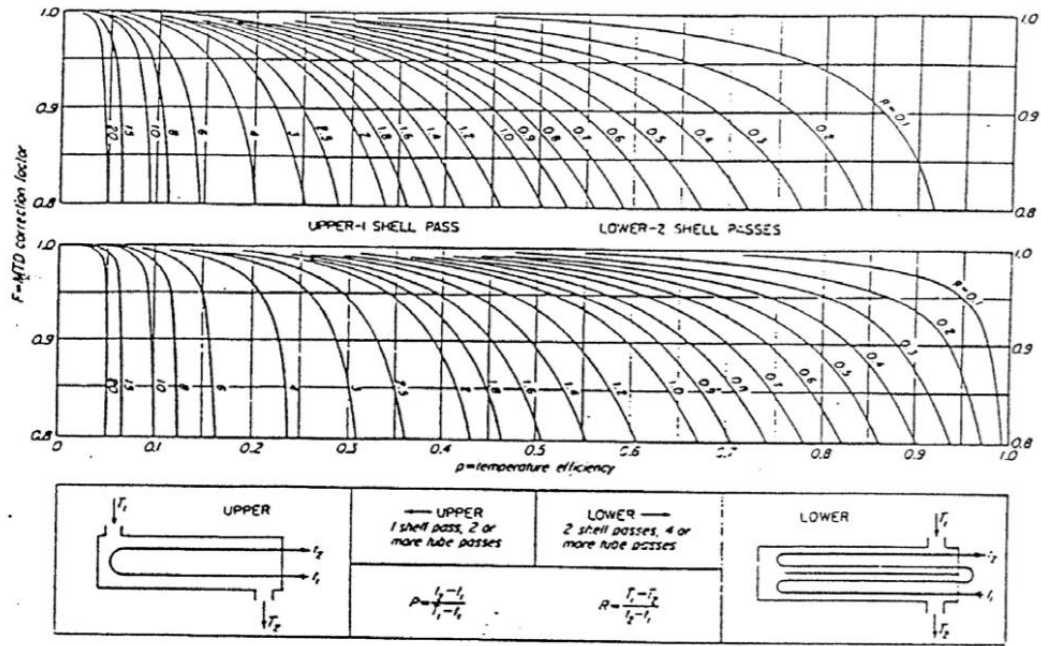


Figura 24: Gráfica para determinación del factor de corrección.

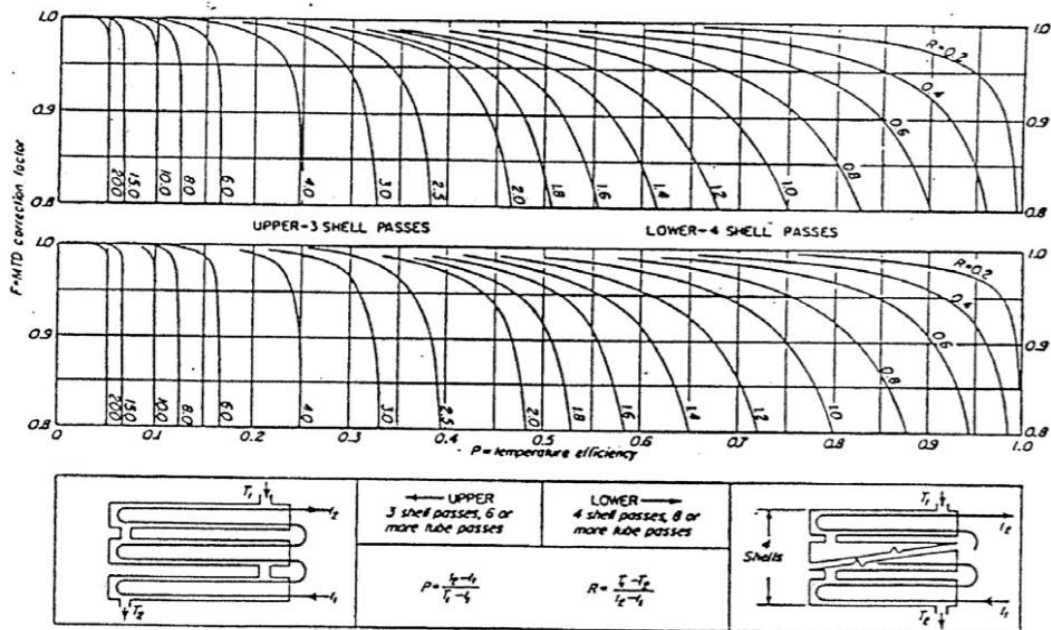


Figura 25: Gráfica para determinación del factor de corrección.

Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud. El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el diámetro exterior en pulgadas, los valores típicos son 5/8, 3/4 y 1 in. Con longitudes de 8,10,12, 16 y 20 pies. Siendo la típica de 16 pies.

Los espesores de tubos están dados según BWG (Birmingham Wire Gauge) y se determinan por la presión de trabajo y el sobre espesor de corrosión.

Los valores típicos son 16 ó 18 para Latón Admiralty y 12, 13 ó 14 para acero al carbono. La configuración de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90°, o triangular. La cuadrada se utiliza por facilidad de limpieza mecánica. Las dimensiones típicas son:

Diámetro del tubo	Separación entre tubos	Configuración
5/8	13/16	Triangular
5/8	7/8	Cuadrada
5/8	7/8	Cuadrada girada
3/4	15/16	Triangular
3/4	1	Triangular
3/4	1	Cuadrada
3/4	1	Cuadrada girada
1	1-1/4	Triangular
1	1-1/4	Cuadrada
1	1-1/4	Cuadrada girada

Figura 26: Dimensiones convencionales según diámetro de tubos.

Una primera aproximación de tubos a utilizar es: Diámetro 3/4 in, Separación triangular a 1 in con 16 ft de largo y espesor 14 BWG.

Coefficientes de transferencia de calor.

La ecuación básica de transferencia de calor es:

$$q = U_o \times A_o \times MTD \quad (5)$$

Dónde:

- q = Calor transmitido por unidad de tiempo.
- U_o = Coeficiente global de transmisión de calor.
- A_o = Área de intercambio.
- MTD= Diferencia media de temperaturas corregida.

El problema consiste en determinar el valor de U_o . Este coeficiente depende de la configuración del intercambiador el cual es función del área de intercambio. Por lo tanto, el proceso es iterativo.

Se comienza con una estimación preliminar de U_o basada en reglas generales, con este valor podemos despejar el área de intercambio, con lo que conoceremos el número de tubos y su configuración y finalmente el tamaño del casco del intercambiador. Con las dimensiones se recalcula U_o y si este valor no concuerda con el previsto se repite el proceso.

El coeficiente global de transmisión de calor combina todas las resistencias al flujo calorífico. Todas deben basarse en el área exterior.

$$\frac{1}{U_o} = r_{io} + r_{dio} + r_{mo} + r_{do} + r_o \quad (6)$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_{io}} + r_{di} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2K_m} + r_{do} + \frac{1}{h_o} \quad (7).$$

Dónde:

r_{io} = Resistencia de película interna = $1/h_{io}$

r_{dio} = Resistencia de suciedad interna.

r_{mo} = Resistencia de la pared metálica.

r_{do} = Resistencia de suciedad externa

r_o = Resistencia de película externa = $1/h_o$

h = Coeficiente de película de transmisión de calor

d_i = Diámetro interno

d_o = Diámetro externo

k_m = Conductividad térmica del material.

Hay que conocer las resistencias por suciedad y los coeficientes de película.

Los coeficientes de resistencias por suciedad están tabulados y dependen de la suciedad del fluido o de su capacidad corrosiva.

Los coeficientes de película se pueden obtener de tablas o calcular si conocemos la configuración del intercambiador.

\bar{h}_D				\bar{h}_D			
Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total	Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total
Medios de líquido-líquido				Medios de gas-líquido			
Aroclor 1248	Combust. para jet	100-150	0.0015	Aire, N ₂ , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	.005
Asfalto diluido	Agua	10-20	.01	Aire, N ₂ , etc., A	Agua o salmuera	10-50	.005
Agua desmineralizada	Agua	300-500	.001	Agua o salmuera	Aire, N ₂ (comprimido)	20-40	.005
Soluciones de 10-25% de etanolamino (MEA o DEA)	Soluciones de agua, DEA o MEA	140-200	.003	Agua o salmuera	Aire, N ₂ , etc., A	5-20	.005
Combustóleo	Agua	15-25	.007	Agua	Mezclas de gas natural que contienen hidrógeno	80-125	.003
Combustóleo	Petróleo	10-15	.008	Vaporizadores			
Gasolina	Agua	80-100	.003	Amoniaco anhidro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	.004	Cloro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Agua	15-50	.005		Aceite ligero de transferencia de calor	40-60	.0015
Corriente reformadora rica en hidrógeno	Corriente reformadora rica en hidrógeno	90-120	.002	Propano, butano, etc.	Condensación de vapor	200-300	.0015
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	.005	Agua	Condensación de vapor	250-400	.0015
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	.005	$\bar{h}_D = \text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$ $U = \text{Btu}/\text{hr-ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$			
Queroseno o comb. para jet	Tricloroetileno	40-50	.0015				
Agua para la cubierta	Agua	230-300	.002				
Aceite lub. (baja viscosidad)	Agua	25-50	.002				
Aceite lub. (alta viscosidad)	Agua	40-80	.003				
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	.006				
Nafta	Agua	50-70	.005				
Nafta	Petróleo	25-35	.005				
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	.003				
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	.003				
Disolventes orgánicos	Disolventes orgánicos	20-60	.002				
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	.004				

Figura 27: Tabla para determinar coeficiente de películas.

COEFICIENTE DE PELÍCULA, LADO DEL TUBO (h_{i0}).

El sistema más rápido es estimar h_{i0} utilizando la siguiente tabla, donde se obtiene h_{i0} en función de la temperatura (agua), viscosidad (petróleos), o calores específicos (gases) y de la velocidad másica (lb/s-ft^2), donde h_{i0} está en $\text{Btu/hr-ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$. Utilizar los rangos de velocidad recomendados.

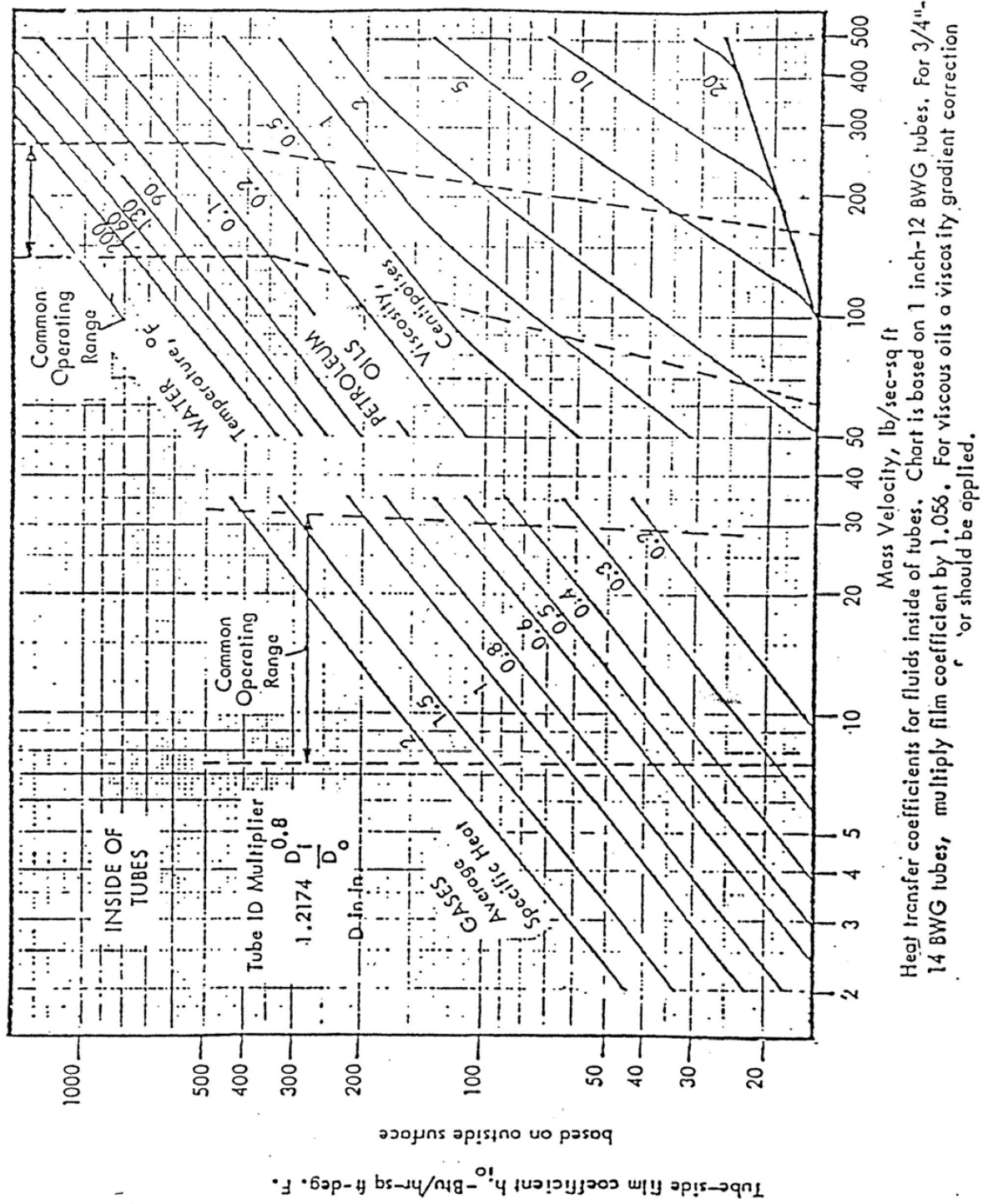


Figura 28: Tabla para determinar coeficiente de películas lado tubo.

Las ecuaciones aplicables son:

$$G = \frac{Q}{N_p \cdot \frac{\pi}{4} d_i^2} \quad (8)$$

Dónde:

Q = Caudal

N_p = Número de tubos / número de pasos d_i = diámetro interior del tubo.

Una vez obtenido el valor de la gráfica **h** el valor de h_{io} se obtiene con la ecuación:

Las ecuaciones analíticas para determinar h_{io} son las siguientes:

$$h_{io} = h \cdot 1.2174 \frac{d_i^{0.8}}{d_o} \quad (9)$$

Flujo turbulento $Re > 10000$

$$h_{io} = 0.027 + \frac{k}{D_o} (Re^{0.8})(Pr^{0.333}) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (10)$$

Flujo laminar $Re < 2100$

$$h_{io} = 1.86 \frac{k}{D_o} (Re \cdot Pr \cdot D_i)^{0.333} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (11)$$

Dónde:

h_{io} = coeficiente de película interior (Btu/hr-ft² -°F)

Re = Número de Reynolds del fluido (adimensional)

Pr = Número de Prandtl del fluido (adimensional)

$$Re = \frac{124 d_i G}{\mu Pr} = 2.42 c \mu / k \quad (12)$$

c = calor específico del fluido (Btu/lb-°F).

k = conductividad térmica del fluido (Btu/hr-ft-°F) d_i = diámetro interior (in).

D_i = diámetro interior (ft).

D_o = diámetro exterior (ft).

μ = Viscosidad a la temperatura media $(t_1 + t_2) / 2$ (cp).

μ_w = Viscosidad a la temperatura media de la pared.

Si el Re esta entre ambos limites, hay que interpolar el valor de h_{i0} .

COEFICIENTE DE PELÍCULA, LADO DEL CASCO (h_o).

El sistema más rápido es estimar h_o utilizando la siguiente tabla, donde se obtiene h_o en función de la temperatura (agua), viscosidad (petróleos), o calores específicos (gases) y de la velocidad másica ($lb/s-ft^2$), donde h_o está en Btu/hr-ft²-°F. Utilizar los rangos de velocidad recomendados.

Hay que aplicar el factor de corrección indicado en función de la configuración de los tubos y su diámetro.

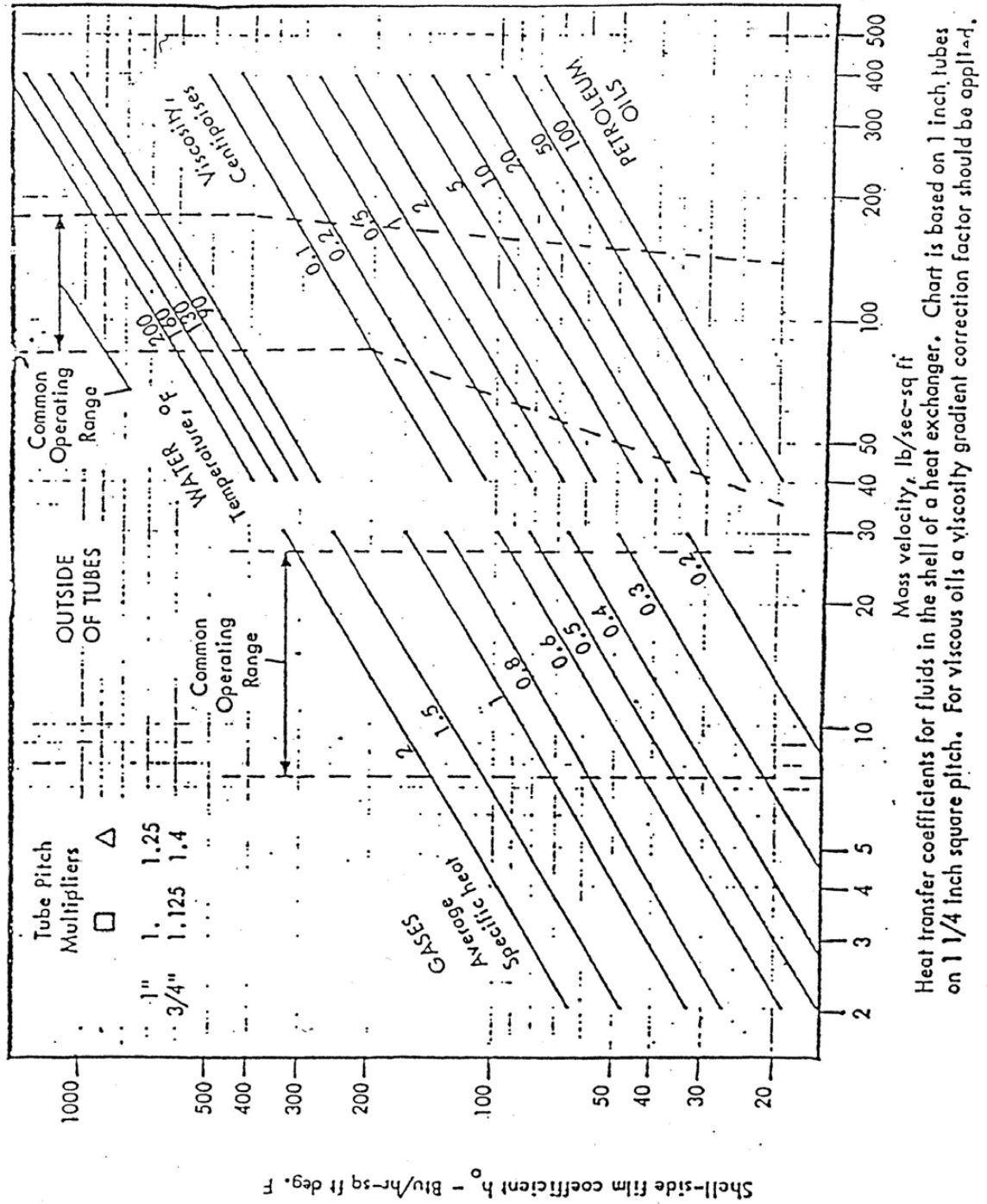


Figura 29: Factor de corrección en función a la configuración y diámetro de los tubos.

Superficie necesaria

La superficie de intercambio (A_0) se obtiene de la siguiente fórmula:

$$A_0 = \frac{q}{U_0MTD} \quad (13)$$

Si tenemos diferentes condiciones de intercambio, como enfriamiento y condensado, se calcula el área de intercambio necesaria para cada condición siendo el total la suma de ambas.

El número de tubos por celda simple será:

$$N_t = A_0 / \pi d_0 L N_s \quad (14)$$

Dónde:

N_s = Número de celdas.

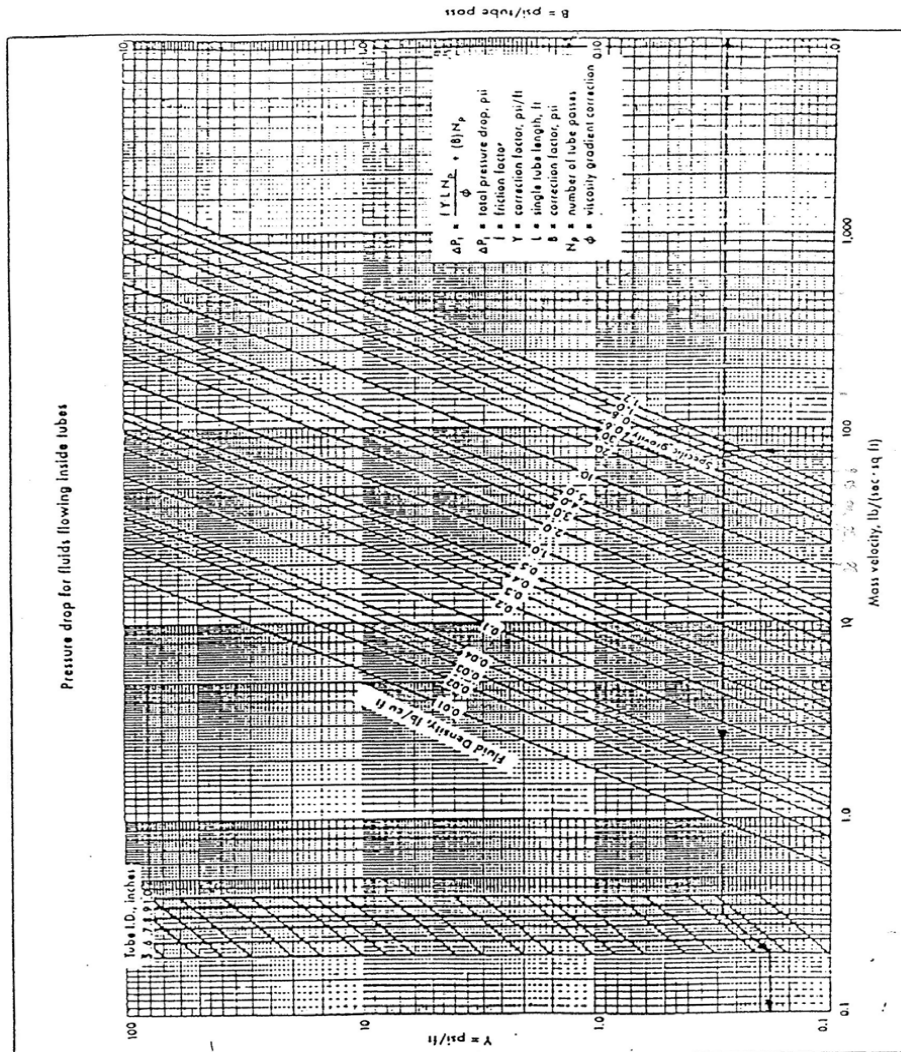
Tube-Count Table for 3/4-in. Tubes on 15/16-in. Triangular Pitch
Split-Ring Floating-Head Construction
(See Table 8-4 for other configurations)

Shell ID In.	Diam. of Outer Tube Limit - In.	Number of Tube Passes				
		1	2	4	6	8
8.07	6.821	38	32	26	24	18
10.02	8.770	62	56	47	42	36
12.00	10.750	109	98	36	82	80
13.25	12.000	127	114	96	90	86
15.25	14.000	170	160	140	136	128
17.25	16.000	239	224	194	188	178
19.25	18.000	301	282	252	244	234
21.00	19.250	361	342	314	306	290
23.25	21.500	442	420	386	378	364
25.00	23.375	531	506	458	446	434
27.00	25.375	637	602	550	536	524
29.00	27.375	721	692	640	629	594
31.00	29.375	847	822	766	722	720
33.00	31.375	974	938	872	852	826
35.00	33.375	1102	1068	1004	988	958
37.00	35.250	1220	1200	1144	1104	1078
39.00	37.250	1377	1330	1258	1248	1212
42.00	40.250	1611	1580	1498	1464	1456
44.00	42.250	1782	1738	1650	1624	1592
48.00	46.000	1965	1908	1834	1801	1766
52.00	50.000	2347	2273	2178	2152	2110
56.00	54.000	2704	2660	2556	2526	2489
60.00	58.000	3399	3343	3232	3195	3162

Figura 30: Tabla para determinar el tamaño del casco según el número de tubos para diámetro $\frac{3}{4}$ in con separación 15/16 in y configuración triangular.

Perdida de presión en el tubo

El número de tubos de un intercambiador se ha calculado pensando en dos pasos en tubo, con este número se calcula la pérdida de presión en el tubo. Si esta pérdida de presión lo permite se puede aumentar el número de pasos.



Pressure Drop for Fluids Flowing Inside Tubes

Figura 31: Caída de presión para los fluidos dentro de los tubos.

De la tabla se obtienen dos factores:

Y = Las pérdidas de presión por el flujo a través de los tubos.

B = Las pérdidas de presión por las contracciones y expansiones a la entrada y salida de los tubos.

La ecuación para aplicar es:

$$\Delta P = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B \cdot N_p \quad (15)$$

Donde:

ΔP = Pérdida de presión total en tubo (psi)

F = factor de fricción

El factor de fricción se calcula por:

$$f = \frac{0.316}{Re^{0.25}} \text{ si } Re > 1190 \quad (16)$$

$$f = \frac{64}{Re} \text{ si } Re < 1190 \quad (17)$$

Y = Factor de Corrección (psi/ft)

B = Factor de Corrección (psi)

L = Longitud de tubos. (ft)

N_p = Número de pasos de tubos ($N^\circ \text{Pasos} * N^\circ \text{Celdas}$)

φ = Factor de corrección por viscosidad.

$$\varphi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (18)$$

Pérdida de presión en el casco

El fluido que fluye a través del casco debe cruzar el casco guiado por los desviadores y pasar a través de la ventana o abertura que estos le dejen.

Los desviadores deben separarse en una distancia entre 1/5 del diámetro del casco y 30 pulgadas. El valor característico es de 12 in.

El valor en porcentaje de paso (ventana) va desde el 10 % al 45%, utilizándose valores de 15 % normalmente y del 40 % en condensadores.

La velocidad transversal másica (G_x) en lb/s-ft², viene dada por:

Dónde:

Q= Flujo másico (lb/hr).

$$G_x = \frac{0.04Q}{NFD*BP} \quad (19)$$

NFD = Distancia libre (*Net Free Distance*) (ft)

$$NFD = A + B d_{SI} \quad (20)$$

BP = Separación entre desviadores (*Baffle Pitch*)

La velocidad a través de la ventana (G_I) en lb/s-ft² viene dada por:

$$G_I = 0.04 \frac{Q}{\text{Área}} \quad (21)$$

$$\text{Área} = \pi/4(d_{SI}^2 - N_t d_0^2) \quad (22)$$

Dónde:

C = Fracción de paso (ventana).

Los factores para calcular NFD y NC son los siguientes:

Constants for NFD and NC Equations

NFD = A + B d_{si}
 NC = C + D d_{si}
 d_{si} = Shell ID, in.
 S = Size Factor for Pressure Drop

Tube OD	Tube Pitch	Configu-ration	Exch. Type	A	B	C	D	S	
								Turb.	Lam.
5/8	13/16	TRI	SR	0.73	0.2416	-1.20	1.3850	.01	.008
			FTS	0.11		-0.07			
			PT	2.63		-4.66			
5/8	13/16	RO-TRI	SR	0.66	0.2764	-2.50	2.4170	.01	.008
			FTS	0.07		-0.54			
			PT	2.47		-8.54			
3/4	15/16	TRI	SR	0.76	0.2118	-1.70	1.2080	.01	.01
			FTS	0.11		-0.72			
			PT	2.73		-4.72			
3/4	15/16	RO-TRI	SR	0.70	0.2417	-1.90	2.0930	.01	.01
			FTS	0.08		-0.20			
			PT	2.60		-7.13			
3/4	1	TRI	SR	0.66	0.2610	1.00	1.1200	.01	.006
			FTS	0.06		1.91			
			PT	2.51		-1.80			
3/4	1	RO-TRI	SR	0.59	0.2991	-1.90	1.9750	.01	.006
			FTS	0.02		-3.0			
			PT	2.34		-6.84			
1	1.25	TRI	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.9137	.0095	.0075
			FTS	0.06		-0.66			
			PT	2.67		-3.68			
1	1.25	RO-TRI	SR	0.64	0.2424	-1.60	1.5620	.0095	.0075
			FTS	0.02		-0.33			
			PT	2.53		-5.51			
3/4	1	SQ	SR	0.66	0.2610	-0.85	0.9726	.0042	.0025
			FTS	0.06		-0.06			
			PT	2.51		-3.28			
3/4	1	RO-SQ	SR	0.47	0.3631	-1.20	1.3850	.0068	.0038
			FTS	-0.05		-0.07			
			PT	2.06		-4.66			
1	1.25	SQ	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.7958	.0042	.0033
			FTS	0.06		-0.75			
			PT	2.67		-3.39			
1	1.25	RO-SQ	SR	0.53	0.2934	-1.00	1.1200	.0068	.0054
			FTS	-0.04		-0.09			
			PT	2.30		-3.80			

SR = Split-Ring Floating Head
 FTS = Fixed Tube Sheet
 PT = Pull-Thru Floating Head
 RO-TRI = Rotated Triangular Pitch
 RO-SQ = Rotated Square Pitch

Note: B, D, and S constants
 are independent of
 exchanger type.

Figura 32: Tabla para determinar las constantes NFD y NC.

La pérdida de presión a través del casco se calcula por la suma de las dos partes:

La pérdida de presión a lo largo de la estructura (ΔP_E)

$$\Delta P_E = FSNNC/\rho \quad (23)$$

Donde:

N = Número de espacios entre desviadores (multiplicar por número de celdas)

NC = Número de tubos cruzados por los desviadores

$$NC = (C + Dd_{SI})(1 - c) \quad (24)$$

S = Factor de tamaño

F = Factor de pérdida de presión calculado por:

$$F = 0.0157 \mu^{0.2} G_x^{1.8} \text{ si el flujo es turbulento}$$

$$F = 0.026 \mu G_x \quad \text{si el flujo es laminar}$$

El flujo es turbulento si $G_x > 1.88 \mu$

La pérdida de presión en las ventanas (ΔP_V)

$$\Delta P_V = \frac{0.000175 G_1^2}{\rho} * N^\circ \text{ Desviadores} \quad (25)$$

Desviadores

Los datos han de ser μ (cp), G (lb/s-ft²), P (psi)

EVAPORACIÓN

La evaporación es una operación esencial en todas las fábricas de azúcar, y es un factor que determina ampliamente la eficiencia energética. Ésta operación incrementa la concentración del jugo clarificado hasta un contenido de sólidos disueltos alrededor de 65 a 68 %, lo cual la convierte en el principal consumidor de vapor. La configuración de la estación de evaporación determina la cantidad de vapor que la fábrica requiere, y por lo tanto el arreglo de los evaporadores es de gran importancia. El uso de múltiples efectos de evaporación en serie hace posible reducir la demanda de vapor, por lo cual la mayor parte del agua es

evaporada mediante éste proceso. El máximo límite de concentración de la meladura se encuentra en las condiciones de saturación donde comienza la cristalización. En teoría esto limitaría el RDS hasta aproximadamente 72 %, pero en la práctica se prefiere operar con un margen de seguridad de por lo menos dos unidades, dejando un margen al control y permitiendo cierto enfriamiento en caso de almacenamiento de meladura sin que ocurra cristalización.

Transferencia de calor con ebullición.

Transferencia de calor con ebullición.

El vapor que se suministra a los evaporadores usualmente es vapor de escape, que generalmente se encuentra a presiones entre 180 y 250 kPa. Las temperaturas de saturación del vapor correspondientes son 117 °C y 127 °C. En éste capítulo todas las presiones se presentan en unidades kPa absolutos. Se recuerda que 100 kPa son equivalentes a 1 bar o 14.5 lb/in².

El último efecto del tren de evaporadores normalmente opera en un rango de presiones entre 12 y 17 kPa, correspondiente a temperaturas de vapor saturado entre 49 °C y 57 °C.

Éste rango de presión corresponde aproximadamente a un vacío entre 26.5'' y 25'' de mercurio en la mayoría de fábricas de azúcar, que tienden a localizarse cerca del nivel del mar. El mismo valor de vacío a otras elevaciones o presiones atmosféricas representa presiones absolutas y temperatura de saturación distintas.

Ésta es una buena razón para preferir siempre el uso de presiones absolutas en lugar de vacío. La evaporación a presión positiva, donde la mayoría o todos los cuerpos operan por encima del nivel de presión atmosférica, tal como se efectúa en la industria azucarera de remolacha, se evita en las fábricas de azúcar de caña por múltiples razones:

- No existe igual necesidad de reducir la demanda de vapor, dado que el bagazo usualmente proporciona suficiente combustible y no se requieren medidas extremas para el ahorro de energía.
- El contenido de azúcares invertidos en los jugos de caña de azúcar es mucho mayor, por lo cual la formación de color que resulta de la reacción de estos a altas temperaturas representa un problema mayor.
- Las pérdidas de azúcar y la formación de color son minimizadas al reducir el perfil de temperaturas a lo largo del tren de evaporación.
- Los menores perfiles de temperatura hacen posible el uso de evaporadores simples tipo Robert con mayores tiempos de residencia, sin que se presenten pérdidas por inversión.

Elevación del punto de ebullición:

medida que la concentración de sólidos disueltos se incrementa, la temperatura de ebullición del líquido aumenta por encima de la correspondiente temperatura de vapor saturado a igual presión. La elevación del punto de ebullición es una consecuencia de los cambios de las propiedades del líquido. El grado de elevación del punto de ebullición está determinado por la concentración. La elevación del punto de ebullición Δtb está dada por la siguiente aproximación:

$$\Delta tb = \frac{2wDS}{wDS} \quad (26)$$

A partir de ésta ecuación se obtiene que, para un contenido de sólidos disueltos $wDS = 60\%$, la elevación del punto de ebullición es exactamente 3 °C. Para valores inferiores a 20 % RDS la elevación del punto de ebullición es prácticamente despreciable, mientras que por encima de 60 % RDS aumenta exponencialmente, alcanzando 5 °C a 71.5 % RDS.

Ésta ecuación brinda valores que tienen una precisión de aproximadamente 0.2 °C dentro del rango de interés, y por lo tanto es suficientemente precisa para casi todo cálculo de evaporadores, particularmente al considerarse la incertidumbre con respecto a los coeficientes de transferencia de calor.

En la práctica, los valores de Δtb son ligeramente superiores a mayor presión y menor pureza. Una relación más precisa se presenta en la Figura 33.

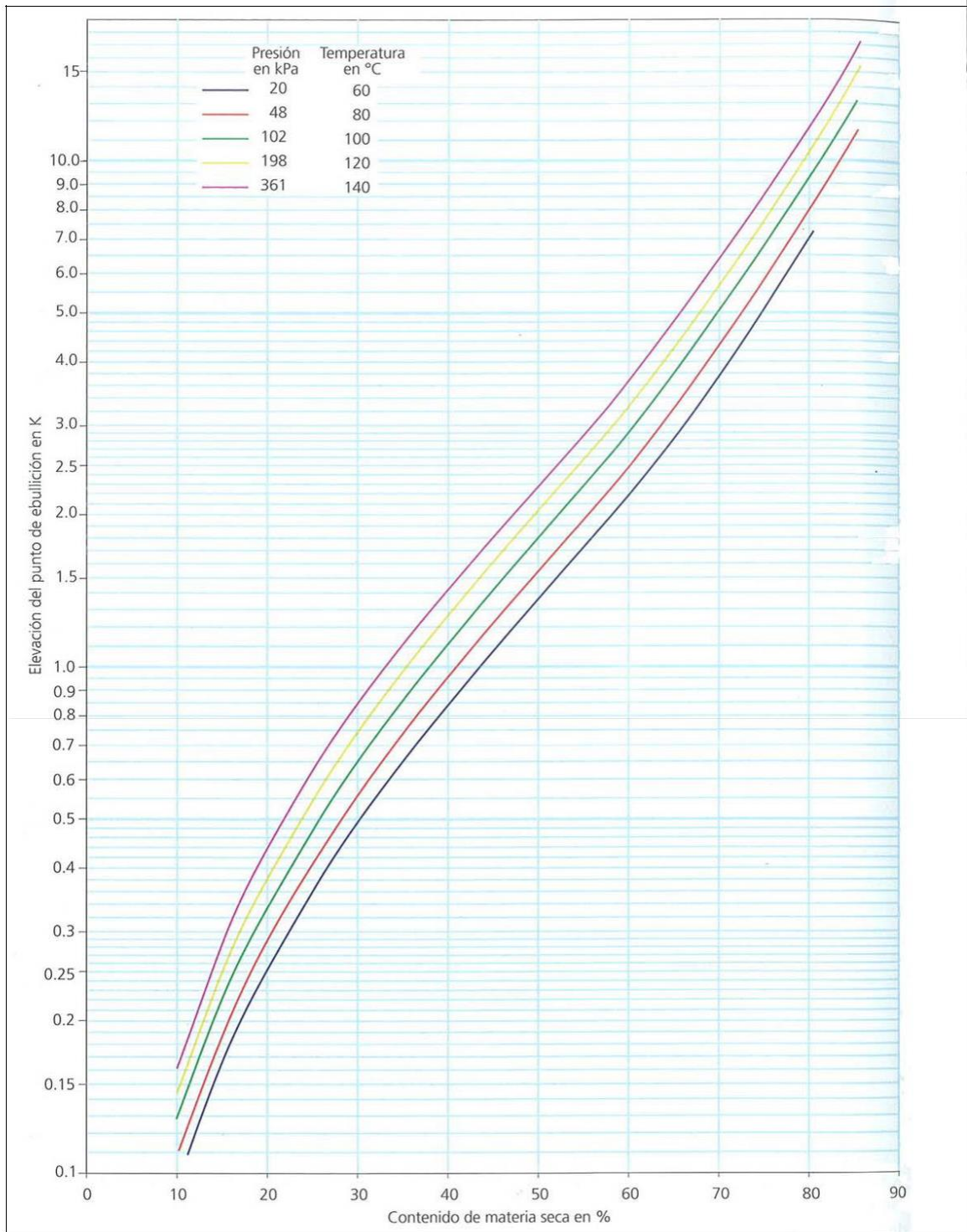


Figura 33: Elevación del punto de Ebullición de soluciones puras.

Cabeza hidrostática

Los líquidos que hierven por debajo de cierta cabeza hidrostática presentan ebullición a mayor temperatura que la temperatura de saturación del vapor en el espacio por encima del líquido. Este efecto se debe tener en cuenta al realizar cálculos de evaporación para los tipos de evaporadores más comúnmente utilizados, donde se presenta una ebullición por debajo de la superficie sumergida. Éste efecto normalmente es pequeño en la mayoría de evaporadores, pero se torna importante al aumentar el vacío, pues la cabeza hidrostática se vuelve significativa con relación a la presión absoluta del cuerpo.

La elevación del punto de ebullición puede calcularse como el incremento de la temperatura de saturación debido a un incremento de presión equivalente a la cabeza del líquido correspondiente. La temperatura promedio de ebullición debe ser evaluada a la profundidad media del líquido, que es $0.5 \cdot h$, donde h es el nivel del líquido en ebullición, es decir a una presión P_h , relacionada con la presión en el espacio del vapor P_v y con la densidad del líquido ρ_L mediante:

$$P_h = P_v + 0.5 * \rho_L * g * h \quad (27)$$

Ecuaciones individuales para cuerpos evaporadores

Inicialmente se discuten las ecuaciones para un solo cuerpo evaporador Figura 8 y se introduce el concepto de coeficiente de transferencia de calor, para luego pasar a discutir el caso de evaporación con múltiples efectos. Los flujos de vapor y líquido en kg/s están representados por m_v y m_L respectivamente. El flujo de condensado que sale de la calandria es m_c .

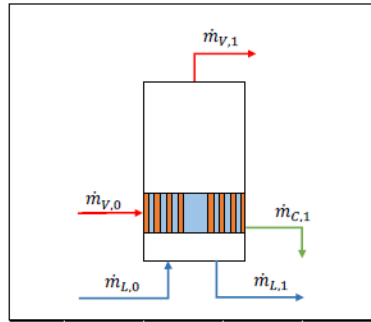


Figura 34: Diagrama esquemático de un evaporador individual.

Partiendo de un balance de masa global:

$$\dot{m}_{V,0} + \dot{m}_{L,0} = \dot{m}_{V,1} + \dot{m}_{L,1} + \dot{m}_{C,1} \quad (28)$$

$$\dot{m}_{V,0} = \dot{m}_{C,1} \quad (29)$$

$$\dot{m}_{L,1} = \dot{m}_{L,0} + \dot{m}_{V,1} \quad (30)$$

Balance de sólidos disueltos:

$$\dot{m}_{L,0} + W_{DS,0} = \dot{m}_{L,1} + \dot{m}_{DS,1} \quad (31)$$

W_{DS} representa la concentración de sólidos disueltos en g DS/100 g solución medidos por RDS o Brix.

Balance de entalpía:

$$\dot{m}_{V,0} x h_{V,0} + \dot{m}_{L,0} * h_{L,0} = \dot{m}_{V,1} * h_{V,1} + \dot{m}_{L,1} * h_{V,1} + \dot{m}_{C,1} * h_{C,1} + Q_{LOSS} \quad (32)$$

Donde Q_{loss} es la pérdida de calor en kW del evaporador y h representa la entalpía en kJ/kg.

Utilizando la Ecuación 29:

$$\dot{m}_{V,0} x (h_{V,0} - h_{C,1}) + \dot{m}_{L,0} * h_{L,0} = \dot{m}_{V,1} * h_{V,1} + \dot{m}_{L,1} * h_{V,1} + Q_{LOSS} \quad (33)$$

Utilizando la Ecuación 30 y asumiendo que no ocurre subenfriamiento del condensado:

$$\dot{m}_{V,1} = \frac{\dot{m}_{V,0} * \Delta h_{LV} + \dot{m}_{L,0} * (h_{L,0} - h_{L,1}) - Q_{LOSS}}{h_{V,1} - h_{L,1}} \quad (34)$$

Esto se puede simplificar efectuando ciertas suposiciones. En caso de que no se presente pérdidas de calor, $Q_{loss} = 0$. Si además se supone que todas las entalpías del líquido con iguales, y que el calor específico de evaporación no cambia con la presión o temperatura, la Ecuación 34 se reduce a:

$$\dot{m}_{V,1} = \dot{m}_{V,i-1} \quad (35)$$

Esto indica que 1 kg de vapor evapora 1 kg de agua. Esta simplificación es útil, ayuda a entender la evaporación con múltiples efectos, y frecuentemente brinda resultados bastante acertados, particularmente a presiones elevadas.

Definición del coeficiente de transferencia de calor.

La ecuación de transferencia de calor es similar a aquella utilizada para los calentamientos de jugo, pero aún más simple, dado que las temperaturas de la calandria y del líquido en ebullición son constantes bajo condiciones de operación estacionaria, y por lo tanto una simple diferencia de temperatura es suficiente. La tasa de transferencia de calor está dada por:

$$Q = k + A * (t_v - t_i) \quad (36)$$

Donde Q es la carga térmica o cantidad de calor transferida en kJ/s o kW, k es el coeficiente global de transferencia de calor en kW/(m².K), t_v es la temperatura del vapor que se condensa, t_i la temperatura del líquido en el i-ésimo cuerpo, ambas en °C, y A es el área en m² especificada con base en el diámetro exterior de los tubos y la separación entre placas de la calandria. Ésta es la misma definición de área de transferencia de calor utilizada para los calentamientos de jugo. Ésta definición del área difiere de aquella utilizada en Europa, donde se emplea el diámetro interior de los tubos y la longitud total de los tubos. Un uso

incorrecto de la definición del área calculada puede conducir a errores de hasta 20% cuando los tubos son cortos y de diámetro pequeño.

La convención australiana utiliza el área exterior de los tubos y la longitud entre placas, pero adicionando además el área expuesta de las placas (área total de la placa de tubos menos el área ocupada por los tubos y el conducto bajante) superior e inferior. El error introducido al excluir las placas es <1.5 %, sin revestir mayor importancia. En los países donde se efectúa limpieza mecánica de los tubos, estas superficies se encontrarán incrustadas severamente y desempeñarán un mínimo rol en el intercambio de calor.

También es importante tener claridad en cuanto a la forma de expresar la temperatura del líquido en ebullición. Las elevaciones del punto de ebullición debidas al Brix del jugo Δt_b y debidas a la cabeza hidrostática Δt_h se deben tomar en consideración.

Por consiguiente:

$$t_i = t_{vs,i} + \Delta t_b + \Delta t_h \quad (37)$$

Donde $t_{vs,i}$ es la temperatura de saturación del vapor en el i-enésimo efecto. Éste es generalmente el método aceptado para el cálculo de la diferencia de temperatura. Sin embargo, en Australia la elevación debida a la altura hidrostática se omite y la diferencia de temperaturas es mayor, lo cual afecta los cálculos.

En éste caso:

$$t_i = t_{vs,i} + \Delta t_b \quad (38)$$

Esto se debe tener presente cuando se examinan coeficientes de transferencia de calor australianos. El efecto es generalmente ligero, con excepción del último cuerpo, caso en el cual los coeficientes de calor australianos pueden ser menores en aproximadamente 20 %.

En los evaporadores de película descendente no existe cabeza hidrostática y es correcto utilizar la Ecuación 38:

La diferencia de temperatura entre el vapor que se condensa en una calandria y el espacio de vapor en el siguiente efecto se conoce como diferencia aparente de temperatura. Ésta es raramente utilizada para los cálculos del coeficiente de transferencia de calor en las fábricas de caña de azúcar. Los coeficientes de transferencia de calor así calculados se denominan coeficientes aparentes de transferencia de calor.

Es también importante detallar el método utilizado para el cálculo de la elevación del punto de ebullición debida a los sólidos disueltos. Para los evaporadores de azúcar de caña tipo Robert éste efecto se evalúa con base en el Brix a la salida, es decir asumiendo que el líquido en el cuerpo se encuentra mezclado uniformemente. Sin embargo, para los evaporadores de película descendente esto sería claramente incorrecto y la elevación del punto de ebullición se debe evaluar utilizando un valor de RDS que represente el promedio de los valores a la entrada y salida (el valor de RDS a la entrada representa el promedio de la alimentación desde el efecto anterior y el líquido recirculado). Éste efecto no es importante cuando los jugos tienen un bajo RDS, pero puede ser muy significativo cuando la concentración del líquido es mayor.

Al comparar valores del coeficiente de transferencia de calor es importante entender como han sido calculados. En éste texto, para los evaporadores tipo Robert y de película ascendente, el coeficiente de transferencia de calor se calcula usando las siguientes suposiciones:

- La temperatura de ebullición del líquido es mayor que la temperatura de saturación del vapor en una magnitud determinada por las elevaciones del punto de ebullición debido a sólidos disueltos y a la cabeza hidrostática.
- La elevación del punto de ebullición debida al contenido de sólidos disueltos se calcula con base en el Brix a la salida.

- El área de transferencia de calor se calcula utilizando el diámetro exterior de los tubos y la longitud del tubo comprendida entre las placas de la calandria.

Para los evaporadores de película descendente la elevación del punto de ebullición se debe calcular con el Brix promedio y no se requiere considerar el efecto de la cabeza hidrostática. El área se calcula de igual manera tanto para evaporadores de película ascendente como descendente.

Principios de Evaporación con múltiples efectos

Principios de Rillieux

La evaporación con múltiples efectos fue desarrollada por Norbert Rillieux en Luisiana y patentada hacia 1840. Ésta tecnología ha tenido un impacto significativo en la industria azucarera y en muchas otras industrias que involucran procesos. A partir de investigaciones en la industria azucarera, Rillieux desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de evaporadores:

- En un evaporador múltiefecto con N efectos, un kg de vapor evaporará N kg de agua. Por consiguiente, en un tren de evaporadores de dos efectos, un kg de vapor evaporará dos kg de agua; en uno de tres efectos, tres kg de agua; etc.
- Cuando se efectúan extracciones de vapor desde el i-enésimo efecto de un tren evaporador múltiefecto de N efectos, para ser utilizadas en reemplazo de escape en otra aplicación distinta de los evaporadores, el ahorro de vapor será/veces la cantidad de vapor utilizada para ésta tarea. Por lo tanto, un kg de vapor extraído desde el segundo efecto de un tren evaporador de cuatro efectos, permitiría ahorrar $2/4 \times 1 = 0.5$ kg de vapor. Similarmente, un kg de vapor extraído del tercer efecto del mismo tren de evaporadores permitiría ahorrar $3/4 \times 1 = 0.75$ kg de vapor.

Chen y Chou (1993), propusieron un tercer principio, aunque únicamente los dos anteriores fueron sujetos en la patente de Rillieux. Éste es:

- En todo lugar donde se condense vapor o extracciones de vapor, se deben efectuar arreglos que permitan liberar continuamente los gases incondensables.

Los dos primeros principios se utilizan para configurar el arreglo de la estación de evaporación de manera que utilice la cantidad correcta de vapor, consistente con la disponibilidad de bagazo y la capacidad de generación de vapor. Casi todas las fábricas de azúcar cuentan con trenes de evaporadores que tienen entre 3 y 5 efectos. Es también una práctica generalizada el uso de extracciones de vapor desde al menos el primer efecto, y frecuentemente del segundo o tercer efecto, para tareas de calentamiento en las estaciones de calentadores y tachos.

La economía de vapor lograda no se obtiene sin incurrir en costos adicionales. A medida que el número de efectos incrementa la diferencia de temperatura disponible, entre el vapor de escape y las condiciones del último efecto, debe ser compartida a lo largo de un mayor número de cuerpos evaporadores. Esto significa que el área de intercambio de calor se deberá incrementar correspondientemente, además de que un mayor número de efectos adiciona costos en términos de tubería adicional, controles, y complejidad. No obstante, en general es siempre provechoso aceptar ciertos costos adicionales en razón de los mayores beneficios en términos de eficiencia energética que es posible obtener.

Extracción de vapor

A medida que incrementa el número del efecto desde el cual se extrae vapor, la temperatura de la extracción es menor. En consecuencia, para mejorar la economía de vapor (y a menudo la capacidad), se prefiere efectuar las extracciones desde un efecto tan cerca del último como

sea posible; pero normalmente esto es restringido por la tarea para la cual será utilizado el vapor. El vapor 1 se utiliza generalmente en los tachos y los calentadores de jugo, mientras que el vapor 2 se usa con frecuencia para una primera etapa de calentamiento y en los tachos continuos. El vapor 3 se utiliza únicamente en aquellos casos donde se requiere una economía de vapor anormalmente elevada, generalmente como resultado de procesamientos derivados que requieren mayor cantidad de vapor y/o bagazo, limitando por tanto la disponibilidad para la fábrica.

Sistemas de flujo concurrente vs. contracorriente vs. combinado

Normalmente los evaporadores se configuran para que operen en un arreglo concurrente, es decir con los flujos de líquido y de vapor en la misma dirección, tal como se muestra en la Figura 35. En otras industrias no es raro encontrar evaporadores que operan con arreglos en contracorriente o combinado, como se ilustra en las Figuras 36 y 37. Existe una ventaja con los sistemas de flujo en contracorriente, debido a que resultan en una mayor concentración y el líquido de mayor viscosidad se evapora en el efecto más caliente. Sin embargo, para el procesamiento de azúcar el arreglo concurrente se prefiere debido a las siguientes razones:

- La formación de color depende de la concentración y la temperatura. Para minimizar la formación de color, la corriente de mayor concentración se procesa a la menor temperatura.
- Las pérdidas por degradación de sacarosa aumentan con el tiempo de residencia y la temperatura, los tiempos de residencia de los sólidos disueltos son menores en los primeros efectos con el arreglo concurrente, limitando las pérdidas de sacarosa.

- Con los sistemas concurrentes el jugo que sale de cada efecto tiene cierto sobrecalentamiento respecto al siguiente efecto. La evaporación instantánea por descompresión 'flash' al entrar en el siguiente efecto promueve efectivamente la circulación en los tubos, mejorando la tasa de transferencia de calor.
- Por el contrario, en los sistemas de flujo en contracorriente el líquido que entra a cada efecto se encuentra subenfriado, de manera que parte del área de los tubos se utiliza ineficientemente calentando al líquido, lo que conduce a menores tasas globales de transferencia de calor.
- En un sistema de flujo en contracorriente la evaporación flash del jugo clarificado se perdería al condensador, mientras que con un sistema de flujo concurrente se evaporaría una cantidad equivalente de agua en cada efecto.
- La meladura sale del último efecto a la menor temperatura, suficientemente baja para limpiar pérdidas y formación de color en caso de almacenamiento antes de la cristalización (una posterior evaporación flash en un sistema contracorriente podría lograr la misma temperatura, pero con complicaciones adicionales).
- El perfil de presiones en un sistema concurrente es tal que al utilizar evaporadores tipo Robert no se hace necesario efectuar ningún bombeo entre los diferentes cuerpos, permitiendo instalaciones más simples.
- Las sales de calcio son el componente de mayor proporción en las incrustaciones de evaporadores, las cuales generalmente son inversamente solubles, y por lo tanto más propensas a precipitarse a mayores temperaturas; con un sistema de flujo en contracorriente, mayor cantidad del licor más concentrado ocuparía el efecto más caliente y las incrustaciones serían más severas.

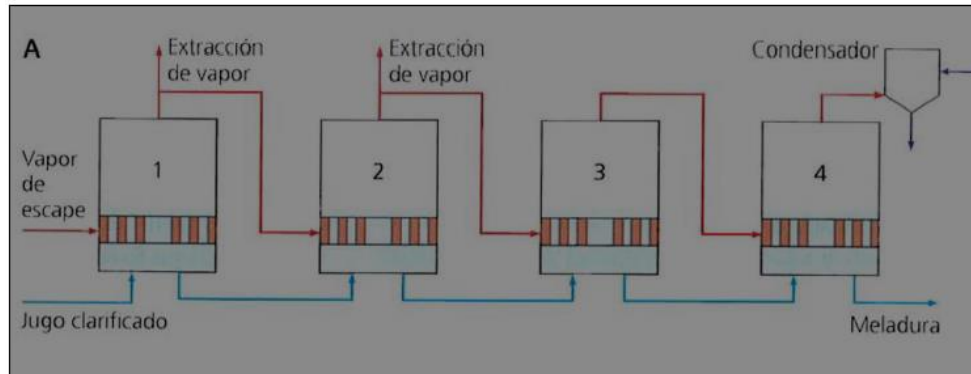


Figura 35: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo concurrente.

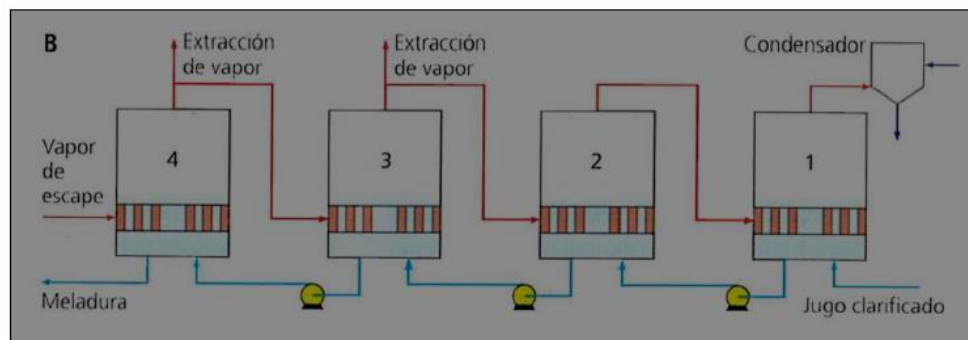


Figura 36: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo contracorriente.

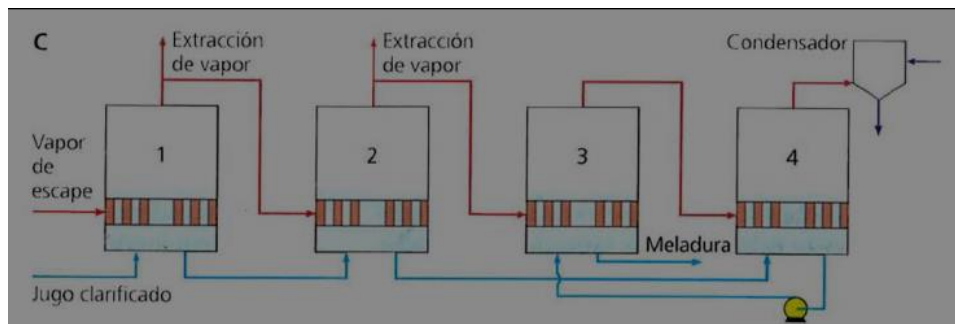


Figura 37: Arreglo de evaporadores múltiple efecto con flujo combinado.

En algunas ocasiones se usan sistemas de flujo combinado. Estos pueden ofrecer como ventaja una mejor transferencia de calor en el último efecto, reuniendo ventajas de los dos modos de operación. En caso de utilizarse evaporadores que involucran el uso de bombas de circulación, como por ejemplo evaporadores de película descendente, es posible bombear a cualquier efecto.

Tasas de transferencia de calor

La mejor manera de expresar la eficiencia de la transferencia de calor es mediante el coeficiente de transferencia de calor, que representa el flujo de calor por unidad de área y por unidad de diferencia de temperatura, tal como se define en la Ecuación 30. En algunas ocasiones la transferencia de calor se representa usando el coeficiente de evaporación, definido como los kg de agua evaporada por hora por metro cuadrado de superficie de calentamiento. Éste indicador no toma en consideración la diferencia de temperatura, que es la principal fuerza motora para el proceso de transferencia de calor. Los coeficientes de evaporación son afectados ampliamente por el número de efectos utilizados, así como por la distribución del área de intercambio de calor y son por consiguiente de menor utilidad.

Los coeficientes de transferencia de calor son datos importantes para el diseño de los evaporadores. Los mismos factores que influyen la transferencia de calor en los calentadores de jugo, aplican también para la evaporación. De ésta manera existen varias resistencias en serie a la transferencia de calor, una resistencia debida a la película de líquido dentro del tubo, el efecto de las incrustaciones sobre las paredes internas del tubo, una capa de incrustación sobre el diámetro externos del tubo (no es frecuente), y una resistencia a la transferencia de calor a través del vapor que se condensa sobre la pared externa de los tubos. El caso de intercambio de calor en los evaporadores es sin embargo mucho más complejo, pues la transferencia de calor al líquido hirviendo dentro del tubo es más difícil de predecir a partir de principios fundamentales. La transferencia de calor es afectada por la velocidad con que el líquido fluye a través de los tubos, la cual es desconocida, y por el nivel del líquido en los tubos, que puede variar significativamente. Debido a esto se prefieren cifras del coeficiente de transferencia de calor medidas en evaporadores. Para el diseño se seleccionan valores como base en experiencias en aplicaciones similares.

Como en el caso de los calentadores de jugo, el grado de incrustaciones dentro de los tubos es prácticamente el factor dominante. Las incrustaciones son más severas en los evaporadores que en los calentadores debido a que un mayor número de sustancias compuestas se precipitan a medida que se alcanzan sus límites de solubilidad durante la concentración del líquido.

Los coeficientes de transferencia de calor decrecen a lo largo del tren de evaporadores, debido al incremento de la concentración de sólidos disueltos y a la reducción progresiva de la temperatura. Estos dos factores conducen a un incremento de la viscosidad del líquido, con lo cual se reduce la tasa de transferencia de calor.

Los coeficientes de transferencia de calor varían de acuerdo con el tipo de evaporador. Una comparación de los coeficientes logrados con diferentes diseños de evaporadores se presentará en la Tabla 1. La mayoría de los evaporadores encontrados en las fábricas de azúcar conservan aún el diseño tipo Robert convencional. El desempeño de los evaporadores de tubos largos y de película ascendente, también conocidos como Kestner, parece ser similar al de los evaporadores Robert. Para los demás diseños de evaporadores no existe mucha información confiable.

Tabla 1: Valores promedio de coeficientes de transferencia de calor en kW/(m².K) conocidos para distintos tipos de evaporadores utilizados en fábricas de azúcar.

Tipo de	1er	2do	3er	Último	Referencia
Evaporador	Efecto	Efecto	Efecto	Efecto	
Robert		2.8	2.6	0.9	Smith y Taylor 1981
Robert (diseño)	2.5	2.2	1.7	0.7	Love et al. 1999
Robert	2.8				Watson 1986
Robert		3.0			Wright et al. 2003
Robert	2.8	1.8	1.4	0.9	Honig 1963:179
Kestner	2.9	2.1			Rein y Love 1995
Tubular PD	1.2				Rousseau et al. 1995
Placas PA, Planta piloto				1.1/1.6	Kampen et al. 1999
Placas PA		3.0			De Viana et al. 1993
Placas PA		2.5	1.5		De Beer y Moults 1998
Placas PD, Planta piloto	5.5	5.2		2.6	Walther et al. 1997
Placas PD, Planta piloto		1.8/2.4			Kampen 2002
Placas PD	3.0				Rivalland 2000
Placas PD	2.6				Sichter et al. 2003
PD: Película descendente / PA: Película ascendente.					

Los coeficientes de transferencia de calor son significativamente más elevados cuando los tubos se encuentran limpios que cuando están incrustados. Desde el punto de vista de diseño, se deben utilizar los coeficientes de transferencia de calor correspondientes a las condiciones encontradas con los cuerpos incrustados, es decir las condiciones más desfavorables justo antes de la limpieza de los evaporadores. Una aproximación ligeramente distinta se puede

tomar en las fábricas que cuentan con varios trenes de evaporadores en paralelo, que se puede limpiar escalonadamente, lo cual resulta en una combinación de cuerpos limpios e incrustados operando simultáneamente.

Coefficientes de evaporación

La principal utilidad de los coeficientes de evaporación es brindar una idea aproximada de la capacidad requerida en un evaporador para lograr efectuar determinada tarea. La capacidad instalada de área de intercambio para evaporación puede ser utilizada como punto de partida; algunos valores observados en la industria Surafricana se presentan en la Tabla 2. Estas tasas de evaporación son bajas en comparación con valores que es posible alcanzar en la práctica. Las cifras de Hugot (1986) coinciden bien con las cifras de capacidad instalada encontradas en Sudáfrica. Bajo condiciones normales de operación estos valores pueden ser mayores como se observa en datos reportados por Birkett (1978) y que se presentan en la Tabla 6. Las cifras para diseño presentadas en esta Tabla pueden ser excedidas hasta en 50 % cuando los cuerpos están limpios.

Tabla 2: Valores del coeficiente de Evaporación en kg/(m².h).

Evaporador	Área instalada en m² por 100 t/h en Suráfrica	Evaporación con base en capacidad instalada	Cifras para diseño (Hugot 186:578)	Valores calculados con datos operacionales (Birkett 1978)
Quíntuple	4430	21	21	29
Cuádruple	3330	28	27	39
Triple	-	40	38	54

Los valores del coeficiente de evaporación son mayores a medida que se reduce el número de efectos, debido a una mayor diferencia de temperatura por efecto, y correspondientemente se reducen al incrementar el número de efectos. Las cifras son afectadas además por la

presión del vapor de escape y por el flujo de las extracciones de vapor, y por consiguiente inherentemente son de menor utilidad que los coeficientes de transferencia de calor.

Adicionalmente no es del todo claro si los coeficientes de evaporación se dan a conocer con base en la evaporación de la alimentación debida a descompresión instantánea tipo flash además de la transferencia de calor a través de los tubos. Los coeficientes de transferencia de calor representan siempre exclusivamente al calor transferido a través de los tubos.

Coefficientes de transferencia de calor

Numerosas investigaciones sobre la transferencia de calor en los evaporadores han sido efectuadas a lo largo de muchos años. Es difícil obtener cifras precisas debido a la dificultad de tomar muestras confiables para análisis de DS, la dificultad de hacer mediciones precisas de temperatura y/o presión, la ausencia generalizada de mediciones de flujo en las fábricas, el efecto progresivo de las incrustaciones en los cuerpos evaporadores y las diferentes alternativas para cálculo del área de intercambio de calor y de la temperatura de ebullición del líquido. Las dificultades han sido descritas apropiadamente por Smith y Taylor (1981). Por consiguiente, es recomendable buscar cuidadosamente datos confiables en la información que ha sido reportada. El uso selectivo de datos que algunos proveedores de equipos efectúan para promover sus propios productos no brinda ninguna ayuda.

Se ha establecido claramente que los coeficientes de transferencia de calor decrecen progresivamente desde el primer hasta el último efecto. Esto ha sido atribuido al incremento en la viscosidad del líquido a lo largo del tren de evaporadores. Varios investigadores han intentado correlacionar las mediciones en términos de la viscosidad, la concentración de sólidos disueltos, la diferencia de temperaturas y la temperatura de ebullición. Esto resulta difícil debido al hecho de que todas estas variables se encuentran correlacionadas mutuamente, con las tres primeras incrementando y la cuarta reduciéndose progresivamente

a lo largo del tren de evaporadores. No se ha efectuado muchos estudios para aislar estos efectos, algo que es virtualmente imposible mediante mediciones de campo en equipos industriales.

La ecuación más conocida que pretende tomar estos efectos en consideración es la fórmula de Dessin, la cual ha sido ampliamente utilizada con cierto grado de éxito. La fórmula sugiere valores del coeficiente de evaporación; la ecuación original se reconoce en unidades inglesas – $lb / (ft^2 * h * °F)$ – como:

$$Evaporación = \frac{(100 - w_{DS,0}) * (t_{St}(°F) - 130)}{18000} \quad (39)$$

El denominador era originalmente 16000, pero se ha encontrado que los valores calculados resultaban muy elevados y que incrementando el denominador es posible obtener una mejor representación para las condiciones de diseño. El RDS del líquido se toma como el valor a la salida del evaporador, $w_{DS,0}$. En unidades métricas, $kg / (h * m^2 * K)$, esto conduce a:

$$Evaporación = 0.00089 * (100 - w_{DS,0}) * (t_{St} - 54) \quad (40)$$

Para poder convertir ésta expresión a una ecuación de coeficientes de transferencia de calor, es necesario multiplicarla por el calor específico de evaporación. En el rango de presiones de interés, y teniendo en cuenta el carácter aproximado de ésta relación, un valor promedio de $2300 kJ/kg$ se puede tomar, con lo cual la Ecuación 40 se convierte en:

$$k = 0.000567 * (100 - w_{DS,0}) * (t_{St} - 54) \quad (41)$$

Donde k se expresa en $kW / (m^2 * K)$ y t_{St} es la temperatura del vapor en la calandria, no en el espacio de vapor, en $°C$.

La mayoría de intentos de desarrollar correlaciones para los coeficientes de transferencia de calor presentados en la literatura acaban en algún tipo de ecuación que incorpora los DS del líquido y la temperatura. En algunos casos la diferencia de temperatura se incluye para tomar

en consideración el hecho de que una mayor transferencia de calor ocurre cuando el líquido hierve más vigorosamente.

Probablemente resulta inadecuado incluirla como una variable independiente, dado que el coeficiente de transferencia de calor le incluye en su denominador, y algún grado de correlación matemática existirá incluso en caso de ausencia de una relación causa – efecto. Es muy improbable que el valor de k se correlacione linealmente con los DS y la temperatura. Por lo tanto, se puede postular que la correlación para los coeficientes de transferencia de calor puede tener la siguiente forma:

$$k = c * (100 - w_{DS})^b * t_v^c \quad (42)$$

Guo et al. (1983) obtuvieron una ecuación que tiene ésta misma forma con base en estudios de laboratorio, la cual es similar a la anterior, ignorando los efectos hidrostáticos y el nivel óptimo del jugo en los tubos, y que está basada en la temperatura del líquido en ebullición:

$$k = 0.16 * (100 - w_{DS})^{0.4} * t_v^{0.25} \quad (43)$$

Los valores presentados en la Tabla 3 se recomiendan para propósitos de diseño con base en cifras de desempeño factibles que han sido establecidas en la práctica durante muchos años en Suráfrica (Love et al. 1999) con efectos cuádruples y quintuples. Éstas cifras están basadas en mediciones obtenidas usando los cálculos de área y temperatura de ebullición tal como se sugirió en la sección “Definición del coeficiente de transferencia de calor”.

Tabla 3: Coeficientes de transferencia de calor para diseño en kW/(m².K).

Evaporador	Área instalada en m ² por 100 t/h en Suráfrica	Evaporación con base en capacidad instalada	Cifras para diseño (Hugot 186:578)	Valores calculados con datos operacionales (Birkett 1978)
Quíntuple	4430	21	21	29
Cuádruple	3330	28	27	39
Triple	-	40	38	54

El efecto del nivel de líquido puede ser también muy significativo, introduciendo una complicación adicional a las mediciones efectuadas en plantas industriales. Guo et al. (1983) encontraron un máximo bastante pronunciado con niveles entre 0.3 y 0.4 m por encima del fondo de la calandria.

Pérdidas de calor

No se ha informado sobre ninguna medición exhaustiva de pérdidas de calor que haya sido efectuada en la práctica. Éstas pérdidas son lógicamente dependientes del grado de aislamiento de los cuerpos evaporadores y de las tuberías. Fives Cail sugiere una pérdida de 1.5 % del calor transferido en 1 calandria de cada efecto (Journet 2005), lo cual parece ser una suposición razonable.

Las pérdidas de calor son mayores en los primeros efectos, dado que estas son dependientes de la diferencia de temperatura entre el cuerpo evaporador y la temperatura ambiente. Las pérdidas de calor en el primer efecto son las más significativas, pues la pérdida de evaporación resultante afecta a todos los efectos siguientes. Es importante garantizar que los primeros efectos cuenten con un buen aislamiento térmico. Por el contrario, existe poca necesidad de aislar la línea de vapor a la salida del último efecto.

Flujo de gases incondensables

En todo evaporador siempre se encontrará una pequeña cantidad de gases incondensables presente en el vapor y en las extracciones. A medida que el vapor es condensado, la proporción de los gases incondensables se incrementa, y de no ser evacuados llegarán eventualmente a cubrir toda la superficie de intercambio y detendrán la transferencia de calor.

En el vapor de escape normalmente existe una cantidad relativamente pequeña de gases incondensables, esencialmente aire. Por otro lado, durante la ebullición algunos volátiles del

jugo son evaporados, parte de los cuales no se condensarán, lo que lleva a que el contenido de incondensables sea ligeramente mayor en los vapores vegetales provenientes de los cuerpos de los evaporadores. Adicionalmente, en los efectos que operan al vacío existe la posibilidad de que grandes cantidades de aire sean introducidas a través de fugas en los cuerpos o en las tuberías. Honig reportó que la cantidad de gases incondensables varía desde los 10 mg/kg de agua evaporada en el primer efecto hasta 100 – 200 mg/kg de agua evaporada en los efectos finales.

Honig recomienda no permitir que el contenido de incondensables en el vapor llegue a sobrepasar 2g/100g para garantizar que la transferencia de calor no se vea afectada adversamente. Esto implicaría que la cantidad de vapor a remover debe ser por lo menos 50 veces la cantidad de gases incondensables. Es decir, la cantidad de gases incondensables a purgar deberá ser 50 veces 100 a 200 mg/kg, que significa 5 – 10 g/kg ó 0.5 – 1.0 %. Es por lo tanto razonable utilizar un valor objetivo para el desfogue (venteo) de incondensables de 1 % del flujo de vapor que entra a la calandria.

Los incondensables se pueden purgar en el siguiente efecto, sin embargo, algunos autores recomiendan purgar a la atmósfera todas las calandrias que operan por encima de la presión atmosférica, mientras que todos los demás incondensables se pueden desfogar al espacio de vapor del último cuerpo, previniendo la acumulación de incondensables en las calandrias consecutivas. Existe poca diferencia en términos de consumo de vapor.

En caso de purgar todos los incondensables al último efecto, estos deberán ser conducidos por separado usando tuberías independientes, de manera que la regulación del desfogue de un cuerpo no afecte presión de descarga de los demás desfogues, lo cual afectaría los correspondientes flujos. El bloqueo del flujo ocurre en todas las líneas incondensables que desfogan al último efecto, lo cual debe considerarse para dimensionar cuidadosamente las

tuberías. Respecto a esto, resulta más fácil desfogar los incondensables sucesivamente a efectos consecutivos, teniendo líneas de incondensables más cortas y el flujo estancado únicamente en el desfogue de la última calandria.

Cálculos para evaporadores de múltiples efectos – método abreviado

Los cálculos para la evaporación múltiefecto se pueden simplificar significativamente mediante el uso de algunos supuestos, con lo cual se pueden obtener respuestas que son sorprendentemente precisas para sistemas de evaporación concurrentes. Las suposiciones requeridas son:

- El calor específico de evaporación no cambia con la presión.
- Todas las entalpías de los líquidos son constantes, independientemente de la temperatura y la concentración de sólidos disueltos.
- No existen pérdidas de calor.

En la sección “Ecuaciones individuales para cuerpos evaporadores”, se mostró como estas suposiciones conducen a obtener la Ecuación 35, la cual sugiere que 1 kg de vapor condensado en un evaporador evaporará 1 kg de agua. La desventaja de éste método radica en que no toma en consideración las tasas de transferencia de calor y las áreas, para lo cual se hace necesario utilizar un procedimiento de cálculo más riguroso. El punto de partida es el cálculo de la evaporación total, iniciando en un balance global de sólidos sobre un tren evaporador de N efectos.

$$\dot{m}_{L,0} * W_{DS,0} = \dot{m}_{L,N} * W_{DS,N} \quad (44)$$

La cantidad total de agua evaporada m_E puede calcularse de la Ecuación 44 como:

$$\dot{m}_E = \dot{m}_{L,0} - \dot{m}_{L,N} * \left(1 - \frac{W_{DS,0}}{W_{DS,N}}\right) \quad (45)$$

En ausencia de extracciones de vapor, la cantidad de agua evaporada en cada efecto se puede obtener a partir de $\dot{m}_{E/N}$, donde N es el número de efectos. Esto equivale a la cantidad de vapor de escape que se consume en la calandria del primer efecto, y también equivale a la cantidad de vapor condensado en el condensador barométrico luego del último efecto. El flujo de jugo que sale de cada efecto se puede calcular fácilmente sustrayendo la cantidad de evaporación en ese efecto del flujo de jugo que entra. Los cálculos son ligeramente más complicados cuando se tienen extracciones de vapor.

Cálculos para evaporadores de múltiples efectos – método riguroso

Derivación de ecuaciones

El sistema de ecuaciones a resolver se obtiene de una serie de balances de masa y energía para el tren de evaporación globalmente y para cada cuerpo individualmente, como se representa en la Figura 38, con base en una operación en estado estacionario. Inicialmente la evaporación por descompresión ‘flash’ de condensados en cuerpos subsiguientes se desprecia. La extracción de vapor desde el cuerpo i-énimo se representa como $\dot{m}_{VB,i}$.

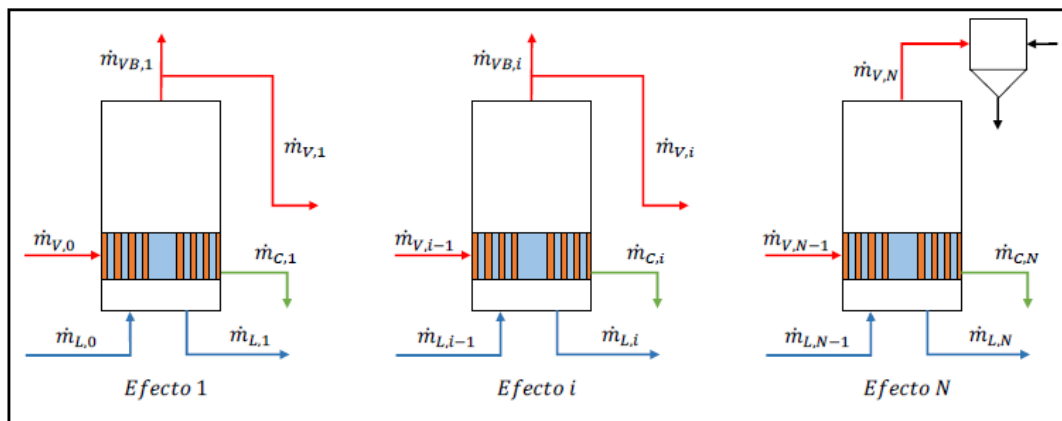


Figura 38: Diagrama esquemático para cálculos de evaporadores.

Balances globales

Masa:

$$\dot{m}_{V,0} + \dot{m}_{L,0} = \dot{m}_{V,N} + \dot{m}_{L,N} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i} \quad (46)$$

Sólidos:

El balance de sólidos lo brinda la Ecuación 40.

Entalpía:

$$\dot{m}_{V,0} * h_{V,0} + \dot{m}_{L,0} * h_{L,0} = \dot{m}_{V,N} * h_{V,N} + \dot{m}_{L,N} * h_{L,N} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i} * h_{C,i} + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_{LOSS,i} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i} * h_{V,i} \quad (47)$$

Donde $Q_{loss,i}$ es la pérdida de calor en i-ésimo cuerpo en kW.

Balances individuales de cuerpos evaporadores

Balance de masa:

$$\dot{m}_{V,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} + \dot{m}_{L,i} + \dot{m}_{C,i} \quad (48)$$

$$\dot{m}_{V,i-1} = \dot{m}_{C,i} \quad (49)$$

$$\dot{m}_{L,i} = \dot{m}_{L,i-1} - \dot{m}_{V,i} - \dot{m}_{VB,i} \quad (50)$$

Balance de sólidos:

$$\dot{m}_{L,i-1} * w_{DS,i-1} = \dot{m}_{L,i} * w_{DS,i} \quad (51)$$

Balance de entalpía:

$$\dot{m}_{V,i-1} * h_{V,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} * h_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} * h_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} * h_{V,i} + \dot{m}_{L,i} * h_{L,i} + \dot{m}_{C,i} * h_{C,i} + \dot{Q}_{LOSS,i} \quad (52)$$

O utilizando la Ecuación 49:

$$\dot{m}_{V,i-1} * (h_{V,i-1} - h_{L,i}) + \dot{m}_{L,i-1} * h_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} * h_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} * h_{V,i} + \dot{m}_{L,i} * h_{L,i} + \dot{Q}_{LOSS,i} \quad (53)$$

Donde $Q_{loss,i}$ es la pérdida de calor en el efecto i . Se puede asumir que ésta requiere cierta condensación de vapor, pero en realidad el calor transferido Q se reduce en la Ecuación 36 de transferencia de calor. El calor transferido que se obtiene a partir del vapor que se condensa en la calandria es:

$$Q = \dot{m}_{V,i-1} * (h_{V,i-1} - h_{L,i}) \quad (54)$$

Con ésta aproximación se supone que no ocurre subenfriamiento del condensado, lo cual no tiene ningún efecto significativo sobre el cálculo, aunque de ser necesario podría ser introducido reduciendo $h_{C,i}$ en la Ecuación 54.

El cálculo del flujo de vapor que sale de cada evaporador, combinando la Ecuación 50 con la Ecuación 53, conduce a:

$$\dot{m}_{V,i} = \frac{\dot{m}_{V,i-1} * \Delta h_{LV,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} * (h_{L,i-1} - h_{L,i}) - \dot{m}_{VB,i} * (h_{V,i} - h_{L,i}) - \dot{Q}_{LOSS,i}}{h_{V,i} - h_{L,i}} \quad (55)$$

Donde $\Delta h_{V,L}$ es el calor específico de evaporación. El vapor generado por ebullición en cada cuerpo es:

$$\dot{m}_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} = \frac{\dot{m}_{V,i-1} * \Delta h_{LV,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} * (h_{L,i-1} - h_{L,i}) - \dot{Q}_{LOSS,i}}{h_{V,i} - h_{L,i}} \quad (56)$$

Cálculo de la cantidad de evaporación flash del condensado

El cálculo de la cantidad de condensado que sufre evaporación por descompresión instantánea 'flash' \dot{m}_{FV} se basa en balances de masa y entalpía (ver Figura 39):

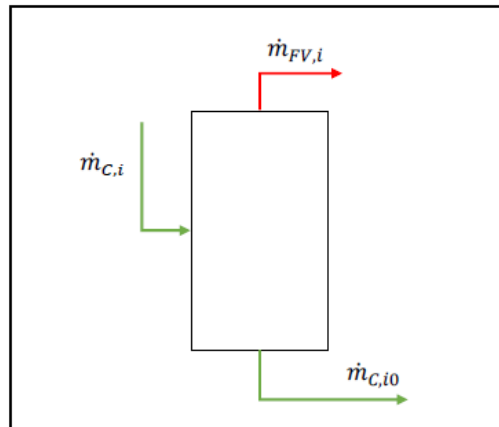


Figura 39: Esquema de la evaporación instantánea por descompresión “flash” de condensado.

Balance de masa:

$$\dot{m}_{C,io} = \dot{m}_{C,i} - \dot{m}_{FV,i} \quad (57)$$

Balance de entalpía:

$$\dot{m}_{C,io} * h_{C,i} = \dot{m}_{C,i} * h_{C,io} - \dot{m}_{FV,i} * h_{V,i} \quad (58)$$

Combinando estas dos ecuaciones se obtiene:

$$\dot{m}_{FV,i} = \dot{m}_{C,i} * \frac{h_{C,i} - h_{C,io}}{h_{V,i}} \quad (59)$$

Cálculos aplicando el método riguroso

Las ecuaciones 51 a 60 son suficientes para efectuar los cálculos rigurosos. Generalmente la solución de las ecuaciones se busca por ensayo y error, lo cual en la actualidad se puede realizar convenientemente mediante cálculos iterativos usando programas matemáticos u hojas de cálculo. Normalmente la convergencia es rápida. También se puede recurrir a una simultánea de ecuaciones, pero aún en éste caso se requiere de cierto procedimiento iterativo para el ajuste de algunos de los coeficientes (Hoekstra 1981). Las ecuaciones para entalpía del vapor y del líquido, y las relaciones temperatura – presión para vapor saturado, son

presentadas por ejemplo en Bubnik et al. (1995). La relación para elevación del punto de ebullición en función del Brix (Ecuación 26) es igualmente apropiada.

Las hipótesis o consideraciones iniciales varían dependiendo de si se está diseñando una instalación nueva o una expansión, o si los cálculos se realizan para evaluar la eficiencia de transferencia de calor en un tren de evaporadores existentes.

Efecto de la temperatura de jugo clarificado

El jugo que sale de los clarificadores llega con una temperatura que ésta unos pocos grados por debajo de 100 °C. la temperatura de ebullición en el primer efecto está alrededor de 15 °C por encima de éste valor, y por lo tanto se puede justificar el precalentamiento del jugo antes de su alimentación a los evaporadores.

En ausencia de calentadores de jugo clarificado, el jugo tiene que ser calentado en los tubos del evaporador, utilizando vapor de escape. El calentamiento de jugo clarificado utilizando vapor 1 en lugar de vapor de escape puede resultar en cierto ahorro de vapor, pero no logrará elevar la temperatura del jugo hasta el punto de ebullición en el primer efecto. El empleo de vapor de escape para el calentamiento de jugo clarificado permite elevar la temperatura por encima del punto de ebullición, lo cual trae como ventaja mayores velocidades en los tubos del evaporador, y en consecuencia es posible lograr mayores proporciones de transferencia de calor.

CAPÍTULO III. DESCRIPCIÓN DE LA EXPERIENCIA

La experiencia profesional en el ingenio azucarero inició en las prácticas profesionales que se tuvo al culminar la carrera técnica en el año 2011 por 6 meses, posteriormente en mayo - 2013 se apertura la oportunidad de pertenecer al programa de entrenamiento para supervisores de área, Se recibió capacitación de todo el proceso de elaboración de azúcar. A partir del 2015 se empezó a realizar propuestas de mejora y en el 2017 a participar activamente en los proyectos del área de clarificación y evaporación como:

Reordenamiento de Evaporadores, Instalación y puesta en marcha de un filtro de banda para jarabe y otro de cachaza, Instalación del pre - evaporador de 3500m², implementación de un sistema de calentamiento líquido – líquido, automatización del área, implementación de un sistema de calentamiento de jugo claro, entre otros.

En marzo - 2019, al culminar la carrera de Ingeniería Industrial, la empresa brindo la oportunidad de asumir el cargo de Ingeniero de Procesos con encargatura del dpto. de Clarificación y evaporación. En ese año mejoró los indicadores del proceso, se redujo el % del producto final no conforme, redujo los costos de producción y aumento la eficiencia de la fábrica. En el año 2020 la empresa rompió el record de producción y el rendimiento global de azúcar/TnCaña.

Actualmente se está trabajando en proyectos de mejora en la etapa de clarificación de jugo y evaporación que permita aumentar la calidad de jugo clarificado y jarabe, también se está evaluando diferentes tipos de insumos químicos que permitan tener un menor costo de producción y mejorar la calidad de los materiales semielaborados.

El objetivo general del proyecto es “Determinar el impacto de la implementación de un sistema calentamiento en el proceso de evaporación de un ingenio azucarero. Trujillo, 2020”

Cuyos objetivos específicos son:

- Diagnosticar la situación inicial del sistema de evaporación sin un sistema de calentamiento.
- Esquematizar un sistema de calentamiento antes del proceso de evaporación de jugo.
- Implementar un sistema de calentamiento previo al proceso de evaporación.
- Evaluar el impacto de implementar un sistema de calentamiento previo al sistema de evaporación.

Problema

¿En qué medida impacta la implementación de un sistema de calentamiento en el proceso de evaporación de un ingenio azucarero Trujillo, 2020?

Hipótesis

La implementación de un sistema de calentamiento impacta en el proceso de evaporación de un ingenio azucarero, Trujillo, 2020.

Debido al aumento en la demanda de azúcar tanto en el mercado nacional e internacional, la empresa Agroindustrial Cartavio para aumentar la eficiencia energética y la capacidad del área de evaporadores, así como mejorar la calidad de los materiales en el proceso de evaporación, adquirió dos calentadores para jugo clarificado de 300m² cada uno, los cuales tendrán como función principal incrementar la temperatura de jugo claro desde 95°C hasta 115°C aproximadamente utilizando vapor de escape (20PSI) de las turbinas de molinos y

del turbogenerador. Este incremento previo al ingreso del sistema de evaporación permitirá reducir los tiempos de residencia y el consumo de vapor.

Además, también traerá como beneficio el aumento en las velocidades del jugo en los tubos de la calandria, de esta forma reducirá el nivel de incrustación (sales cálcicas y magnésicas adheridas a los tubos de la calandria) y mejorará la tasa de evaporación la cual permitirá tener un mejor brix del jarabe a la salida de los evaporadores.

CAPÍTULO IV. RESULTADOS

Diagnosticar la situación inicial del sistema de evaporación sin un sistema de calentamiento.

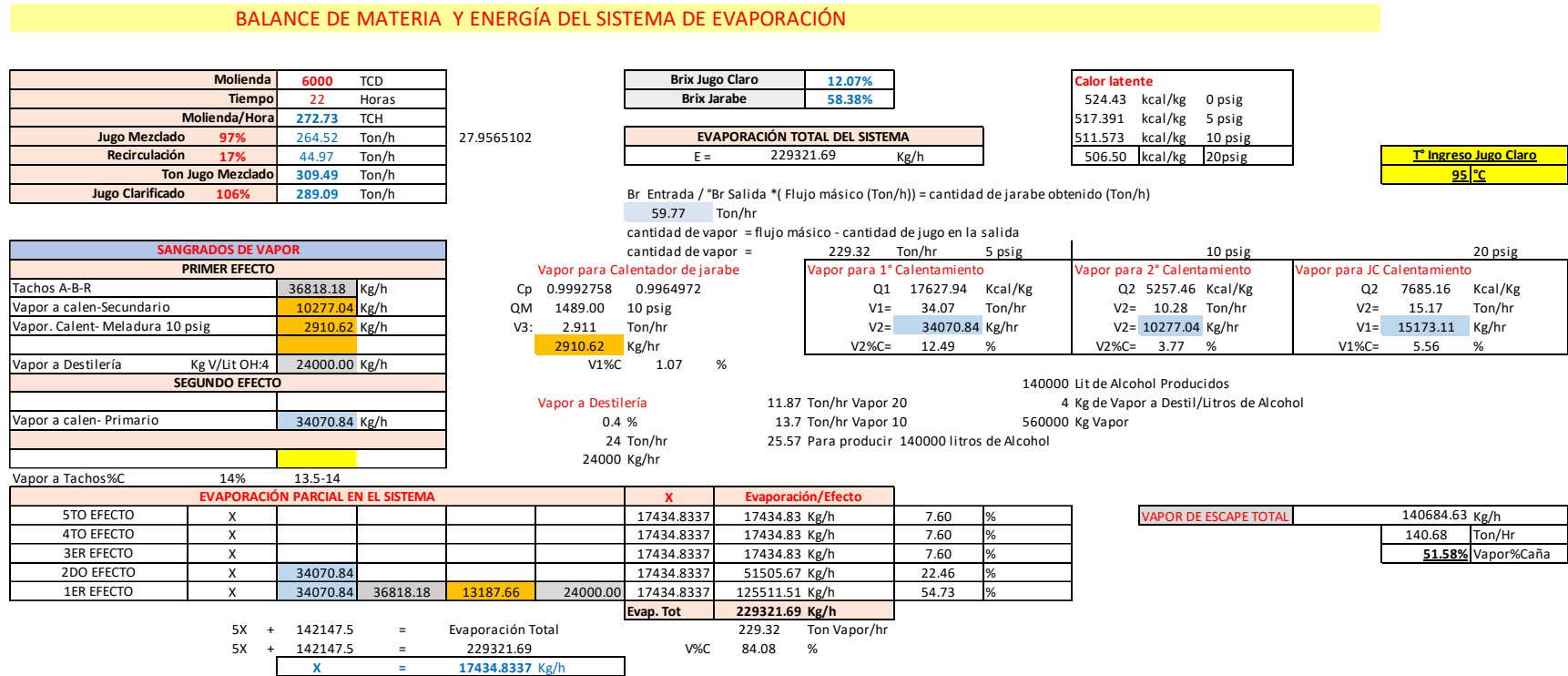


Figura 40: Balance de energía usando el método riguroso para determinar el consumo de vapor sin contar con sistema de calentamiento para el proceso de evaporación – base 6000 TNcaña/día – ingenio Cartavio.

Efecto	BRIX		BRIX MEDIO	EPE	VAPOR	JUGO	Ratios Evaporación	Sup. Calent Teórica	Sup. Calent Requerido
	in	out							
Unidad	°Bx	°Bx	°Bx	°C	°C	°C	Kg/h.m2	m2	m2
VAPOR ESCAPE					127.24				
1ER EFECTO	12.07%	21.33%	17%	0.01	119.84	119.85	30.00		4184
2DO EFECTO	21.33%	31.13%	26%	0.01	111.14	111.15	26.00		1981
3ER EFECTO	31.13%	36.87%	34%	0.01	100.31	100.33	22.00		792
4TO EFECTO	36.87%	45.20%	41%	0.01	85.26	85.28	22.00		792
5TO EFECTO	45.20%	58.38%	52%	0.02	56.20	56.22	22.00		792

Figura 41: Datos del proceso de evaporación de quintuple efecto.

CAIDA DE PRESION EN EL SISTEMA DE EVAPORACIÓN - QUINTUPLE EFECTO								Calor Latente		
Efecto		Presión in - out	Caida Presión	Presión		Presión Absoluta	Temp	Entalpía		Calor Latente
Unidad	P.Entrada	Kg/cm2	Kg/cm2	Kg/cm2	in Hg	Kg/cm2	C°	Vapor Kcal/kg	Líquido Kcal/kg	Kcal/kg
V.Escape	20 psig	1.5		1.5		2.533	127.24	648.6	142.15	506.50
1°Efecto	10 psig		0.520	0.980		2.013	119.84	646.2	134.58	511.57
2°Efecto	5.0 psig		0.496	0.484		1.517	111.14	643.1	125.71	517.39
3°Efecto	00.0" Hg		0.473	0.011		1.044	100.31	639.2	114.73	524.43
4°Efecto	10.0" Hg		0.449	-0.438	12.7	0.595	85.26	633.4	99.53	533.90
5°Efecto	25.0" Hg	-0.8633	0.425	-0.863	25.0	0.170	56.20	621.7	70.36	551.35

Figura 42: Datos del proceso de evaporación de quintuple efecto.

Determinando el consumo de vapor sin tener el calentamiento de jugo clarificado este representa el 51.58% $T_{nVapor}/T_{nCaña}$.

Se parte como base que la temperatura de ingreso de jugo a los evaporadores esta en 95°C y el punto de ebullición es de 119.85°C a 10PSI.

Tabla 4: Variables de proceso sin contar con sistema de calentamiento para el proceso de Evaporación – Durante veintisiete días.

DATO	MOLIENDA	JUGO CLARO A PRE-EVAPORADORES		COLOR			PH		CAIDA PH	CONSUMO DE VAPOR %CAÑA	FLUJO PROMEDIO DE JUGO (M3/HR)	EFICIENCIA DE EVAPORACIÓN	
	TCD	TEMPERATURA (°C)	PRESIÓN (PSI)	JUGO	JARABE	AUMENTO DE COLOR	JUGO	JARABE				1ER EFECTO	GLOBAL
1	6,134.47	91.00	4.49	11,388.56	13,330.76	17.00%	7.20	6.21	0.99	59.63%	235.40	43.12%	73.10%
2	6,200.26	90.20	5.48	13,073.68	14,956.23	14.00%	6.83	6.08	0.76	61.01%	240.20	46.67%	72.74%
3	5,955.49	91.70	5.77	13,407.11	15,395.52	15.00%	6.72	6.03	0.70	63.19%	240.60	40.38%	73.57%
4	6,308.31	90.70	5.54	12,920.84	15,558.13	20.00%	6.81	6.54	0.27	59.48%	249.10	37.60%	74.17%
5	5,842.49	84.10	5.17	12,737.45	14,043.11	10.00%	6.80	6.07	0.73	61.72%	224.70	42.59%	74.19%
6	6,164.65	84.00	7.19	11,448.77	13,125.38	15.00%	6.78	6.04	0.74	59.13%	242.00	42.42%	73.12%
7	5,718.25	89.30	5.00	11,879.79	12,640.20	6.00%	6.79	6.23	0.56	63.04%	233.40		73.52%
8	5,895.05	90.90	5.30	13,624.23	13,790.54	1.00%	6.75	5.90	0.85	61.61%	231.90	30.24%	73.08%
9	5,644.74	86.40	5.59	12,278.30	13,582.12	11.00%	6.92	6.01	0.91	63.44%	223.40		73.21%
10	5,774.89	92.90	5.09	11,664.60	13,439.51	15.00%	6.80	6.12	0.68	59.25%	225.60	40.22%	72.18%
11	5,493.65	90.60	5.20	12,096.30	13,273.59	10.00%	6.80	6.13	0.67	65.61%	223.00		73.25%
12	5,415.25	94.30	5.10	12,044.66	13,590.92	13.00%	6.74	6.02	0.72	57.49%	228.90		71.70%
13	6,562.75	94.20	5.61	12,480.99	14,822.33	19.00%	6.80	6.12	0.68	59.00%	271.50		74.42%
14	6,395.00	93.20	5.28	13,376.81	15,763.49	18.00%	6.82	6.18	0.65	59.64%	261.10		75.42%
15	5,758.28	89.00	4.88	12,513.46	15,032.78	20.00%	6.84	6.35	0.49	61.58%	229.00		75.40%
16	5,567.00	89.00	4.60	13,247.88	14,652.01	11.00%	6.81	6.16	0.66	61.18%	228.40		74.27%
17	4,727.63	90.70	5.56	12,642.26	15,096.38	19.00%	6.91	6.35	0.56	69.02%	234.40		73.89%
18	4,456.33	82.70	5.40	14,044.63	16,958.57	21.00%	6.90	6.19	0.70	53.72%			73.53%
19	4,726.34	87.10	6.00	11,789.00	15,780.15	34.00%	6.84	6.03	0.81	62.63%	198.70		75.64%
20	5,467.32	95.60	11.50	11,976.20	15,545.69	30.00%	6.84	6.07	0.77	55.66%	218.00	47.59%	74.78%

21	5,992.37	95.30	5.55	11,423.59	14,025.48	23.00%	6.77	6.06	0.71	52.00%	247.30	38.40%	73.16%
22	5,634.75	89.70	4.91	13,865.54	15,162.07	9.00%	6.81	6.17	0.64	54.08%	227.80	46.18%	71.73%
23	5,512.11	89.40	5.05	13,104.84	16,195.50	24.00%	6.80	6.10	0.70	60.16%	231.20		73.45%
24	5,914.81	90.70	5.18	14,134.95	16,628.05	18.00%	6.75	6.08	0.66	61.78%	242.30		74.24%
25	5,697.32	89.80	5.52	13,472.19	16,020.94	19.00%	6.77	6.08	0.70	62.47%	237.30		72.39%
26	6,247.71	85.80	5.46	12,613.68	16,065.07	27.00%	6.72	6.08	0.64	59.30%	255.20		72.22%
27	6,032.75	92.30	7.74	11,695.42	14,341.43	23.00%	6.75	6.18	0.57	60.12%	241.50		74.59%
PROMEDIO	5,749.63	90.02	5.67	12,627.62	14,770.96	17.11%	6.82	6.13	0.69	60.26%	235.46	41.40%	73.59%
DESV. ESTANDAR	501.52	3.35	1.35	837.45	1,174.52	0.07	0.09	0.13	0.13	0.04	14.49	0.05	0.01

Comportamiento de variables sin calentamiento de jugo claro:

El aumento de color de jarabe con respecto al jugo claro es de 17.1%

La caída de pH promedio es de 0.6pts

El consumo de vapor con respecto a la caña molida es de 60.26%

EL flujo de jugo es de 235.46m³/h.

La tasa o eficiencia de evaporación es en el primer efecto 41.4% y global 73.59%

Esquematizar un sistema de calentamiento antes del proceso de evaporación de jugo.

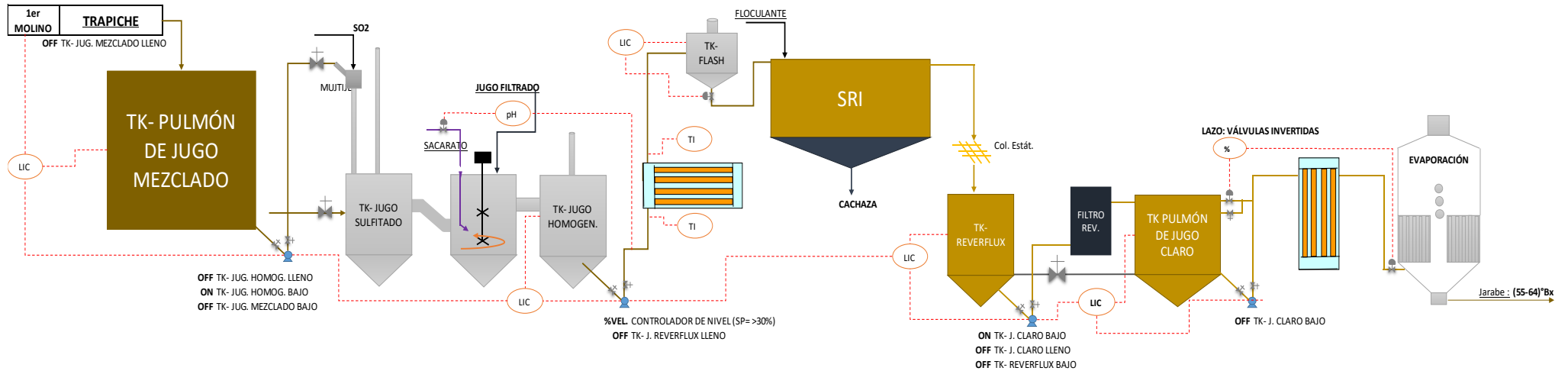


Figura 43: Esquema del sistema de calentamiento para el proceso de evaporación.

Implementar un sistema de calentamiento previo al proceso de evaporación.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

Molienda	6000	TCD
Tiempo	22	Horas
Molienda/Hora	272.73	TCH
Jugo Mezclado	97%	264.52 Ton/h
Recirculación	17%	44.97 Ton/h
Ton Jugo Mezclado	309.49	Ton/h
Jugo Clarificado	106%	289.09 Ton/h

27.9565102

Brix Jugo Claro	12.07%
Brix Jarabe	58.38%

Calor latente		
524.43	kcal/kg	0 psig
517.391	kcal/kg	5 psig
511.573	kcal/kg	10 psig
506.50	kcal/kg	20psig

T° Ingreso Jugo Claro
112 °C

EVAPORACIÓN TOTAL DEL SISTEMA	
E =	229321.69 Kg/h

Br Entrada / *Br Salida *(Flujo másico (Ton/h)) = cantidad de jarabe obtenido (Ton/h)

59.77 Ton/hr

cantidad de vapor = flujo másico - cantidad de jugo en la salida

cantidad de vapor =

Vapor para Calentador de jarabe

Cp 0.9992758 0.9964972

QM 1489.00 10 psig

V3: 2.911 Ton/hr

2910.62 Kg/hr

V1%C 1.07 %

Vapor a Destilería

0.4 %

24 Ton/hr

24000 Kg/hr

11.87 Ton/hr Vapor 20

13.7 Ton/hr Vapor 10

25.57 Para producir 140000 litros de Alcohol

140000 Lit de Alcohol Producidos

4 Kg de Vapor a Destil/Litros de Alcohol

560000 Kg Vapor

	229.32	5 psig	10 psig	20 psig
Vapor para 1° Calentamiento	Vapor para 2° Calentamiento	Vapor para JC Calentamiento		
Q1 17627.94 Kcal/Kg	Q2 5257.46 Kcal/Kg	Q2 2427.71 Kcal/Kg		
V1= 34.07 Ton/hr	V2= 10.28 Ton/hr	V2= 4.79 Ton/hr		
V2= 34070.84 Kg/hr	V2= 10277.04 Kg/hr	V1= 4793.12 Kg/hr		
V2%C= 12.49 %	V2%C= 3.77 %	V1%C= 1.76 %		

SANGRADOS DE VAPOR	
PRIMER EFECTO	
Tachos A-B-R	36818.18 Kg/h
Vapor a calen-Secundario	10277.04 Kg/h
Vapor. Calent- Meladura 10 psig	2910.62 Kg/h
Vapor a Destilería Kg V/Lit OH:4	24000.00 Kg/h
SEGUNDO EFECTO	
Vapor a calen- Primario	34070.84 Kg/h

Vapor a Tachos%C 14% 13.5-14

EVAPORACIÓN PARCIAL EN EL SISTEMA				X	Evaporación/Efecto		
5TO EFECTO	X			17434.8337	17434.83 Kg/h	7.60	%
4TO EFECTO	X			17434.8337	17434.83 Kg/h	7.60	%
3ER EFECTO	X			17434.8337	17434.83 Kg/h	7.60	%
2DO EFECTO	X	34070.84		17434.8337	51505.67 Kg/h	22.46	%
1ER EFECTO	X	34070.84	36818.18	13187.66	125511.51 Kg/h	54.73	%
				Evap. Tot	229321.69 Kg/h		

VAPOR DE ESCAPE TOTAL	130304.63 Kg/h
	130.30 Ton/Hr
	47.78% Vapor%Caña

5X + 142147.5 = Evaporación Total 229.32 Ton Vapor/hr

5X + 142147.5 = 229321.69 V%C 84.08 %

X = 17434.8337 Kg/h

Figura 44: Balance de energía usando el método riguroso para determinar el consumo de vapor con sistema de calentamiento de jugo clarificado

– base 6000 TNcaña/día – Ingenio Cartavio.

Al determinar el consumo de vapor con el sistema de calentamiento de jugo clarificado este representa el 47.78% TnVapor/TnCaña.

Se determina mediante el incremento de la temperatura de ingreso de jugo clarificado a los evaporadores a 112°C y el punto de ebullición es de 119.85°C a 10PSI.

Tabla 5: Variables de proceso con sistema de calentamiento para el proceso de Evaporación – Durante treinta y cuatro días.

FECHA	MOLIENDA	JUGO CLARO A PRE-EVAPORADORES		COLOR			PH		CAIDA PH	CONSUMO DE VAPOR %CAÑA	FLUJO PROMEDIO DE JUGO (M3/HR)	EFICIENCIA DE EVAPORACIÓN	
	TCD	TEMPERATURA (°C)	PRESIÓN (PSI)	JUGO	JARABE	AUMENTO DE COLOR	JUGO	JARABE				1ER EFECTO	GLOBAL
1	5,746.11	117.00	14.60	11,572.45	14,031.16	21.00%	6.87	6.35	0.52	62.20%	235.30	47.25%	74.84%
2	5,491.30	114.00	12.10	12,073.08	13,652.00	13.00%	6.83	6.21	0.62	60.20%	211.90	49.11%	70.83%
3	5,428.43	115.00	10.80	10,875.94	12,640.00	16.00%	6.78	6.43	0.35	55.80%	217.00	40.27%	70.76%
4	1,866.64	119.00	14.70	13,800.57	14,264.00	3.00%	6.98	6.32	0.66	53.50%	263.12		74.09%
5	4,629.35	119.00	14.50	13,103.35	14,621.00	12.00%	6.81	6.01	0.80	49.20%	274.10	30.90%	74.17%
6	6,079.95	106.50	18.84	12,765.08	15,101.06	18.00%	6.80	6.10	0.70	60.13%	245.70	41.35%	72.85%
7	6,114.32	100.34	9.80	12,755.79	13,852.00	9.00%	6.85	6.38	0.47	58.93%	252.00	40.80%	75.27%
8	5,302.00	97.41	16.00	12,632.65	13,452.00	6.00%	6.86	6.18	0.68	63.77%	221.60	41.80%	73.06%
9	6,322.55	105.95	16.23	12,939.82	13,900.00	7.00%	6.87	6.25	0.62	55.77%	253.10	40.90%	72.59%
10	5,613.70	108.88	13.96	14,487.42	14,672.00	1.00%	6.81	6.27	0.54	55.30%	236.80	41.50%	75.10%
11	5,741.81	113.90	15.14	13,178.75	14,243.00	8.00%	6.88	6.40	0.49	63.66%	234.10	47.10%	72.65%
12	5,336.13	114.50	13.63	14,599.59	16,963.25	16.00%	6.78	6.16	0.62	56.00%		39.84%	74.03%
13	5,967.26	113.91	17.50	12,544.94	14,214.24	13.00%	6.74	6.17	0.58	61.45%	248.20	42.16%	73.64%
14	5,021.04	114.81	20.63	12,421.69	15,879.03	28.00%	6.73	6.24	0.49	52.50%	268.61	49.12%	72.80%
15	4,423.94	115.00	15.00	12,508.78	15,127.74	21.00%	6.84	6.21	0.63	77.33%	243.60	43.84%	74.52%

16	5,849.24	120.00	20.00	13,392.71	15,829.14	18.00%	6.85	6.24	0.60	63.67%	243.22	44.16%	75.03%
17	5,670.34	122.00	22.00	13,122.17	15,345.00	17.00%	6.80	6.38	0.42	64.86%	242.76	41.26%	73.98%
18	4,555.73	122.00	19.00	13,658.82	15,743.34	15.00%	6.88	6.19	0.69	61.10%	197.71		74.20%
19	2,453.65	114.00	18.00	12,317.84	13,200.00	7.00%	6.78	6.46	0.33	43.20%	260.22	37.98%	76.80%
20	5,395.61	116.00	18.00	12,513.66	14,900.00	19.00%	6.81	6.14	0.67	61.29%	212.88	42.84%	73.88%
21	6,051.42	114.00	19.00	15,017.49	16,770.13	12.00%	6.69	6.18	0.51	55.81%	241.18	41.54%	74.24%
22	6,298.36	112.00	17.00	12,831.30	15,773.35	23.00%	6.77	6.16	0.61	52.00%	260.49	44.84%	75.80%
23	5,922.79	114.00	18.00	13,532.16	16,391.52	21.00%	6.81	6.09	0.71	51.40%	233.96		74.50%
24	5,896.15	117.00	21.00	13,099.19	15,383.11	17.00%	6.80	6.20	0.61	58.39%	245.33	34.58%	76.20%
25	5,648.38	113.00	19.00	12,551.30	16,080.61	28.00%	6.80	6.16	0.64	59.15%	221.07	41.26%	75.20%
26	5,531.55	114.00	20.00	13,062.33	15,389.46	18.00%	6.76	6.26	0.50	50.80%	229.74	45.23%	74.42%
27	6,007.68	114.00	22.00	12,316.57	13,872.00	13.00%	6.86	6.10	0.76	55.20%	241.11	51.23%	74.06%
28	5,910.51	110.00	20.00	12,574.24	15,705.49	25.00%	6.85	6.05	0.80	68.10%	239.69		72.41%
29	5,790.95	112.00	20.00	12,027.36	15,545.70	29.00%	6.82	6.17	0.65	58.45%	232.61		72.69%
30	5,819.73	112.00	17.00	11,590.38	12,877.00	11.00%	6.75	6.20	0.56	58.30%	235.29		74.50%
31	6,127.49	114.00	19.00	10,996.33	12,755.00	16.00%	6.73	6.26	0.47	59.57%	247.73		74.01%
32	6,561.70	113.00	17.00	11,473.73	12,800.00	12.00%	6.76	6.22	0.54	57.00%	256.95	41.56%	74.04%
33	5,269.35	106.00	12.00	12,580.85	12,578.00	0.00%	6.80	6.26	0.54	54.20%	243.23	44.84%	74.72%
34	4,717.19	108.00	11.00	12,829.54	14,200.00	11.00%	6.75	6.25	0.49	55.23%	254.60	46.75%	76.10%
PROMEDIO	5428.30	113.01	16.84	12757.29	14639.75	14.82%	6.81	6.22	0.58	58.04%	240.75	42.74%	74.06%
DESV. ESTANDAR	975.73	5.35	3.30	919.97	1233.10	0.07	0.06	0.10	0.11	0.06	16.95	0.04	0.01

Comportamiento de variables con el sistema de calentamiento de jugo claro:

El aumento de color de jarabe con respecto al jugo claro bajó a 14.9%, lo que nos indica que bajó el tiempo de retención y evitó la destrucción de azúcares que elevan el color final del jarabe crudo.

La caída de pH promedio bajó a 0.58pts, indicador que refleja que la reducción del tiempo de retención en el tren de evaporación.

El consumo de vapor con respecto a la caña molida bajó a 58.04%, lo que nos indica que la fábrica está siendo energéticamente más eficiente.

EL flujo de jugo subió a 240.75m³/h, lo que permitió que el tren de evaporación absorba mayor cantidad de jugo.

La tasa o eficiencia de evaporación es en el primer efecto 42.74 y global 74.06%, lo que claramente indica que en el primer efecto es donde se observa el impacto de crecimiento en la tasa de evaporación.

Evaluar el impacto de implementar un sistema de calentamiento previo al sistema de evaporación.

Tabla 6: Comparativo de proceso de evaporación sin y con un sistema de Calentamiento.

VARIABLE	SIN	CON	VARIACIÓN	LOGRÓ OBTENIDO
	CALENTAMIENTO	CALENTAMIENTO		
Cálculo en Balance de Energía (%Vapor/Caña)	51.58%	47.78%	7.37%	Se determinó que con el sistema de calentamiento, se reduce el consumo de vapor.
% Aumento de color en el tren de Evaporación.	17.1%	14.9%	12.87%	Se redujo el aumento del Color.
Caída de pH (J. Claro – Jarabe)	0.6	0.58	3.33%	Se redujo la caída de pH.
Consumo de Vapor – Dato Fábrica (%Vapor/Caña)	60.26%	58.04%	3.68%	Se comprobó que con el sistema de calentamiento, se redujo el consumo de Vapor
Flujo de jugo (m3/h)	235.46 m3/h	240.75 m3/h	2.61%	Permite que el tren de evaporación absorba mayor cantidad de jugo.
Tasa de evaporación 1er Efecto y Global	41.4% 73.59%	42.74% 74.06	3.14% 0.63%	Mejora la tasa de evaporación. Reflejo en el primer efecto y global.

Evaluación Económica

Tabla 7: Presupuesto de implementar un sistema de calentamiento para el proceso de evaporación.

PRESUPUESTO

Proyecto ADQUISICIÓN E INSTALACIÓN CALENTADORES PARA UN SISTEMA DE CALENTAMIENTO PARA EL PROCESO DE EVAPORACIÓN.

ÍTEM	PARTIDA	CANTIDAD	UNIDAD	P. U. US\$	PARCIAL US\$	SUB TOTAL US\$
1	Equipo de proceso					110,000
	- Calentador de Jugo Clarificado (203.48 m2 y 181.45 m2)	2	UND	35,000	70,000	
	1.1 Equipo Complementario:					
	- Equipos de instrumentación para Calentadores	1	GLB	40,000	40,000	
2	Materiales y Consumibles					53,500
	- Válvulas para Calentadores	6	UND	4,000	24,000	
	- Materiales para Inst. Calentadores	1	GLB	24,500	24,500	
	- Consumibles para Inst. Calentadores	1	GLB	5,000	5,000	
3	Obras civiles					25,000
	- Construcción de cimentación -Calentador de Jugo Clarificado (203.48 m2 y 181.45 m2)	1	SRV	25,000	25,000	
4	Servicios e Instalaciones					101,500
	- Flete de Transporte (Olmos - Cartavio)	1	SRV	30,000	30,000	
	- Srv. Fabricación y montaje Estructura de los Calentadores	1	SRV	21,500	21,500	
	- Srv. Interconexión Calentadores (incluye materiales)	1	SRV	50,000	50,000	
5	Otros Gastos					29,000
	- Imprevistos (10%)		-	29,000	29,000	
	TOTAL US\$					319,000

Tabla 8: Datos generales para determinar cantidad de bagazo ahorrado anualmente.

Datos Generales:

Molienda (TCD)	6,000
Molienda (horas/ día)	22
Días de molienda	27
Meses de producción	11
Vida Útil (años)	10
Depreciación	\$ 31,900
Tipo de Cambio (TC)	3.6
Precio Bagazo	\$ 17

Tabla 9: Cálculo de ahorro de Bagazo, considerando una recuperación de 70% del ahorro de energía.

Cálculo de ahorro de Bagazo - 70% Recuperación

Molienda (Ton/anual)	1782000
Consumo Vapor/Caña Sin calentamiento	60%
Consumo Vapor/Caña Sin calentamiento	58.04%
Ahorro de Vapor (TonVapor)	27,692
Ratio (Vapor/Bagazo)	2.2
Bagazo Ahorrado (Ton/anual)	12,587
Bagazo Ahorrado (\$/anual)	\$ 213,986

Flujo de caja Económico USD – Proyecto de implementación de un sistema de calentamiento para el proceso de evaporación.

Flujo de Caja Económico USD											
\$ 000	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Flujo de caja inicial (I)	-319,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- Inversión en equipo, obras, servicios e instalaciones	-319,000										
- Inversión en capital de trabajo											
- Venta del equipo reemplazado d.i.											
Flujos operativos después de impuestos (II)	-	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196
+ ΔVentas		213,986	213,986	213,986	213,986	213,986	213,986	213,986	213,986	213,986	213,986
- ΔCosto de producción (sin deprec.)											
- Δ Depreciación		-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900	-31,900
ΔUtilidad bruta	-	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086
- ΔGastos de Distribución											
- ΔGastos de Marketing											
- ΔGastos de Administración											
- Δ Otros Gastos											
ΔUtilidad Operativa	-	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086	182,086
- Part. de trabajadores %	10.0%	-	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209	-18,209
- Imp. a la renta %	15.0%	-	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582	-24,582
ΔUtilidad operativa d. i.	-	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296	139,296
+ ΔDepreciación		31,900	31,900	31,900	31,900	31,900	31,900	31,900	31,900	31,900	31,900
Otros											
Externalidades d.i. (canibalización, otros)											
Otros costos de oportunidad d.i.											
Flujo de caja (I) + (II)	-319,000	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196
Flujo de caja terminal											
Flujo de caja total	-319,000	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196	171,196
Payback	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Flujos a valor presente	-319,000	153,023	136,779	122,260	109,282	97,681	87,312	78,044	69,759	62,354	55,735
Flujos a valor presente acumulado	-319,000	-165,977	-29,198	93,062	202,344	300,025	387,337	465,381	535,140	597,495	653,230
Payback años		-	-	2.24	-	-	-	-	-	-	-

Resultados (\$ 000)	
WACC	11.9%
VAN 10 años de operación (A)	653,229.81
Valor Actual del FC terminal (B)	-
VAN Total (A) + (B)	653,229.81
TIR	53%
Payback (meses)	26.87

CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Se determinó el impacto de la implementación de un sistema calentamiento en el proceso de evaporación de un ingenio azucarero con lo cual se obtuvo una reducción de 2.22% VAPOR/CAÑA, una reducción de 12.87% en la elevación de color del jarabe, una reducción del 3.33% en la caída de pH y un aumento de 3.14% en la tasa de evaporación del primer efecto con lo cual se puede concluir que la implementación de este sistema trae beneficios positivos que impactan directamente al sistema de evaporación.
- Se diagnosticó el sistema de evaporación sin un sistema de calentamiento teniendo un consumo de vapor determinado mediante un balance energético de 47.78% Vapor/Caña y en promedio un 60.26% Vapor/Caña obtenido durante 27 días de operación, una tasa de evaporación en el primer efecto de 41.4% en el primer efecto y global de 73.59%, un aumento de color de jarabe de 17.1% respecto al color de jugo claro.
- Se esquematizó el sistema de calentamiento antes del proceso de evaporación de jugo, incluyendo los lazos de control en el sistema de bombeo de jugo, incluyendo 2 válvulas compuerta de 8" de ingreso de jugo, 1 válvula de 12" de ingreso de vapor y una de 4" para la evacuación de condensados.
- Se Implementó el sistema de calentamiento para el proceso de evaporación con lo cual se obtuvo en promedio un 58.04% Vapor/Caña obtenido durante 36 días de operación, una tasa de evaporación en el primer efecto de 42.74% en el primer efecto y global de 74.06%, un aumento de color de jarabe de 14.9% respecto al color de jugo claro.

- Se evaluó el impacto económico del proyecto el cual nos indica que es proyecto viable ya que se obtuvo un VAN y un TIR del proyecto de \$ 653,229.81 y 53% respectivamente, con un PAYBACK del proyecto es de 26.87 meses.

RECOMENDACIONES

Se recomienda evaluar el sistema de inyección de jugo al tren de evaporación, que asegure la inyección desde la pared hacia el tubo de descarga, ya que este permitirá también reducir los tiempos de retención y hacer de este sistema uno más eficiente energéticamente.

Es importante optimizar los consumos de los sangrados de vapor del sistema de evaporación ya que muchas de las pérdidas de energía se dan en los calentadores de jugo mixto, ya sea por cortocuitos en los pasos o un mal sistema de sellado, por lo cual se recomienda una revisión periódica del estado de los pasos de los calentadores y un sellado usando un jebe en forma de T resistente a la temperatura.

Para evitar un excesivo consumo de vapor en el proceso de evaporación es importante asegurar que los sistemas de extracción de incondensables, se encuentren instalados a 90° uno del otro y con extracciones superiores e inferiores, de esta forma no solo aseguraremos el aprovechamiento de toda la superficie de intercambio de calor sino que también evitaremos daños a los tubos de la calandria que puede futuramente causar contaminación a los condensados generados en los evaporadores.

En el sistema de evaporación es de suma importancia mantener una presión de vacío de 25inHg de forma constante, así como un flujo de ingreso de jugo estable ya que estas dos variables son críticas y que permiten evitar tener picos altos en el consumo de vapor que puede traer consigo una caída de presión en calderas.

Aplicación de competencias profesionales

Dentro del desarrollo del proyecto de implementación de un sistema de calentamiento en el proceso de evaporación logré aplicar las siguientes competencias profesionales:

Trabajo en equipo, debido a la coordinación y retroalimentación constante con las áreas de proyectos, maestranza y con el asesor de gerencia.

Aprendizaje Autónomo, debido a que el proyecto necesitaba mayores conocimientos en la rama de ingeniería química, por la aplicación de diseño de equipos y cálculos avanzados en termodinámica.

Comunicación efectiva, para las coordinaciones directas a todo nivel (Superintendente, Jefes de área, personal técnico y operativo).

Liderazgo, por guiar e instruir al personal de operación para la puesta en marcha exitosa del sistema de calentamiento.

REFERENCIAS

Alvarez Tucto, T. T. (2019). Desarrollo de un simulador con microsoft excel para el diseño y evaluación de calentadores de jugo en la industria azucarera.

CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT, SELECTION AND DESIGN Stanley M. Walas.

Section 8 “Heat Transfer and Heat Exchangers”. Butterworth-Heinemann

E. Hugot. (1986). Handbook of Cane Sugar Engineering.

Ing. Saéñz Daniel – Jefe de División de Producción - CASA GRANDE S.A.A. (2017: 20 junio)

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO. Perry & Chilton. Sección 10. “Transferencia de Calor”. Sección 11. “Equipos de Transferencia de Calor”. Mc Graw Hill

Pérez, C. (2014). Análisis de incidencia de incrustaciones que afectan la transferencia de calor en los intercambiadores de tubo y carcaza de manera horizontal, durante el proceso de elaboración de azúcar en el “Ingenio San Carlos”. Tesis de grado, Universidad de Guayaquil, Guayaquil.

PROCESS COMPONENT DESIGN. P. Buthod & all, Capítulo 8 “Heat Exchangers Design”. Universidad de Tulsa .Oklahoma.

Rein, P. 2012. Ingeniería de la Caña de Azúcar. Berlín, Alemania: Elbe Druckerei
Wittenberg.

Salazar de León, J. (2016). Diseño de un intercambiador de calor de carcaza y tubos para
ingenio Tutulá, que proporcione un beneficio económico a través del ahorro de vapor
de escape. Tesis de Grado, Univesidad de San Carlos Guatemala, Guatemala