



**UNIVERSIDAD
DE ANTIOQUIA**

**MONTAJE Y PUESTA A PUNTO DEL
EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE
POR RECOMPRESIÓN TÉRMICA DE VAPOR,
PARA LA PLANTA DE SECADO DE SUERO Y
LECHE EN LA COOPERATIVA COLANTA SEDE
SAN PEDRO.**

Autor

LUIS FERNANDO CASTRILLON MADRIGAL

Universidad de Antioquia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería
Mecánica
Medellín, Colombia
2019





*Sabe más
Sabe a campo*



UNIVERSIDAD DE ANTIOQUIA
1803
FACULTAD DE INGENIERÍA

MONTAJE Y PUESTA A PUNTO DEL EVAPAPODADOR DE PELÍCULA
DESCENDENTE POR RECOMPRESIÓN TÉRMICA DE VAPOR, PARA LA PLANTA
DE SECADO DE SUERO Y LECHE EN LA COOPERATIVA COLANTA SEDE SAN
PEDRO.

LUIS FERNANDO CASTRILLON MADRIGAL

Informe de práctica
como requisito para optar al título de:
Ingeniero mecánico.

Asesores:
ING. ANDRES FELIPE COLORADO GRANDA
ING. OSCAR H. MARTÍNEZ G.

Universidad de Antioquia
Facultad de Ingeniería, Departamento de ingeniería mecánica
Medellín, Colombia
2019.



Figura. 1 Evaporador de película descendente planta lácteos San Pedro COLANTA.



DEDICATORIA

A mi esposa Alexandra Álvarez, por su apoyo incondicional, por ser tan maravillosa y acompañarme en este momento de mi vida.

A mi familia por todo su ayuda y compromiso, por hacer que nunca abandonara mi sueño de ser ingeniero mecánico, en especial a mi hermana Nataly Castrillón por ser una guía desde su gran conocimiento.



CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	14
2	OBJETIVO GENERAL	16
2.1	Objetivos específicos	16
3	MARCO TEÓRICO	17
3.1	Evaporación	18
3.1.1	Formación de espuma	18
3.1.2	Sensibilidad a la temperatura	18
3.1.3	Incrustaciones	19
3.2	Criterios de selección de un evaporador	19
3.3	Materiales de construcción	19
3.3.1	Presión y temperatura de funcionamiento	19
3.3.2	Tasa de flujo	19
3.3.3	Arreglo de flujo	20
3.4	Principios de operación de un evaporador	20
3.5	Funcionamiento de los evaporadores tubulares	24
3.6	Capacidad de un evaporador	24
3.7	Economía de un evaporador	25
3.8	Factores que afectan la capacidad de un evaporador	25
3.8.1	Elevación del punto de ebullición	25
3.8.2	Efectos de la altura de líquido y la fricción sobre la caída de temperatura	25
3.9	Coefficientes de transferencia de calor	26
3.10	Coefficientes de película de vapor	27
3.11	Coefficientes del lado líquido	27
3.12	Coefficientes globales	28
3.13	Tipos de evaporadores	29
3.13.1	Evaporadores de tubos horizontales	29
3.13.2	Evaporadores tipo calandria	30
3.13.3	Evaporador tipo canasta	31
3.13.4	Evaporadores de tubos verticales largos	32
3.13.5	Evaporadores de circulación forzada	33
3.14	Evaporadores de película descendente	34
3.15	Evaporadores de película descendente por recompresión térmica de vapor	35
3.16	Evaporadores de múltiple efecto	36
3.17	Sistema de distribución de producto	37
3.17.1	Sistema dinámico de distribución	37
3.17.2	Sistema estático de distribución	38

3.18	Pre calentadores	39
3.18.1	Pre calentadores de tubos en espiral.....	39
3.18.2	Pre calentadores de tubos rectos.....	39
3.19	Equipo de pasteurización y retención	40
3.20	Separadores con entrada tangencial de los vahos	41
3.21	Equipo de condensación	42
3.21.1	Condensador de superficie	42
3.22	Circulación de corrientes de vapor y producto.	43
3.22.1	Sistema en paralelo.....	43
3.22.2	Sistema en corriente directa	44
3.22.3	Sistema en contracorriente	44
3.22.4	Sistema en corriente mixta	45
3.23	Equipos de vacío	45
3.23.1	Bombas de vacío	45
3.23.2	Bombas eectoras de vapor a vacío	45
3.24	Torres de enfriamiento.....	46
3.25	Enfriadores flash	46
3.26	Equipos de agua de cierre	47
3.27	Balances de energía.....	48
3.27.1	Entalpías de vapores y líquidos.....	49
4	PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	51
5	METODOLOGÍA	54
5.1	Reconocimiento de la compañía.....	54
5.2	Recopilación de la información.....	54
5.3	Análisis funcional de los equipos	54
5.4	Revisión del P&ID.....	54
5.5	Realizar isométricos y layout definitivo.....	56
5.6	Evaluación, reparación y modificación de equipos.....	57
5.7	Montaje de equipos, bombas y tuberías del evaporador.....	60
5.8	Montaje e izaje de equipos del secador.	61
5.9	Montaje de equipos proyectos en general.....	66
5.10	Pruebas de flujos en tubería y equipos.....	66
5.11	Análisis energético.....	66
5.12	Implementación de mejoras	66
5.13	Entrega de informe y resultados	66
6	PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA	67
6.1	Primera limpieza.....	67

6.2	Puesta en marcha	69
6.3	Operación con producto.....	70
6.4	Cip automático.....	71
6.5	Apagar	71
6.6	Solución de problemas.....	72
6.6.1	Bomba de alimentación de producto defectuosa.....	72
6.6.2	Medidor de flujo defectuoso	72
6.6.3	Bomba de descarga de producto defectuoso	73
6.6.4	Mal funcionamiento de la bomba de condensado del condensador	73
6.6.5	Termocompresor defectuoso	74
6.6.6	Condensador defectuoso	74
6.6.7	Grupo de vacío defectuoso	75
6.6.8	La diferencia de temperatura entre la capa de vapor y el separador de un efecto es demasiado grande.....	76
6.6.9	Todas las temperaturas son demasiado altas	76
7	INSTRUCCIONES DE MANTENIMIENTO	76
7.1	General.....	76
7.2	Evaporador, calandrias y condensador	77
7.2.1	Inspección.....	77
7.2.2	Limpieza.....	77
7.2.3	Reemplazos	77
7.3	Bombas	77
7.4	Termocompresores y eyectores	77
7.5	Válvulas de alivio	78
7.5.1	Válvulas de alivio de peso.....	78
7.5.2	Válvulas de alivio de resorte	78
7.6	Accesorios	78
7.6.1	Trampas de vapor	78
7.6.2	Válvulas de retención	78
7.6.3	Filtros	78
7.6.4	Uniones.....	78
7.6.5	Mirillas y luces	78
8	CONSUMOS: Vapor saturado a 115 psig.....	79
9	TEMPERATURAS:	79
10	LÍMITES DE FUNCIONAMIENTO:	80
11	CONTENIDO Y TIEMPO DE RETENCION:.....	80
12	DATOS OPERATIVOS.....	80

12.1	Capacidad.....	81
13	ANÁLISIS ENERGÉTICO.....	82
14	RESULTADOS OBTENIDOS	85
14.1	Análisis de resultados	86
15	RESULTADOS ESPERADOS	87
16	CONCLUSIONES	88
17	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	89



LISTA DE FIGURAS

Figura. 1 Evaporador de película descendente planta lácteos San Pedro COLANTA.	3
Figura. 2 Fuerzas sobre un fluido en flujo de película [3]	22
Figura. 3 Coeficientes promedios en función del Re [3].....	23
Figura. 4 factores de ensuciamiento [4]	27
Figura. 5 Coeficientes totales típicos de evaporadores [3].....	28
Figura. 6 Evaporador de tubos largos triple efecto [3].....	29
Figura. 7 Evaporador de tubos horizontales [1]	30
Figura. 8 Evaporador tipo calandria [1]	31
Figura. 9 Evaporador tipo canasta [1]	32
Figura. 10 Evaporador de circulación forzada [1].....	34
Figura. 11 Evaporación en los tubos [2]	35
Figura. 12 Distribución dinámica de producto [2]	38
Figura. 13 Distribución estática de producto [2].....	39
Figura. 14 Precalentador de tubos en espiral [2].....	40
Figura. 15 Tubería de retención [2].....	41
Figura. 16 Separador tangencial de vahos [2]	42
Figura. 17 Condensador de superficie.....	43
Figura. 18 Distribución en paralelo [5]	43
Figura. 19 Distribución directa [5]	44
Figura. 20 Distribución en contracorriente [5].....	44
Figura. 21 Distribución mixta [5].....	45
Figura. 22 Torre de enfriamiento evaporador	46
Figura. 23 Eyector flash cooler	47
Figura. 24 Bombas transporte de concentrado	47
Figura. 25 Balance de materia y entalpia de un evaporador [3].....	48
Figura. 26 Proceso de nanofiltración.....	52
Figura. 27 Proceso de descremado y homogenización [6].....	53
Figura. 28 Nueva planta de secado de lactosuero	53
Figura. 29 Evaporador #2.....	55
Figura. 30 Secador # 2.....	55
Figura. 31 Planta original del equipo	56
Figura. 32 P&ID original del equipo.....	56
Figura. 33 P&ID definitivo del equipo.....	57
Figura. 34 Pasteurizador de coraza y tubos.....	58
Figura. 35 Rediseño de flujos en el pasteurizador	58
Figura. 36 Chapola para ajustes de tapas de calandrias	59
Figura. 37 Limpieza evaporador	61
Figura. 38 Preparación de superficie para montaje de equipos.....	62
Figura. 39 Inicio montaje cámara de secado	62
Figura. 40 Montaje ducto aspiración cámara de secado.....	63
Figura. 41 Inspección visual de cordones de soldadura proceso GTAW.....	63
Figura. 42 Izaje filtro de mangas.....	64
Figura. 43 Izaje cono cámara de secado.....	64
Figura. 44 Distribución tubos calandria #2 un paso.....	65
Figura. 45 Distribución tubos calandra # 3 dos pasos.....	65
Figura. 46 Montaje de pasteurizador queso blanco.....	66
Figura. 47 Sistema de flujos para el evaporador	82
Figura. 48 Volumen de control de sistema.....	82

Figura. 49 Resultados obtenidos 85
Figura. 50 Perfil de temperaturas a lo largo de los efectos T[°C]..... 86



LISTA DE TABLAS

Tabla 1 Proyección generación de suero al año 2020	51
Tabla 2 Datos de entrada para el cálculo de retención	60
Tabla 3 Consumos de vapor de los equipos	79
Tabla 4 Temperaturas de trabajo	79
Tabla 5 Contenido y tiempo de retención en el evaporador	80
Tabla 6 Flujos de alimentación de lactosuero.	81
Tabla 7 Flujo de alimentación leche descremada.....	81



MONTAJE Y PUESTA A PUNTO DEL EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE POR RECOMPRESIÓN TÉRMICA DE VAPOR, PARA LA PLANTA DE SECADO DE SUERO Y LECHE EN LA COOPERATIVA COLANTA SEDE SAN PEDRO.

RESUMEN

El proyecto busca ampliar la capacidad del proceso de filtración de suero de 300.000 L/día a 800.000 L/día, instalando una planta de filtración, evaporación y secado de suero parcialmente desmineralizado. Con dicha capacidad, además de disminuir la cantidad de agua tratada, ya que el inventario que no es procesado debe ser tratado antes de ser vertido al río, dadas sus características fisicoquímicas que generan contaminación a los afluentes e incumplen las regulaciones de vertimientos vigentes en Colombia (Res. 0631 de 2015).

Dentro del alcance del proyecto está la adquisición de equipos para el proceso de pretratamiento, Evaporación, Cristalización y Secado de Suero parcialmente desmineralizado y construcción de edificios y obras civiles que conforman las plantas de tratamiento de Suero.

El proyecto para la planta de secado consta de cinco fases:

- Adquisición de equipos.
- Montaje y puesta a punto de los equipos de pretratamiento.
- Montaje y puesta a punto del evaporador de película descendente por recompresión térmica de vapor (TVR).
- Construcción del edificio y obras civiles.
- Montaje de los equipos de secado y cristalización de suero.

La práctica empresarial se desarrollará en la fase de montaje y puesta a punto del evaporador TVR, el cual es un equipo que estaba en uso en una planta de producción de queso, razón por la cual será necesario llevarlo a las condiciones óptimas de funcionamiento para la aplicación específica de secado de suero en la que será empleado. Durante el viaje una de las calandrias sufrió una avería en el serpentín de calentamiento y deberá evaluarse su reparación o cambio para el correcto funcionamiento.

ABSTRACT

The project seeks to expand the capacity of the filtration process of serum from 300,000 L/day to 800,000 L/day, installing a filtration, evaporation and drying plant for partially demineralized whey. With this capacity, in addition to reducing the amount of treated water, since the inventory that is not processed must be treated before being discharged into the river, given its physicochemical characteristics that generate pollution to the tributaries and break the regulations of shedding in force in Colombia (Res. 0631 of 2015).

Within the scope of the project is the acquisition of equipment for the process of pretreatment, evaporation, crystallization and drying of partially demineralized serum and construction of buildings and civil works that make up the treatment plants of Suero.

The project for the drying plant consists of five phases:

- Adquisition of equipments.
- Assembly and tuning of pretreatment equipment.
- Installation and commissioning of the falling film evaporator by thermal vapor recompression (TVR).
- Construction of the building and civil works.
- Assembly of serum drying and crystallization equipment.

The business practice will be developed in the assembly and tuning phase of the TVR evaporator, which is a device that was in use in a cheese production plant, which is why it will be necessary to bring it to the optimal operating conditions for the specific application of whey drying in which it will be used. During the trip one of the calenders suffered a breakdown in the heating coil and its repair or change should be evaluated for proper operation.

1 INTRODUCCIÓN

Tradicionalmente, el suero se había considerado un subproducto inutilizable de la producción del queso, sin embargo, en la actualidad, gracias al desarrollo de métodos industriales como la centrifugación, el filtrado, la evaporación, la cristalización y el secado con aerosol es posible producir una variedad de productos en polvo derivados del suero. De esta forma pueden fabricarse de manera eficaz a gran escala para utilizarse en aplicaciones que requieran muy altos niveles de inocuidad alimentaria, además de esto, basados en un conocimiento más profundo de su valor nutricional, se deduce que el suero hoy se considera un ingrediente de alto valor, equiparando se con las cuajadas, el cual puede secarse directamente y fraccionarse en una variedad de productos [3].

El primer paso para obtener suero en polvo es la filtración de partículas sólidas mediante un filtro de tambor rotatorio, que se encarga de retirar los residuos de queso que aún están en el líquido. Luego se procede con la separación de los glóbulos de grasa bajo la influencia de la fuerza centrífuga, el siguiente paso es la filtración por separación en membranas donde se busca separar las sales de la dilución acuosa provenientes del procesamiento del queso, luego se procede con la concentración de sólidos mediante la evaporación de agua del suero concentrado proveniente de la filtración, el concentrado se envía a los tanques de cristalización y luego por medio de una bomba de alta presión se atomiza en la cámara de secado obteniendo así el producto final.

La mayoría de los evaporadores se calientan con vapor de agua que condensa sobre tubos metálicos, generalmente el vapor es de baja presión, al reducir la temperatura de ebullición del líquido aumenta la diferencia de temperatura entre el vapor condensante y el líquido de ebullición y, por tanto, aumenta la velocidad de transmisión de calor en el evaporador. Cuando se utiliza un solo evaporador, el vapor procedente del líquido en ebullición se condensa y desecha. Este método recibe el nombre de evaporación de simple efecto, y aunque es sencillo, utiliza ineficazmente el vapor [2]. Al continuar el desarrollo, la concentración se realizaba en evaporadores de recirculación forzada [4]. En este tipo de evaporador la leche circula en sentido ascendente a través de un número de tubos o placas. A su exterior se aplica el medio de calentamiento, normalmente vapor, aumentando así la superficie de calentamiento en este sistema, pero quedando limitada la superficie de evaporación, porque los tubos y las placas están llenos de producto que queda súper calentado en relación con la temperatura existente de ebullición.

Durante los últimos 40 años el evaporador de película descendente ha reemplazado prácticamente al evaporador de recirculación forzada. En cuanto a la calidad del producto este tipo de evaporador es preferible, ya que ofrece un tiempo de retención breve, además, se reduce la cantidad de producto en el evaporador y se aumenta la superficie donde se efectúa la evaporación [5]. Este tipo de evaporador es utilizado para la concentración de suero en el proyecto. El siguiente paso para el secado es la cristalización de la solución concentrada producto de la evaporación, en la que se busca la formación de partículas sólidas llamadas cristales a partir de una solución homogénea. Luego de la cristalización se precalienta el producto y se pasa por un homogeneizador o bomba de alta presión para reducir el contenido de grasa libre en el producto final. Normalmente se combinan el homogeneizador y la bomba de alimentación formando una sola unidad.

Por último, se realiza el secado, el cual se conoce desde hace mucho tiempo como método de conservación del alimento, para eliminar la cantidad de agua que necesitan los microorganismos para su desarrollo. En la actualidad, la leche en polvo se produce a gran escala en modernas plantas de proceso, la leche en polvo desnatada tiene un periodo de conservación de unos 3 años mientras que la leche en polvo entera tiene un periodo de conservación promedio de 12 meses, esto debido a que la grasa presente en el polvo se oxida durante el almacenamiento, lo que lleva a un deterioro del sabor. El secado facilita el almacenamiento y conservación de la leche o el suero. Los dos principales métodos utilizados en la industria láctea son el secado por atomización y el secado por cilindros rotatorios, para este caso el primer método es utilizado, después de la concentración del producto por evaporación y la formación de cristales se pasa por una cámara de secado por atomización en la cual se inyecta a alta presión por las toberas para lograr un tamaño de partículas óptimo y se ingresa aire caliente para lograr el secado, mediante un lecho fluidizado se logra llevar el producto al contenido de humedad final. Quedando esté listo para ser empacado.

Para procesar la totalidad del suero que se produce en la planta de derivados lácteos San Pedro como subproducto de la elaboración de quesos, se implementó el proyecto de “planta de secado de suero” mediante la adquisición de una línea de filtración, evaporación, cristalización y secado con los mayores estándares de calidad, dando cumplimiento a la legislación nacional e internacional en la parte ambiental y de calidad de producto.

Como se mencionó anteriormente el suero de leche es un subproducto de las líneas de producción de quesos, el cual no puede ser vertido directamente a los cuerpos de aguas superficiales ni al sistema de alcantarillado público, aumentando las cargas en la planta de tratamiento de agua residual y generando problemas de capacidad de almacenamiento, cuellos de botella en las líneas de proceso, además del desperdicio nutricional. Se propuso eliminar las desventajas de tratar el suero como subproducto no aprovechable y recuperar la totalidad producida en la planta de derivados lácteos San Pedro implementando el proyecto de “planta de secado de suero” mediante la adquisición de una línea de filtración, evaporación, cristalización y secado con los mayores estándares de calidad, para el cual se debió llevar a cabo el montaje y puesta a punto del evaporador de película descendente por recompresión térmica de vapor, de tal forma que se aseguren las condiciones óptimas estructurales y de operación para la obtención de un proceso eficiente y que dé cumplimiento a la legislación nacional e internacional en la parte ambiental y de calidad de producto. Durante el presente trabajo se especifican las actividades llevadas a cabo para alcanzar el objetivo final mencionado, las cuales involucraron la revisión e interpretación de planos, guía del montaje de obra, incluido equipos, tuberías, bombas, válvulas y accesorios, recepción de importaciones, diseño de rutas de isométricos y de tuberías con disminución de pérdidas y consumo de materiales, adicionalmente fue necesario diseñar piezas faltantes del evaporador, la homologación de bombas, cálculos energéticos para la puesta a punto, así como la solución de problemas que se generaron durante la implementación del proyecto.

2 OBJETIVO GENERAL

Participar en las actividades de planeación, ingeniería, montaje y puesta a punto del evaporador de película descendente por recompresión térmica de vapor para la planta de secado de suero.

2.1 Objetivos específicos

- Analizar y entender los modelos energéticos aplicables al funcionamiento del evaporador de película descendente.
- Participar en actividades de montaje mecánico de la planta de secado para suero y leche y otros proyectos para solucionar necesidades específicas de la planta en general.
- Realizar el análisis energético y de masa que permitan cuantificar el desempeño del evaporador de película descendente para condiciones de operación variables.
- Aplicar un análisis funcional de los equipos que intervienen en el proceso de evaporación de leche y suero.
- Evaluar e implementar la reparación y modificación de equipos en mal estado para su correcto funcionamiento.
- Conectar el evaporador a la tubería, accesorios y bombas requeridos para la alimentación de vapor, producto y CIP (Clean in place).
- Garantizar los flujos, temperaturas y tiempos necesarios para lograr la concentración de sólidos requerida a través de los principios de transferencia de masa y calor.
- Realizar una lista de requerimientos para la puesta en marcha del evaporador
- Evaluar los parámetros de funcionamiento del evaporador.

3 MARCO TEÓRICO

El suero dulce se produce como un subproducto líquido diluido de la producción del queso. Contiene lactosa, proteínas y minerales, se puede procesar para extraer los minerales. Luego, el suero desmineralizado concentrado se seca por atomización para formar polvo.

A partir de 10 litros de leche se produce de 1 a 2 kg de queso y de 8 a 9 kg de suero de leche, del cual existen dos tipos que se diferencian por su forma de obtención: el llamado suero dulce, proveniente de los quesos fabricados con renina, y el suero ácido que utiliza ácido acético para la precipitación; éste es un subproducto de los quesos blanco, debido a su pH, es muy corrosivo para los metales. Los lactatos y los fosfatos que contiene actúan como amortiguador de pH y el equilibrio ácido-base influye en muchas de sus propiedades, en la estabilidad y en la precipitación térmica.[7]

El suero en polvo desmineralizado tiene muchos usos, por ejemplo: fórmula para bebé, alimentos nutricionales y productos fortificados, también se utilizan mucho en la industria alimenticia para aumentar el valor nutricional y mejorar la textura de los productos, como carnes procesadas, las salchichas, los alimentos saludables y los dulces en barra.

Previo al proceso de secado, el suero es concentrado para eliminar el 50% del contenido de agua. Para reducir el consumo de vapor, el proceso se realiza en un evaporador multietapa de película descendiente con termocompresión. Además de las mismas calandrias de evaporación, el evaporador tiene precalentadores para calentar el suero mediante vahos previo a su pasteurización utilizando vapor vivo suministrado directa o indirectamente. El suero evaporado es bombeado a los tanques de cristalización o bien directamente a la planta de secado mediante una bomba de velocidad variable. La planta de secado puede ir equipada con transporte neumático o bien lechos fluizados, para el post-secado y enfriamiento.

Durante la producción de queso se añaden frecuentemente ciertas cantidades de NaCl y CaCl₂. Algunas de estas sales permanecerán en el suero, y en algunos casos no se desea así, por ejemplo, si se usa el suero para la producción de alimentos infantiles, donde se desea un bajo contenido de sal.

Se han desarrollado varios procesos, como, por ejemplo: Filtración por membranas, Intercambio iónico y Electrodiálisis. La filtración por membranas utilizada para este proceso es la nano filtración donde se elimina hasta un 65% de las sales (dependiendo de la permeabilidad de la lactosa seleccionada en la membrana) junto con agua en la planta, obteniéndose suero parcialmente desmineralizado al 35%. En el proceso se usa una presión entre (20-30 bar) que aplicada en una planta de osmosis inversa normal asegura que la mayor parte de las sales y la menor parte de lactosa posible traspasen la membrana[2].

Durante el proceso de eliminación del agua el producto tratado es sometido a grandes cambios en su estructura y apariencia física; al principio del proceso es un líquido diluido homogéneo y

al final un polvo seco. Por consiguiente, un único método para eliminar el agua no es óptimo a través de todo el proceso. [2]

El secado es una operación compleja que implica transferencia transitoria de calor y masa, junto con varios procesos de velocidad, como transformaciones físicas o químicas, que pueden causar cambios físicos en el producto como la cristalización, en algunos casos deseables o indeseables. Pueden producirse reacciones químicas o bioquímicas que conducen a cambios en el color, textura, olor u otras propiedades del producto sólido. El secado térmico causado por la vaporización del líquido a medida que se suministra calor disminuyendo la humedad en el producto final, el calor se puede suministrar por convección (secadores directos), conducción (contacto o indirecto), radiación o volumétricamente. Más del 85% de los secadores industriales son del tipo de convección, con aire caliente o gases de combustión directa como medio de secado. Más del 99% de la aplicación implica la eliminación de agua. [8]

3.1 Evaporación

Se pasa de la concentración de leche o suero líquido a un concentrado mediante procesos de transferencia de masa y calor. uno de los principales procesos en la obtención del suero en polvo es la evaporación la cual se obtiene a través de la ebullición de la solución diluida con el objetivo de aumentar su contenido de solidos totales, el proceso de ebullición se da cuando la solución alcanza la temperatura de saturación para una presión determinada.

En la industria láctea la evaporación se usa en la concentración de productos como leche entera, descremada y lactosuero, la leche que se procesa para obtener leche en polvo se concentra normalmente desde 9 - 13% de contenido de solidos iniciales hasta una concentración final de 40 - 50% de solidos totales, antes de ser llevado a la cámara de secado. Esto se logra al añadir calor a la solución. El producto que se va a evaporar normalmente es sensible al calor y se calidad se ve afectada seriamente por la aplicación de nivel de temperatura relativamente elevados, para reducir el impacto de la transferencia de calor, la evaporación se realiza bajo la acción del vacío alcanzando temperaturas tan bajas como 40 °C, al mismo tiempo se diseña para tiempos de residencia sean los más cortos posibles, A demás del tiempo de residencia los siguientes factores afectan la operación de un evaporador. [6]

3.1.1 Formación de espuma

Algunos productos, en especial las sustancias orgánicas, como la leche y sus subproductos forman espuma durante la vaporización. Esta espuma causa un fuerte arrastre de vapor.[3]

3.1.2 Sensibilidad a la temperatura

Muchos de los productos alimenticios como la leche se deterioran cuando se calientan a temperaturas moderadas durante tiempos relativamente cortos debido a su alto contenido de proteínas y grasa. En la concentración de estos productos se necesitan técnicas especiales para

reducir tanto la temperatura a la que se expone el producto como el tiempo de calentamiento y retención.[3]

3.1.3 Incrustaciones

La leche y las soluciones provenientes de esta forman costras sobre la superficie de calentamiento. Lo que causa que el coeficiente global de transferencia de calor disminuya hasta que es necesario interrumpir la operación del evaporador para aplicar un **CIP** a todo el sistema. Evitando también la formación de bacterias por el uso prolongado del evaporador.

Otros factores que se deben tener en cuenta para el diseño de un evaporador son la temperatura de ebullición, la formación de gases, el calor específico de la concentración y el material de construcción no sea sensible al ataque de la solución a evaporar.[3]

3.2 Criterios de selección de un evaporador

La selección es el proceso en el cual el diseñador selecciona un tipo particular de intercambiador de calor para una aplicación dada de una variedad de intercambiadores de calor. Existen varias alternativas para seleccionar equipos de transferencia de calor, pero solo una de ellas es la mejor para un conjunto dado de condiciones.

3.3 Materiales de construcción

Para un uso confiable y continuo, los materiales de construcción para recipientes a presión e intercambiadores de calor deben tener una tasa de corrosión bien definida en los entornos de servicio. Además, el material debe exhibir resistencia para soportar la temperatura y la presión de operación.[9]

3.3.1 Presión y temperatura de funcionamiento

La presión de diseño es importante para determinar el grosor de los componentes que retienen la presión. Cuanto mayor sea la presión, mayor será el grosor requerido. El nivel de presión de los fluidos tiene un efecto significativo en el tipo de unidad seleccionada. la temperatura puede generar varias cargas impuestas sobre el componente. Para aplicaciones de baja temperatura y criogénicas, la tenacidad es un requisito primordial, y para aplicaciones de alta temperatura el material debe exhibir resistencia a la fluencia.[9]

3.3.2 Tasa de flujo

El caudal determina el área de flujo: cuanto mayor sea el caudal, se requiere un área de flujo mayor para limitar la velocidad de a través de los conductos, y la velocidad más alta está limitada por la caída de presión, el impacto, la erosión y, en el caso del intercambiador de

carcasa y tubos, por la vibración inducida por el flujo de la carcasa. A veces, se necesita una velocidad de flujo mínima para mejorar la transferencia de calor para eliminar las áreas estancadas y para minimizar el ensuciamiento.[9]

3.3.3 Arreglo de flujo

La elección de una disposición de flujo particular depende de la efectividad requerida del intercambiador, el tipo de construcción del intercambiador, si el flujo es ascendente o descendente, el aislamiento de los materiales y otros criterios de diseño.[9]

3.4 Principios de operación de un evaporador

Comúnmente los evaporadores son intercambiadores de calor de coraza y tubos que se calientan a través de vapor de agua de baja presión inferior a 3 atm absolutas, el vapor viaja a través corza y luego se condensa sobre tubos metálicos. el producto para evaporar viaja en el interior de los tubos, y se encuentra a un vacío moderado, con presión tan baja hasta de 0.05 atm absolutas para reducir la temperatura de ebullición del líquido, esto aumenta la diferencia de temperatura entre el vapor y el líquido en ebullición y la velocidad de transferencia de calor en el evaporador. Se debe tener cuidado en delta de temperaturas entre el vapor y el producto ya que si la diferencia es demasiado grande se forman burbujas en el líquido y estas afectan directamente la transferencia de calor al aumentar el circuito de resistencias térmicas.[3]

Cuando se utiliza un solo evaporador, los vahos del líquido en ebullición se condensan y desecha. Evaporación de simple efecto, es un método sencillo, pero utiliza ineficientemente el vapor. Para evaporar 1 kg de agua de la solución se requieren de 1 a 1.3 kg de vapor. Si el vapor proveniente de uno de los evaporadores se aprovecha como medio de calentamiento para calentar los efectos siguientes del evaporador y los vahos provenientes de éste se envía al condensador, la operación recibe el nombre de multi efecto. El calor del vapor de agua original es reutilizado en el segundo y la evaporación obtenida por unidad de masa del vapor de agua al primer efecto aumenta con cada efecto. En este método el vapor utilizado en el primer efecto se usa como medio de calentamiento para los siguientes efectos, cada efecto tiene una presión mayor que el efecto siguiente y menor que el anterior. El ultimo efecto siempre trabaja a la mínima presión. Los procesos de transferencia de calor que presentan un cambio de fase son más complejos que el simple intercambio de calor entre fluidos. Un cambio de fase implica la adición o sustracción de altas cantidades de calor a temperatura constante. La velocidad del cambio de fase está regida por la velocidad de transferencia de calor, pero con frecuencia influye sobre ella la velocidad de nucleación de las burbujas, gotas o cristales, así como el comportamiento de la nueva fase una vez formada. La condensación de vapores sobre superficies tubulares frías con una temperatura menor que la temperatura de condensación del vapor es de gran importancia en los procesos en los que intervienen vapores tales como los del agua, el vapor condensante puede ser una sustancia pura, una mezcla de sustancias

condensables y no condensables, o una mezcla de dos o más vapores condensables. Las pérdidas por fricción en un condensador son por lo general pequeñas, de forma que la condensación es esencialmente un proceso a presión constante. La temperatura de condensación de una sustancia pura depende exclusivamente de la presión, y por lo tanto el proceso de condensación de una sustancia pura es un proceso isotérmico. Y el condensado es un líquido puro.[3]

Un vapor puede condensar sobre una superficie fría en una de las siguientes formas goteo y película. En la condensación por formación de película, que es más común que la condensación por formación de gotas, el líquido condensado forma una película que fluye sobre la superficie del tubo por acción de la gravedad. Esta capa de líquido que cubre la pared del tubo es la que provoca la resistencia al flujo de calor, y por lo tanto fija el valor del coeficiente de la transferencia de calor.[3]

En la condensación por goteo el condensado comienza a formarse en puntos microscópicos de nucleación. Los lugares típicos son agujeros o impurezas diminutas. Las gotas crecen y se unen con otras que están cerca para formar pequeñas gotas visibles. Las gotas finas se reúnen para formar una corriente que fluyen hacia abajo por acción de la gravedad, arrastran cualquier condensado y abandonan la superficie libre para la formación de nuevas gotas. Durante la condensación en forma de gotas, grandes áreas de la superficie del tubo están cubiertas con una película de líquido de resistencia térmica despreciable. Debido a esto, el coeficiente de transferencia de calor en estas áreas es muy elevado, el coeficiente medio para la condensación en gotas puede ser de cinco a ocho veces mayor que para la condensación en película. En tubos largos, es posible que haya condensación en película en una parte de la superficie y en el resto en gotas. [3]

Se han hecho intentos para obtener beneficios de estos coeficientes elevados, induciendo de manera artificial la condensación en gotas, este tipo de condensación es inestable y difícil de mantener, razón por la cual es un método poco común. Además, la resistencia de la capa del vapor de agua condensado, incluso para la condensación en forma de película, es en general pequeña en comparación con la resistencia en el interior del tubo condensador, y el incremento en el coeficiente global es relativamente pequeño cuando se alcanza la condensación en gotas. Para fines de diseño se supone que la condensación se produce en forma de película.

Nusselt fue el primero en deducir las ecuaciones básicas de la velocidad de transferencia de calor para la condensación por formación de película. Las ecuaciones de Nusselt se basan en la suposición de que el vapor y el líquido en frontera externa de la capa del líquido están en equilibrio termodinámico, de forma tal que la única resistencia al flujo de calor es la que ofrece la capa de condensado que desciende con flujo laminar bajo la acción de la gravedad. También se asume que la velocidad del líquido en la pared es cero, que dicha velocidad del líquido en el exterior de la película no recibe influencia alguna de la velocidad del vapor, y que las temperaturas de la pared y el vapor son constantes. Se desprecia el sobrecalentamiento del vapor, se supone que el condensado abandona el tubo a la temperatura de condensación, y las propiedades físicas del líquido se toman a la temperatura media de película.[3]

Para tubos verticales. La teoría de Nusselt establece que, en la condensación por formación de película, ésta comienza a formarse en la parte superior del tubo y que el espesor de esta aumenta con rapidez cerca de la parte superior para hacerlo luego más lentamente en la longitud restante

del tubo. Se supone que el calor fluye a través de la película de condensado por conducción, de forma que el coeficiente local h_x viene dado por:[3]

$$h_x = \frac{K_f}{\delta} \quad (1)$$

donde δ es el espesor local de la película y K_f es la conductividad del fluido.

El espesor de la película δ es generalmente de un orden de magnitud dos a tres veces más pequeño que el diámetro del tubo, entonces se puede hallar, para un flujo ya sea en el interior o en el exterior del tubo, a partir de la ecuación para un plato plano. [3]

$$\delta = \left(\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g \cos\phi} \right)^{1/3} \quad (2)$$

Debido a que hay un gradiente de temperatura en la película, las propiedades del líquido se evalúan a la temperatura promedio de la película T_f para condensación en una superficie vertical, para la cual $\cos\phi = 1$, la ecuación (2) se convierte en.[3]

$$\delta = \left(\frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \quad (3)$$

donde Γ es la carga del condensado. Sustituyendo para δ en la ecuación (1) se obtiene la siguiente ecuación para el coeficiente local de transferencia de calor, a una distancia L partiendo del extremo superior de la superficie vertical.[3]

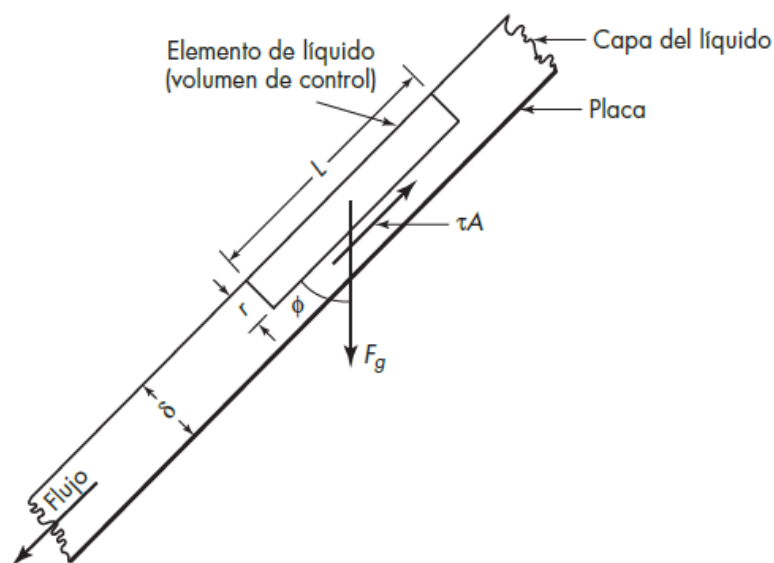


Figura. 2 Fuerzas sobre un fluido en flujo de película [3]

$$h_x = K_f \left(\frac{\rho_f^2 g}{3\Gamma\mu_f} \right)^{1/3} \quad (4)$$

La ecuación (4) se aplica a la condensación tanto en el interior como en el exterior de los tubos. Los vapores puros en general se condensan en el exterior de los tubos y para esta situación, con tubos verticales, el coeficiente local y el coeficiente promedio viene dado por las relaciones.

$$h_x \equiv \frac{\lambda d\Gamma}{\Delta T_0} dL$$

$$h \equiv \frac{q_T}{A_0 \Delta T_0} = \frac{\dot{m}_T \lambda}{\pi D_0 L_T \Delta T_0} = \frac{\Gamma_b \lambda}{L_T \Delta T_0}$$

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi D_0} \quad (5)$$

donde

λ = calor de evaporación

\dot{m} = velocidad local de flujo condensado

q_T = velocidad total de transferencia de calor

\dot{m}_T = velocidad total de condensación

L_T = longitud total del tubo

Γ_b = carga de condensado en el fondo (extremo inferior) del tubo.

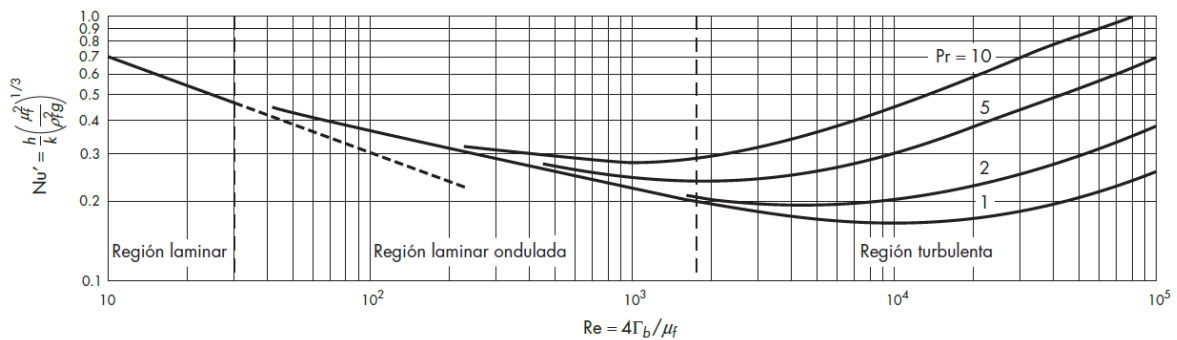


Figura. 3 Coeficientes promedios en función del Re [3]

Suponiendo que el gradiente de temperatura es constante a través de la película y que $1/\mu$ varía linealmente con la temperatura, la temperatura de referencia para la evaluación de μ_f , K_f y ρ_f se da por la ecuación.[3]

$$T_f = T_h - 3 \frac{(T_h - T_w)}{4} = T_h - 3 \frac{\Delta T_0}{4} \quad (6)$$

donde

T_f = temperatura de referencia

T_h = temperatura del vapor condensante

T_w = temperatura de la superficie exterior de la pared del tubo

En la figura 3 se muestra una correlación para el coeficiente promedio como una función del número de Reynolds al extremo final del tubo. Para las regiones laminar onduladas y turbulenta la ecuación empírica es.

$$Nu = \frac{h}{K_f} \left(\frac{\mu_f^2}{\rho_f^2 g} \right)^{1/3} = (Re^{-0.44} + 5.82 \times 10^{-6} Re^{0.8} x Pr^{1.3})^{1/2} \quad (7)$$

3.5 Funcionamiento de los evaporadores tubulares

Las principales características de funcionamiento de un evaporador calentado con vapor de agua son la capacidad que es la cantidad de kilogramos de agua evaporada por hora, y la economía que es la cantidad de kilogramos de agua evaporados por kilogramo de vapor de calentamiento. En un evaporador de simple efecto la economía es un poco menor que la unidad, pero en los evaporadores de múltiple efecto aumenta considerablemente con el aumento de cada efecto. También es importante tomar en cuenta el consumo de vapor de calentamiento, en kilogramos por hora. Esto es igual a la capacidad dividida entre la economía.[3]

3.6 Capacidad de un evaporador

La velocidad de transferencia de calor q a través de la superficie de calentamiento de un evaporador, está dada por la ecuación.

$$q = AU\Delta T \quad (8)$$

Donde A es el área de la superficie de transferencia de calor; U el coeficiente global de transferencia de calor, y ΔT la caída total de temperatura. Cuando el producto que entra en el evaporador está a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión de saturación en el espacio de evaporación de la calandria, todo el calor transferido a través de la superficie de calentamiento es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional a q . Si el producto de alimentación está frío, se requiere un calor adicional para calentarlo hasta su temperatura de ebullición y esto causa una reducción en la capacidad para un valor específico de q , y que el calor utilizado para calentar la alimentación no está disponible para la evaporación. Por el contrario, si el producto está a una temperatura superior a la de la ebullición en el espacio de vapor, una parte del producto se evapora en forma espontánea mediante equilibrio adiabático con la presión del espacio de vapor, y la capacidad será superior a la correspondiente a q . Este proceso recibe el nombre de evaporación instantánea. La caída real de temperatura a través de la superficie de calentamiento depende de la solución que se evapora, de la diferencia de presión

entre la cámara de vapor y el espacio de vapor situado encima del líquido en ebullición, así como de la altura del líquido sobre la superficie de calentamiento. En algunos evaporadores, la velocidad del líquido en los tubos también influye sobre la caída de temperatura debido a las pérdidas por fricción.[3]

3.7 Economía de un evaporador

El factor principal que influye sobre la economía de un sistema de evaporadores es el número de efectos. Con un diseño correcto, la entalpía de vaporización del vapor de calentamiento que entra en el primer efecto se utiliza una o más veces dependiendo del número de efectos. La economía también se ve afectada por la temperatura de la alimentación. Si la temperatura es inferior a la de ebullición en el primer efecto, para la carga de calentamiento utiliza una parte de la entalpía de vaporización del vapor y sólo una parte queda disponible para la evaporación; si la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición, la vaporización súbita que se produce contribuye a generar una evaporación adicional a la producida por la entalpía de vaporización en el vapor de calentamiento. Desde el punto de vista cuantitativo, la economía del evaporador es totalmente una cuestión de balances de entalpía.[3]

3.8 Factores que afectan la capacidad de un evaporador

3.8.1 Elevación del punto de ebullición

El agua hierve a una temperatura determinada, siempre que la presión permanezca constante. Si la presión varía la temperatura de ebullición también. Para soluciones acuosas, la temperatura de ebullición ya no sólo depende de la presión, sino también de la cantidad de soluto que contienen. De tal forma que la presencia del soluto hace que la temperatura de ebullición aumente. La determinación del aumento ebulloscópico que presentan las soluciones alimentarias es de suma importancia en el cálculo de evaporadores, el aumento del punto de ebullición de las soluciones acuosas por encima de punto de ebullición de agua se conoce como BPE “boiling point elevation”. Este aumento es pequeño para soluciones diluidas y para soluciones de coloides orgánicos, pero puede alcanzar un valor de hasta 80 °C (144 °F) para soluciones concentradas de sales inorgánicas. El BPE debe restarse de la caída de temperatura que se predice a partir de las tablas del vapor de agua. El BPE reduce la diferencia de temperaturas a través de la superficie de transferencia de calor. Si las soluciones tienen un aumento mayor a 5°C, el calor latente de evaporación o condensación de la solución es diferente al obtenido para el vapor de agua. [3]

3.8.2 Efectos de la altura de líquido y la fricción sobre la caída de temperatura

Si la altura de líquido en un evaporador es apreciable, el punto de ebullición correspondiente a la presión en el espacio de vapor es el punto de ebullición sólo de la capa superficial del líquido. La masa de líquido situada por debajo de la superficie está sometida a la presión del espacio de vapor más una carga de líquido y tiene un punto de ebullición más elevado. Además, cuando la velocidad del líquido es grande, la pérdida por fricción en los tubos aumenta todavía más la

presión promedio del líquido. Por lo tanto, en un evaporador real, el punto de ebullición promedio del líquido en los tubos es superior al punto de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor. Este aumento del punto de ebullición disminuye la diferencia de temperatura entre el vapor y el líquido y reduce la capacidad.[3]

3.9 Coeficientes de transferencia de calor

La parte más determinante en el cálculo de la transferencia de calor es la determinación de los coeficientes de transferencia de calor, los cuales se definen a partir de las resistencias térmicas, la transferencia de calor entre las sustancias y los materiales que se usan para la fabricación de los intercambiadores de calor, el flujo de calor y la capacidad de un evaporador son afectadas por cambios en la diferencia de temperatura y en el coeficiente global de la transferencia de calor. La diferencia de temperatura está fijada por las propiedades del vapor de agua y del producto que hierve y no depende de la construcción del evaporador. Por otra parte, el coeficiente global está fuertemente afectado por el diseño y la forma de operación del evaporador. [4]

La resistencia global a la transferencia de calor entre el vapor de calentamiento y el líquido en ebullición es la suma de cinco resistencias individuales: la resistencia por convección de la película de vapor; las dos resistencias por incrustaciones, interior y exterior de los tubos; la resistencia por conducción de la pared del tubo, y la resistencia por convección del líquido en ebullición. El coeficiente global es el inverso de la resistencia total. En la mayoría de los evaporadores, el factor de ensuciamiento del lado del vapor y la resistencia de la pared del tubo son muy pequeños, y por lo general se desprecian en el cálculo de evaporadores. En un evaporador de película agitada la pared del tubo es bastante gruesa, de forma que su resistencia representa una parte importante de la resistencia total.[4]

$$R_T = \frac{1}{UA} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} \quad (9)$$

$$R_T = \frac{1}{h_i A_i} = \frac{R_{fi}}{A_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi L K} + \frac{R_{fo}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (10)$$

Donde los subíndices i y o se refiere a las superficies internas y externas del tubo respectivamente.

Después de un tiempo de funcionamiento, las superficies de transferencia de calor de un intercambiador de calor se recubren con va depósitos presentes en las corrientes, o las superficies pueden corroerse como resultado de la interacción entre los fluidos y el material empleado en la fabricación del intercambiador de calor. En cualquiera de los casos, esta capa supone una resistencia adicional al flujo de calor y, por tanto, una disminución en su eficiencia. El efecto global se representa generalmente mediante un factor de ensuciamiento, este debe incluirse junto con las otras resistencias térmicas para obtener el coeficiente global de transferencia de calor. Los factores de suciedad se tienen que obtener experimentalmente,

mediante la determinación de los valores de U del cambiador de calor, tanto en condiciones de limpieza como de suciedad. [10]

Fluido	R_f^s (m ² ·K/W)
Agua de mar y agua tratada para alimentación de una caldera (por debajo de 50°C)	0.0001
Agua de mar y agua tratada para alimentación de una caldera (por arriba de 50°C)	0.0002
Agua de río (por debajo de 50°C)	0.0002-0.001
Aceite de motor	0.0009
Líquidos refrigerantes	0.0002
Vapor (no aceitoso)	0.0001

Figura. 4 factores de ensuciamiento [4]

3.10 Coeficientes de película de vapor

El coeficiente de la película del vapor de calentamiento es elevado, aun para la condensación de película. A veces se adicionan promotores al vapor para provocar la condensación de gotas y aumentar todavía más el coeficiente.

Puesto que la presencia de gases no condensables reduce sustancialmente el coeficiente de película de vapor, es preciso tomar precauciones para purgar los no condensables de la cámara de vapor y prevenir la fuga de aire presente cuando el vapor está a una presión inferior a la atmosférica. [3]

3.11 Coeficientes del lado líquido

El coeficiente del lado líquido depende en gran medida de la velocidad del líquido sobre la superficie calentada. En la mayoría de los evaporadores, particularmente los que trabajan con materiales viscosos, la resistencia del lado líquido controla la velocidad global de transferencia de calor al líquido en ebullición. En evaporadores de circulación natural, el coeficiente del lado líquido para soluciones acuosas diluidas se encuentra entre 1500 y 3000 W/m² x °C (250 y 300 Btu/ft² x h x °F). Para evaporadores de película descendente, el coeficiente del lado interno es casi el mismo que para la condensación de tipo de película sobre una superficie vertical.

A los bajos gradientes de temperatura que generalmente se usan para los evaporadores, se forman algunas burbujas en la superficie caliente y crecen rápidamente para extenderse sobre fina película del líquido, pero éstas tienen poco efecto sobre el coeficiente de transferencia de calor. La mayor cantidad de la evaporación ocurre en la interfase líquido-vapor. El coeficiente de película es mayor que el del flujo netamente laminar. La correlación para condensación con flujo de transición o turbulento se puede estimar utilizando la siguiente figura.

La circulación forzada da coeficientes elevados en el lado del líquido, debido a la alta velocidad en la sección de no ebullición y a la intensa turbulencia en la sección de ebullición. Es difícil

predecir el punto donde comienza la ebullición o predecir el coeficiente global para el evaporador. [3]

3.12 Coeficientes globales

Debido a la dificultad de medir los elevados coeficientes de película individuales en un evaporador, por lo general los resultados experimentales se expresan en función de los coeficientes totales. Éstos están basados en la caída neta de temperatura corregida para tener en cuenta la elevación del punto de ebullición. El coeficiente global está, por supuesto, influido por los mismos factores que los coeficientes individuales; pero, si una resistencia (tal como la película del líquido) es lo que controla, variaciones importantes de las demás resistencias apenas tendrían efecto sobre el coeficiente global.

En la figura # 5 se presentan los coeficientes globales típicos para diferentes tipos de evaporadores. Estos coeficientes se aplican a condiciones en las que ordinariamente operan los distintos evaporadores. Una pequeña acumulación de incrustación reduce el coeficiente a una pequeña fracción de los valores para tubos limpios. Un evaporador de película agitada produce un coeficiente aparentemente bajo con un líquido de una viscosidad de 100 P, pero este coeficiente es mucho mayor que el que podría encontrarse con cualquier otro tipo de evaporador que tratase un material tan viscoso. [3]

Tipo	Coeficiente global U	
	$W/m^2 \cdot ^\circ C$	$Btu/ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F$
Evaporadores de tubos verticales largos		
Circulación natural	1 000-2 500	200-500
Circulación forzada	2 000-5 000	400-1 000
Evaporador de película agitada, líquido newtoniano, viscosidad		
1 cP	2 000	400
1 P	1 500	300
100 P	600	120

Figura. 5 Coeficientes totales típicos de evaporadores [3]

3.13 Tipos de evaporadores

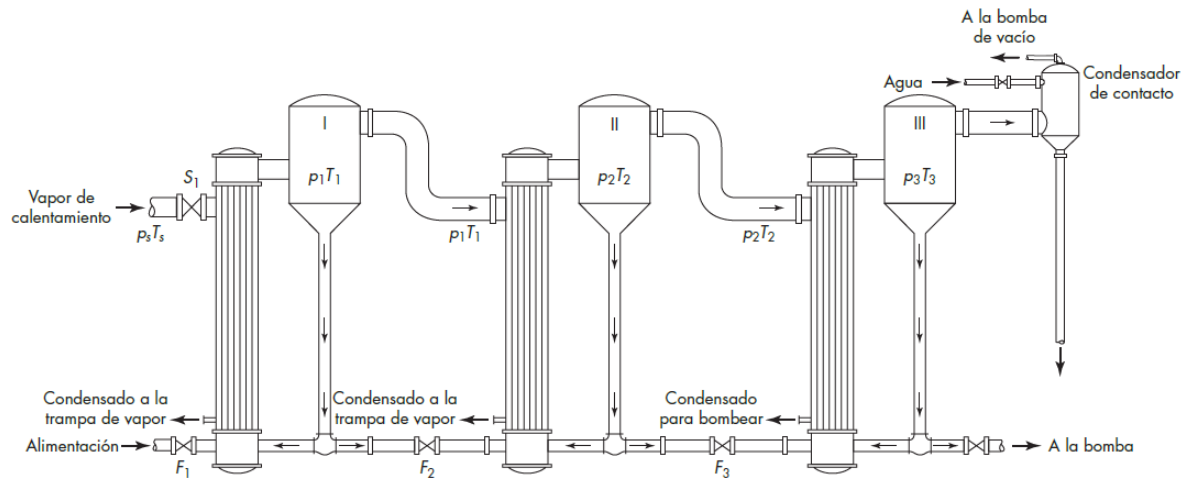


Figura. 6 Evaporador de tubos largos triple efecto [3]

Los evaporadores pueden ser de circulación natural y de circulación forzada. Los evaporadores de circulación natural se usan de simple o múltiple efecto. Los evaporadores de circulación forzada se usan para líquidos viscosos, para los que forman sales, y las soluciones que tienden a incrustarse. Los evaporadores de circulación natural se clasifican en cuatro clases principales

- Tubos horizontales
- Calandria con tubos verticales
- Tubos verticales con canasta
- Tubos verticales largos

3.13.1 Evaporadores de tubos horizontales

Los evaporadores de tubos horizontales son los tipos más antiguos de evaporadores. Consisten en un cuerpo cilíndrico o rectangular y de un haz de tubos que usualmente es de sección cuadrada. Este tipo de evaporadores no aprovechan bien las corrientes térmicas inducidas por el calentamiento, y no son tan aceptables como los tipos que los han reemplazado.

El evaporador horizontal es el único tipo de evaporador que emplea vapor dentro de los tubos. La principal ventaja de los evaporadores horizontales es el reducido espacio requerido para su instalación en la dimensión vertical y el arreglo del haz de tubos, de manera que el aire puede purgarse con el vapor no permitiendo que bloquee superficie de calentamiento. El evaporador horizontal es menos eficiente para líquidos que depositen sales; los depósitos se forman en el exterior de los tubos, y son usados únicamente para problemas de concentración relativamente simples, en lugar de la preparación de un líquido para una cristalización posterior. Están diseñados para procesos en los que el producto final es un líquido en lugar de un sólido, tal como jarabes de azúcar industriales, donde el gran volumen de líquido almacenado en el evaporador puede permitir un ajuste preciso de la densidad final cambiando la cantidad retenida en el evaporador. La longitud de los tubos está determinada por el tamaño del evaporador.

Debido a que la evaporación tiene lugar fuera de los tubos, eliminándose el problema de incrustación dentro de los mismos, el evaporador de tubo horizontal usa diámetros de tubos menores que cualquier otro, de $\frac{3}{4}$ " a $1\frac{1}{4}$ " DE.[1]

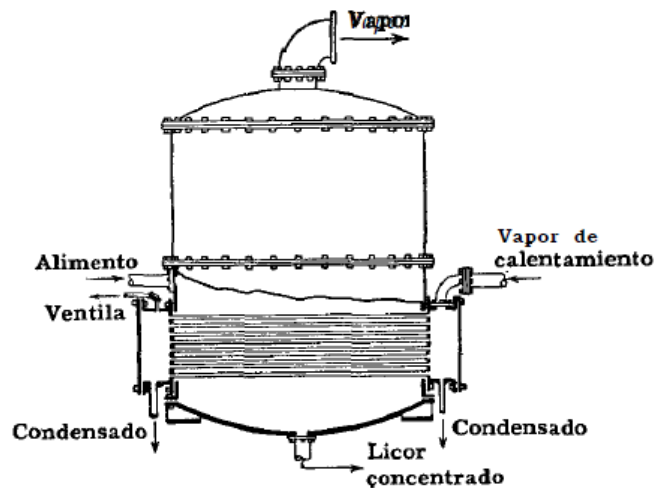


Figura. 7 Evaporador de tubos horizontales [1]

3.13.2 Evaporadores tipo calandria

El evaporador de calandria se muestra Consiste en un haz de tubos vertical, corto, usualmente de no más de 2 m de altura, colocado entre dos espejos que se remachan en las bridas del cuerpo del evaporador. El vapor fluye por fuera de los tubos en la calandria, y hay un gran paso circular de derrame en el centro del haz de tubos donde el líquido más frío recircula hacia la parte inferior de los tubos. El área de este derrame varía desde la mitad del área de los tubos hasta un área igual a ella. Los tubos son grandes, hasta de 3" DE, para reducir la caída de presión y permitir una rápida circulación, y se instalan en espejos encasquillados. Unos de los problemas es colocar deflectores en el espacio vapor, de manera que haya una distribución relativamente completa del vapor en los tubos. Otro problema es el de proveer de puntos de purga adecuados para que no se formen bolsas de gases no condensables. El condensado se remueve en cualquier punto conveniente. El espacio sobre el nivel del líquido en la calandria sirve primariamente para liberar el líquido que es arrastrado por el vapor.

Un accesorio común a todos los evaporadores es una trampa que está instalada en la línea de vapor con el propósito de remover el líquido arrastrado y de devolverlo al cuerpo del líquido.[1]

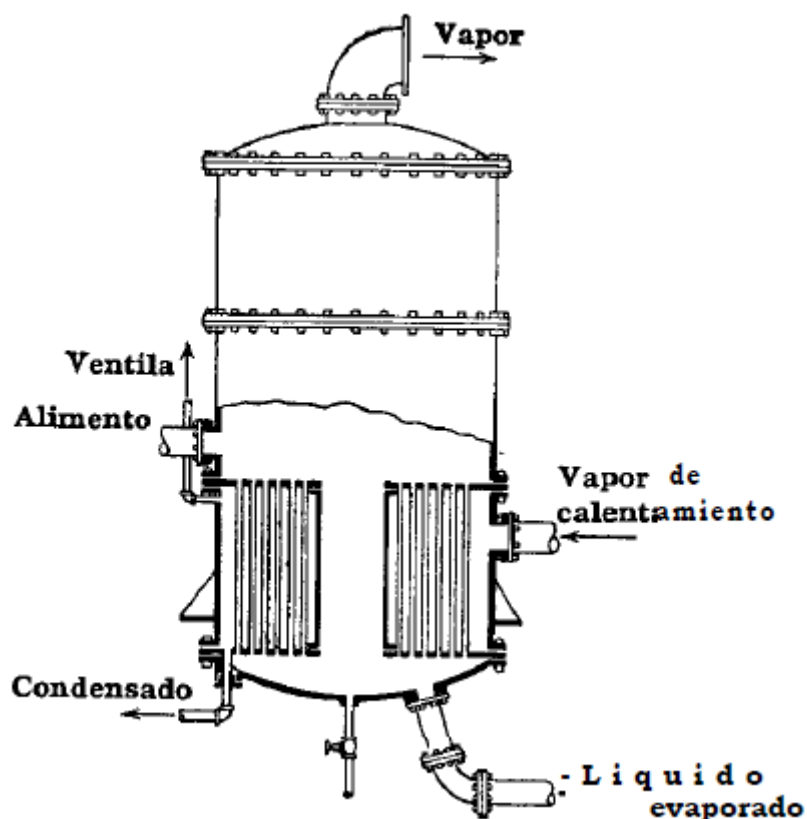


Figura. 8 Evaporador tipo calandria [1]

3.13.3 Evaporador tipo canasta

Un evaporador de canasta es similar al evaporador de calandria, excepto en que tiene el haz de tubos desmontables, lo que permite una limpieza rápida. El haz de tubos se soporta sobre ménsulas interiores. Debido a que los espejos están soportados libremente, el problema de la expansión diferencial entre los tubos y el cuerpo vapor no es importante. Este tipo frecuentemente se diseña con fondo cónico y se le puede instalar un agitador para aumentar la circulación. Como resultado de estas ventajas mecánicas, el evaporador de canasta puede usarse para licores con tendencia a incrustar, aun cuando se recomienda para líquidos con altas viscosidades o muy incrustantes. La selección de evaporadores de canasta o de calandria sigue usualmente la política establecida de diferentes industrias, en las que son usados después de muchos años de experiencia con modificaciones sugeridas por los fabricantes. Algunos fabricantes tienen preferencia por un tipo para cierta aplicación, mientras que otro preferirá el segundo tipo para el mismo servicio. [1]

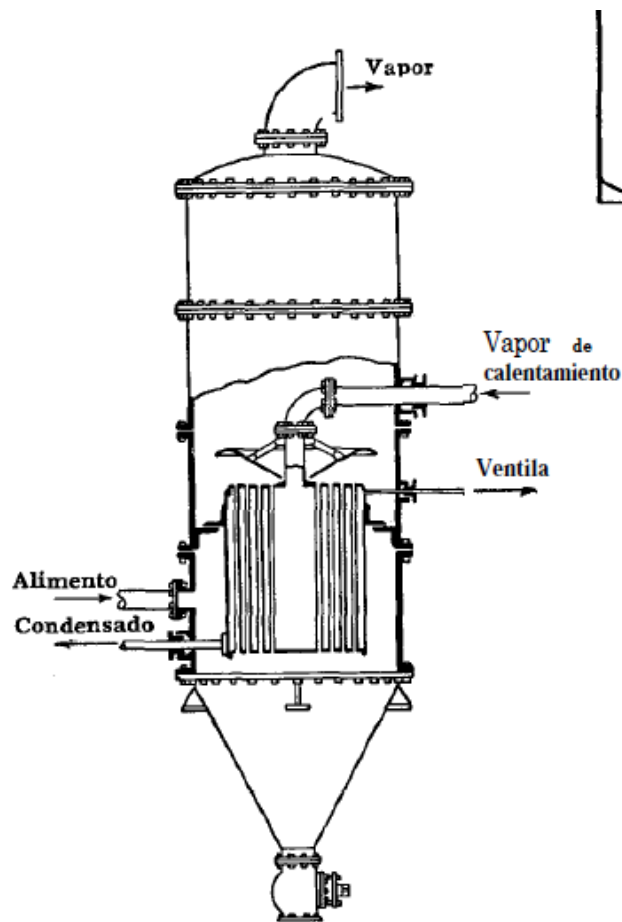


Figura. 9 Evaporador tipo canasta [1]

3.13.4 Evaporadores de tubos verticales largos

Un evaporador de tubos verticales largos está formado por un elemento calefactor tubular diseñado para el paso de los licores a través de los tubos sólo una vez, movidos por circulación natural. El vapor entra a través de la carcasa, y el haz de tubos tiene deflectores de manera de lograr un movimiento libre del vapor, condensados y no condensados hacia abajo. El espejo superior de los tubos está libre, y justamente sobre él hay un deflector de vapor para reducir el arrastre. Este tipo de evaporador no es especialmente adaptable a los licores incrustantes o que depositan sales, pero es excelente para el manejo de líquidos espumosos o que forman natas. [1]

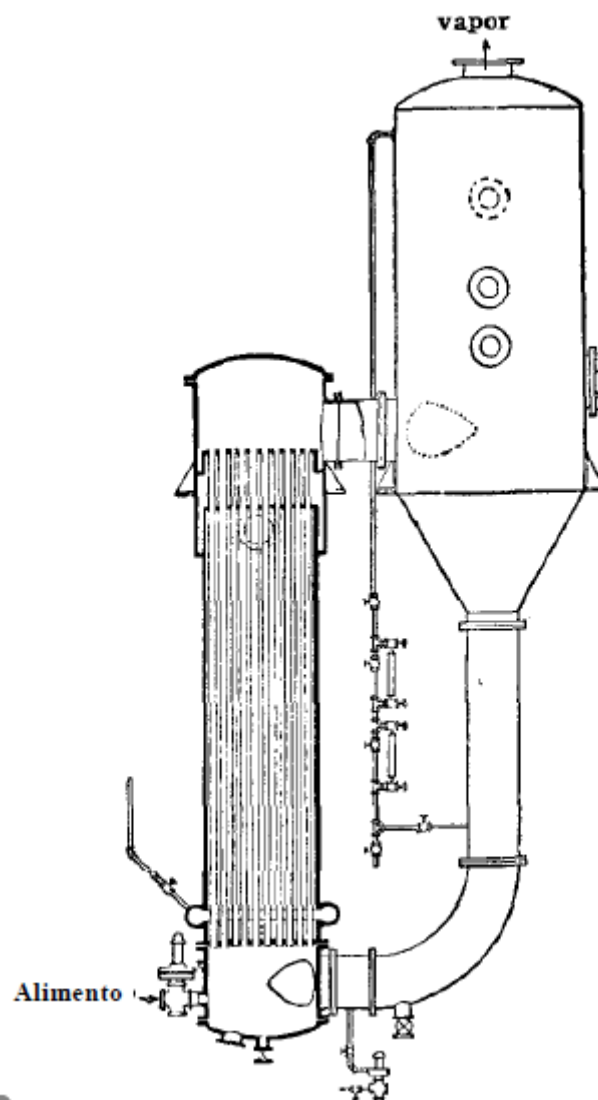


Figura. 8 Evaporadores de tubos verticales largos [1]

3.13.5 Evaporadores de circulación forzada

Los evaporadores de circulación forzada se fabrican en gran variedad de arreglos, los evaporadores de circulación forzada pueden no ser tan económicos en operación como los evaporadores de circulación natural, pero son necesarios cuando los problemas de concentración involucran soluciones de flujo pobre, incrustantes, y ciertas características térmicas. Puesto que el grupo de Grashof varía inversamente con el cuadrado de la viscosidad, hay un límite de viscosidades de soluciones que recirculan naturalmente.

Con materiales muy viscosos no hay otra alternativa sino la de usar este tipo de evaporador. También, donde hay una tendencia a la formación de incrustaciones o al depósito de sales, las altas velocidades que se obtienen por el uso de las bombas de recirculación son los únicos medios de prevenir la formación de depósitos excesivos. Los evaporadores de circulación forzada están bien adaptados para un control preciso del flujo, particularmente cuando un tiempo de contacto excesivo puede ser perjudicial a la solución química. Los tubos para los evaporadores de circulación forzada son más pequeños que en los tipos de circulación natural, y generalmente no exceden a las 2". DE.[11]

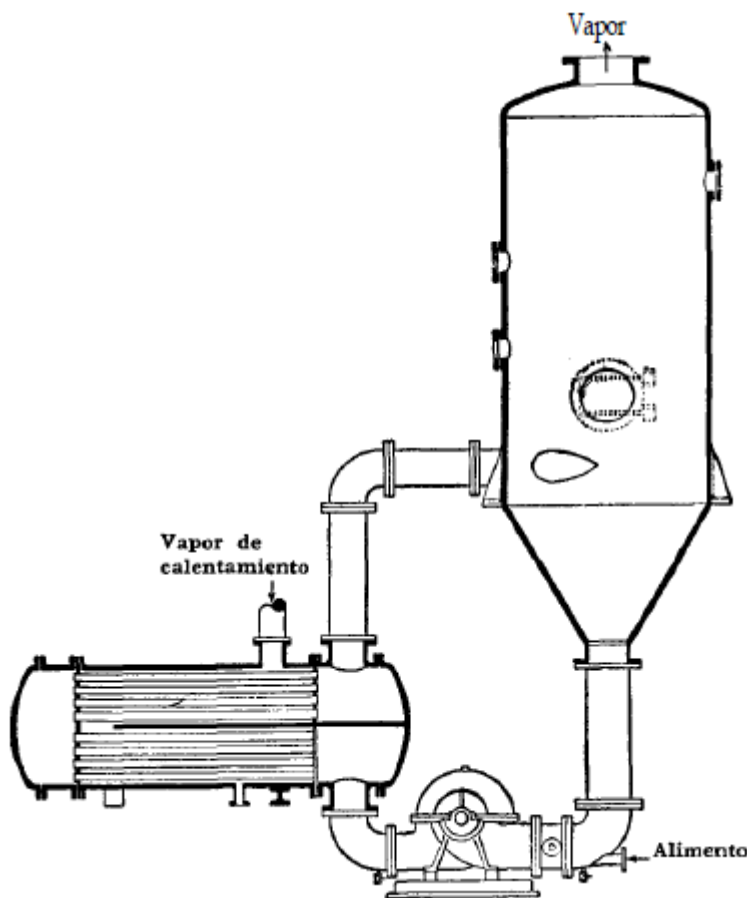


Figura. 10 Evaporador de circulación forzada [1]

3.14 Evaporadores de película descendente

El líquido que se evapora se distribuye uniformemente sobre la superficie interior del tubo y fluye hacia abajo formando una película delgada sobre la pared interior de los tubos, en la cual la ebullición y la evaporación tienen lugar, por medio del calor transmitido por el vapor. El principal problema de un evaporador de película descendente es la distribución uniforme del líquido en forma de película dentro de los tubos. Esto se consigue mediante una serie de placas metálicas perforadas situadas sobre una placa tubular cuidadosamente nivelada, por medio de inserciones en los extremos de los tubos que generen un flujo uniforme en cada tubo, el vapor se condensa y fluye hacia abajo sobre la superficie exterior del tubo. Todos los tubos están encerrados en una coraza, el vapor es introducido a través de la coraza, y el espacio entre los tubos forma la sección de calentamiento, y el lado interior de los tubos se denomina la sección de ebullición, ambos forman el cuerpo de calentamiento (llamada la calandria). Los vahos salen de la parte inferior de la calandria, de donde se descarga también la mayoría del líquido concentrado. El resto entra tangencialmente en el separador subsiguiente junto con los vahos. El concentrado separado es descargado nuevamente a la calandria y es bombeado con misma bomba que descarga la mayoría del concentrado de la calandria, y los vahos salen de la parte superior del separador, los cuales son aprovechados en el efecto siguiente como fuente de

calentamiento, cada efecto opera bajo un vacío mayor que el efecto anterior manteniendo el flujo en las calandrias. [2].

3.15 Evaporadores de película descendente por recompresión térmica de vapor

En el evaporador por recompresión térmica del vapor (TVR) el producto comienza a evaporarse en la parte superior de la primera calandria. El evaporador funciona según el principio de flujo descendente, lo que significa que el producto y el vapor fluyen hacia abajo a través de los conductos. En la parte inferior, el concentrado se asienta y el vapor se succiona hacia dentro del separador, a través del cual se separan las partículas del concentrado del vapor. El producto concentrado se bombea hacia las demás calandrias dependiendo del número de pasos del evaporador, luego del último paso se bombea a los depósitos de concentrado de la secadora [12].

Un termo compresor aumenta el nivel de temperatura y presión de los vahos, es decir comprime los vahos desde una presión baja a una de alta mediante vapor a una presión mayor a la de los vahos. En la tobera de vapor vivo la presión del vapor de entrada es convertida en velocidad y se crea un chorro tal que extrae parte de los vahos desde el separador del evaporador. En el difusor se forma un flujo rápido de una mezcla de vapor vivo y vahos, y la velocidad de este flujo es convertida en presión y por ende un aumento de temperatura. Luego la mezcla puede utilizarse como medio de calentamiento para el evaporador. Los termocompresores trabajan a muy altas velocidades de flujo de vapor y no tienen partes móviles, la construcción es sencilla, las dimensiones reducidas y los costos bajos [2].

Implementar un evaporador por recompresión térmica por etapas posibilita la obtención de bajos costos de operación, disminución en el consumo de energía, y largos períodos de operación, adicionalmente comparado con un evaporador de inyección directa de vapor, el uso de un termo compresor disminuye por lo menos dos etapas versus un evaporador de inyección directa lo cual se traduce en menores costo de montaje y mejor calidad del producto debido a su menor tiempo de retención en el equipo a altas temperaturas, ayuda a la conservación de sus propiedades ya que la leche y el suero son termosensibles por su alto contenido de proteínas [13].

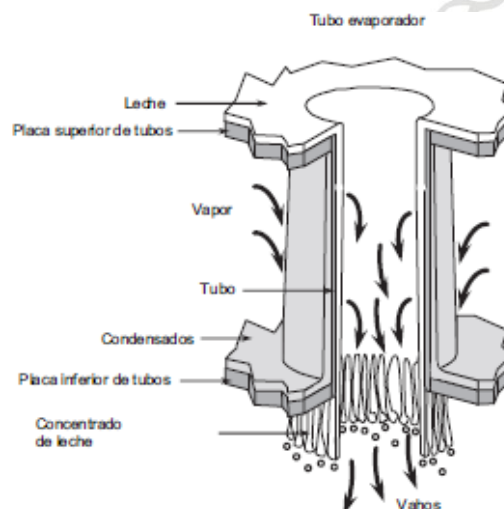


Figura. 11 Evaporación en los tubos [2]

3.16 Evaporadores de múltiple efecto

Las conexiones en un evaporador efectos múltiples están hechas de tal forma que el vapor procedente de un efecto sirve como medio de calentamiento para el efecto siguiente. El eyector de aire y el condensador establecen un vacío en el tercer efecto y retiran los vapores no condensables del sistema. En el primer efecto se introduce el vapor de calentamiento y en el que la presión en la cámara evaporación es la más alta. El último efecto es el que tiene la presión mínima en la cámara de evaporación. La diferencia de presión entre el primer vapor de calentamiento y el condensador se divide a lo largo de los efectos del sistema de múltiple efecto. La presión en cada efecto es menor que la del efecto del cual recibe el vapor de agua y superior a la del efecto al cual suministra vapor. Cada calandria actúa como un evaporador de un solo efecto, y cada uno de ellos tiene una caída de temperatura a través de su superficie de calentamiento correspondiente a la caída de presión en dicho efecto. Toda la teoría acerca de un evaporador de un solo efecto es aplicable un sistema de múltiple efecto. La configuración de una serie de evaporadores en un sistema de múltiple efecto es una cuestión de tuberías de interconexión y no de la estructura de las unidades individuales. La numeración de los efectos es independiente del orden en el que las soluciones entren como alimentación de estos; se numeran siempre en la dirección de disminución de la presión. La solución diluida entra en el primer efecto, donde se concentra parcialmente, pasa al segundo efecto para una concentración adicional, y así de efecto en efecto hasta alcanzar la concentración final. La solución concentrada se extrae en el último efecto mediante una bomba.

En la operación en estado estacionario, las velocidades de flujo y las velocidades de evaporación permiten que tanto el solvente como el soluto no se acumulan ni disminuyen en cada efecto. La temperatura, la concentración y la velocidad de flujo de alimentación están fijadas, las presiones en la entrada del vapor de calentamiento y el condensador están establecidas, y todos los niveles del licor se mantienen en cada efecto. Por lo tanto, todas las concentraciones internas, velocidades de flujo, presiones y temperaturas se mantienen constantes durante la operación del proceso mismo. La concentración de la solución concentrada solamente se puede modificar cambiando la velocidad de flujo de la alimentación. Si la solución concentrada es demasiado diluida, se reduce la velocidad de alimentación al primer efecto. La concentración en el último efecto y en la descarga de la solución concentrada alcanzará eventualmente un nuevo estado estacionario para el nivel deseado. La superficie de calentamiento del primer efecto transmitirá por hora una cantidad de calor de acuerdo con la ecuación.[3]

$$q_1 = A_1 U_1 \Delta T_1$$

Si la parte de este calor que va a calentar la alimentación hasta el punto de ebullición se desprecia por el momento, resulta que todo este calor ha de aparecer como calor latente en el vapor de calentamiento que sale del primer efecto. La temperatura del condensado que sale del segundo efecto es muy próxima a la temperatura T_1 de los vapores procedentes del líquido en ebullición del primer efecto. Por lo tanto, en la operación en estado estacionario prácticamente todo el calor consumido en crear vapor en el primer efecto será cedido cuando este mismo vapor condense en el segundo efecto. Sin embargo, el calor transferido en el segundo efecto viene dado por la ecuación.[3]

$$q_2 = A_2 U_2 \Delta T_2$$

Este razonamiento puede ampliarse, de forma que, aproximadamente,

$$A_1 U_1 \Delta T_1 = A_2 U_2 \Delta T_2 = A_3 U_3 \Delta T_3$$

En la práctica ordinaria las áreas de calentamiento de todos los efectos de un evaporador de múltiple efecto son iguales, lo cual conduce a una economía en la construcción.

Por lo tanto $q_1 = q_2 = q_3$. [3]

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 = \frac{q}{A}$$

A partir de aquí se deduce que las caídas de temperatura en un evaporador de múltiple efecto son, de forma aproximada, inversamente proporcionales a los coeficientes de transferencia de calor. [3]

3.17 Sistema de distribución de producto

La necesidad de distribuir el producto uniformemente en todos los tubos de la calandria, para obtener un buen recubrimiento de estos es muy importante cuando se diseña un evaporador.

En la práctica hay dos sistemas distintos: [2]

- Sistema dinámico de distribución
- Sistema estático de distribución

3.17.1 Sistema dinámico de distribución

En el sistema dinámico de distribución, se obtiene la energía cinética necesaria mediante una pérdida de presión del producto a través de una tobera de cono completo. El producto es supercalentado en relación a la presión dentro de los tubos formándose en seguida vahos rápidos. La mezcla de producto y vahos es atomizada por la entrada de los tubos que luego son recubiertos de producto.

La capacidad de una tobera de atomizar al máximo depende de la caída de presión que se determina por la cantidad del líquido a tratar y su grado de ebullición al ser introducido en el espacio encima de los tubos. Por eso, dicho sistema de distribución no se recomienda para evaporadores modernos que deben ser flexibles y con diferencias en la cantidad alimentada. [2]

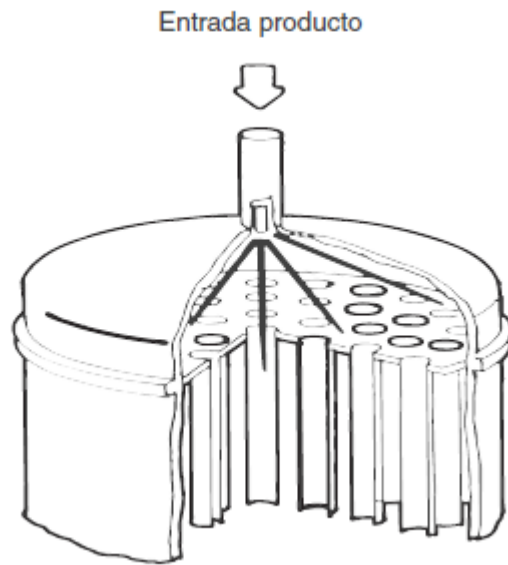


Figura. 12 Distribución dinámica de producto [2]

3.17.2 Sistema estático de distribución

En el sistema estático de distribución el producto supercalentado que entra es dividido primero en vahos flash y producto. Al entrar en la calandria, el producto es introducido en una placa distribuidora colocada dentro de un cono abierto. El cono está colocado sobre un distribuidor provisto de un número de orificios, en el cual se mantiene cierto nivel de producto. El producto fluye por gravedad a través de los orificios. Cada orificio se encuentra en el centro del espacio entre los tubos. Así el producto fluye sobre la placa de tubos y luego por el borde bajando sobre la superficie de cada tubo. Al mismo tiempo los vahos flash entran en los tubos y empujan el producto contra la superficie interior de los tubos dándole su velocidad inicial. Este sistema de distribución es mucho más flexible con respecto a capacidad, ya que un aumento de nivel en el distribuidor da como resultado una mayor capacidad que hará posible el flujo del producto a mayor velocidad, manteniéndose así el nivel.[2]

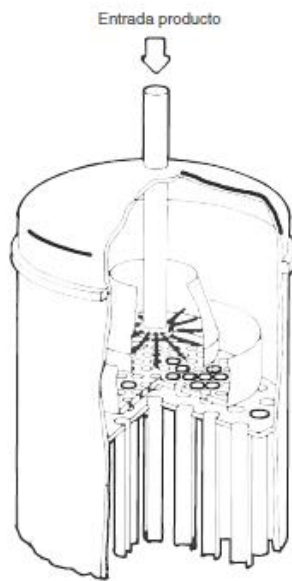


Figura. 13 Distribución estática de producto [2]

3.18 Precalentadores

Como la leche a ser evaporada tiene una temperatura de 5-10°C debe ser calentada hasta la temperatura de ebullición de la primera etapa, con el fin de ahorrar vapor para la evaporación. Por este motivo la leche es conducida primero a través de un enfriador de vahos situado entre el separador de la última etapa y el condensador, ahorrando así agua de enfriamiento. Desde el enfriador de vahos la leche pasa a través de la sección de precalentamiento de la última etapa y luego regresa a la primera etapa antes de entrar en la sección de ebullición de la primera etapa. el sistema de precalentamiento puede llevarse a cabo de dos maneras distintas:[2]

- Precalentadores de tubos en espiral
- Precalentadores de tubos rectos

3.18.1 Precalentadores de tubos en espiral

Los tubos en espiral están situados dentro de las zonas de calentamiento en la calandria alrededor de los tubos de película descendente siendo así calentados mediante vahos. El sistema es sencillo, pero no permite la posibilidad de una inspección para detectar depósitos o fugas.[2]

3.18.2 Precalentadores de tubos rectos

Los precalentadores de tubos rectos están colocados verticalmente fuera del evaporador y son calentados mediante vahos de la calandria correspondiente. La conexión de vahos está en la parte superior de la calandria para extraer fácilmente los gases incondensables, asegurando así un aprovechamiento óptimo de la superficie de calentamiento de los tubos de evaporación. Este sistema permite inspección y limpieza manual. La superficie de transferencia térmica en el precalentador está distribuida en grupos de tubos paralelos de diámetro pequeño dando lugar a una superficie grande. Cada grupo de tubos está conectado en su extremo mediante conexiones standard para productos lácteos. Debido al flujo paralelo el tiempo de retención resulta mucho

más corto que el del precalentador de tubos en espiral. La viscosidad del concentrado final, por consiguiente, resulta más baja en evaporadores provistos de precalentadores de tubos rectos. [2]

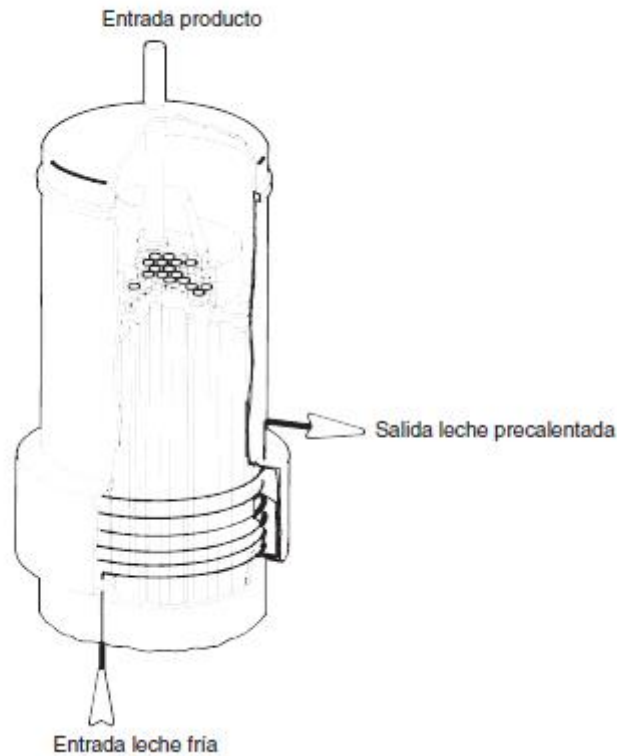


Figura. 14 Precalentador de tubos en espiral [2]

3.19 Equipo de pasteurización y retención

La temperatura obtenida del último precalentador en evaporadores de múltiple efecto es inferior a la temperatura de ebullición del primer efecto. Por eso, un precalentamiento adicional es necesario para obtener los 2-3°C requeridos sobre la temperatura de ebullición de la primera etapa. En tal caso se usa un precalentador separado, calentado mediante vapor vivo, normalmente con un termocompresor. Sin embargo, algunos productos pueden necesitar temperaturas más altas, pero el propósito primario de un tratamiento térmico en un evaporador, aparte de los requisitos bacteriológicos, no es una pasteurización, sino el de obtener una herramienta para obtener propiedades funcionales en el producto final.[2]

- Requisitos de tipo bacteriológico
- Leche descremada en polvo por clasificación térmica
- La conservación de la leche entera
- Leche en polvo termoestable a alta temperatura
- Leche entera instantánea en polvo

Un tratamiento térmico correcto exige que la leche o el suero se mantenga durante determinado tiempo a la temperatura de pasteurización, este tiempo de retención se realiza en una sección

externa al pasteurizador, generalmente en una sección de tubos en zigzag, la longitud, diámetro de la tubería y velocidad de flujo se calculan de forma que el tiempo de permanencia para esta sección sea igual al tiempo requerido por el producto; para leche 30 segundos y 15 segundos para suero, con los tiempos determinados, el caudal necesario y fijando el diámetro para la tubería se puede calcular la longitud para obtener el tiempo de permanencia exigido, con las siguientes ecuaciones.[2]

$$V = \frac{QTM}{3600\eta} \quad (dm^3) \quad (11)$$

$$L = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (dm) \quad (12)$$

Donde

Q= caudal de pasteurización

TM= tiempo de retención en segundos

L= longitud de la tubería, en dm correspondiente a Q y TM

D=diámetro interior de la tubería

V= volumen de producto en dm^3 correspondiente a Q y TM

η = factor de eficiencia



Figura. 15 Tubería de retención [2]

3.20 Separadores con entrada tangencial de los vahos

Los vahos generados de la evaporación se usan como medio de calentamiento en la siguiente calandria, por lo que es necesario separar cualquier producto, para evitar una contaminación de los condensados dando lugar a pérdidas. La mayoría del concentrado se descarga del fondo de la calandria debajo del haz de tubos. Debido a la alta velocidad de los vahos parte del concentrado queda atrapado en los vahos como pequeñas gotas. La separación tiene lugar en un separador con entrada tangencial de los vahos. Se diseña un separador con cuidado especial para evitar que se lleve producto a la caída de presión más baja posible, ya que una caída de la presión corresponde a una caída de la entalpía térmica en la siguiente calandria dando lugar a una baja general de la eficiencia.[2]

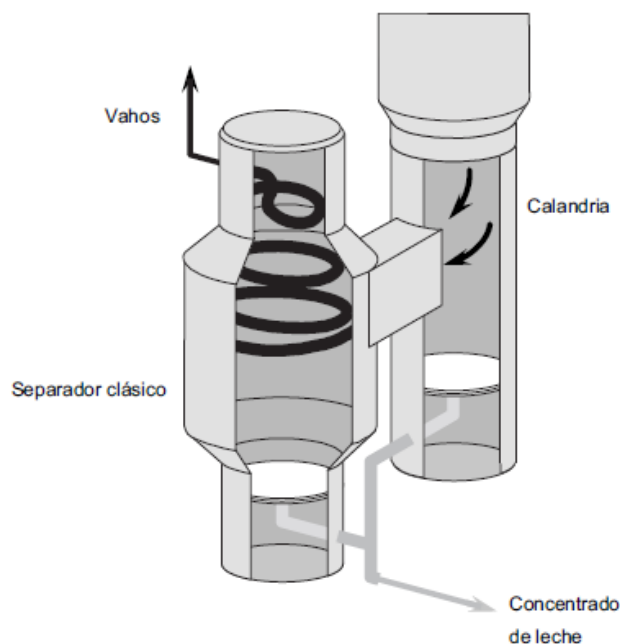


Figura. 16 Separador tangencial de vahos [2]

3.21 Equipo de condensación

Todos los evaporadores en la industria láctea operan con vacío, y por eso están equipados con una instalación de condensación y evacuación de aire para condensar los vahos que ya no pueden ser utilizados y para crear y mantener el vacío en la planta. La cantidad de calor a descargar del condensador depende de la cantidad de vahos residuales de la última etapa y la temperatura de estos. Con el fin de ahorrar agua de enfriamiento y energía, la leche a evaporar (a una temperatura de 5-10°C) es utilizada para pre enfriar y condensar los vahos al mismo tiempo que se está precalentando la leche. Sin embargo, el grado final de la condensación es determinada por la cantidad y temperatura del agua de enfriamiento. Como siempre habrá aire y gases incondensables en la leche a ser evaporada, y posiblemente pequeñas fugas en la planta, es necesario tener equipos para aspirar este aire para mantener el vacío. Los mismos equipos son usados para crear el vacío durante el arranque.[2]

3.21.1 Condensador de superficie

El condensador de superficie trabaja y es construido como un intercambiador de calor de tubos rectos, la ventaja de un condensador de superficie es que el agua de enfriamiento y los condensados de vahos permanecen separados. Hay que bombear solamente los condensados de vahos del vacío, y por eso no es necesario colocarlo barométricamente, como es el caso del condensador de mezcla. Siempre se debe utilizar condensadores de superficie en plantas que evaporan productos ácidos, como el suero ácido, para poder separar los condensados ácidos de vahos del agua de enfriamiento.[2]

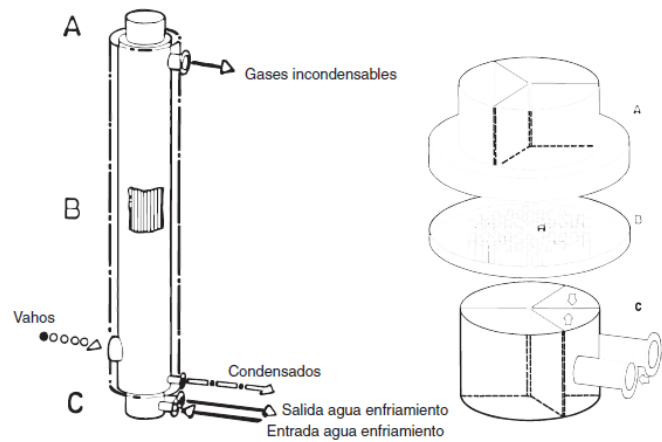


Figura. 17 Condensador de superficie

3.22 Circulación de corrientes de vapor y producto.

El vapor obtenido en la cámara de evaporación de un efecto sirve como fuente de calor del siguiente. Sin embargo, dependiendo del sistema de circulación de las soluciones a concentrar se obtienen distintos sistemas de paso, como se explican a continuación se explican.[5]

3.22.1 Sistema en paralelo.

El producto se distribuye en distintas corrientes que sirven de alimento a cada uno de los efectos, mientras que las corrientes de concentrado de cada efecto se recogen en una única corriente de concentrado final. El vapor se alimenta en la misma dirección del producto.[5]

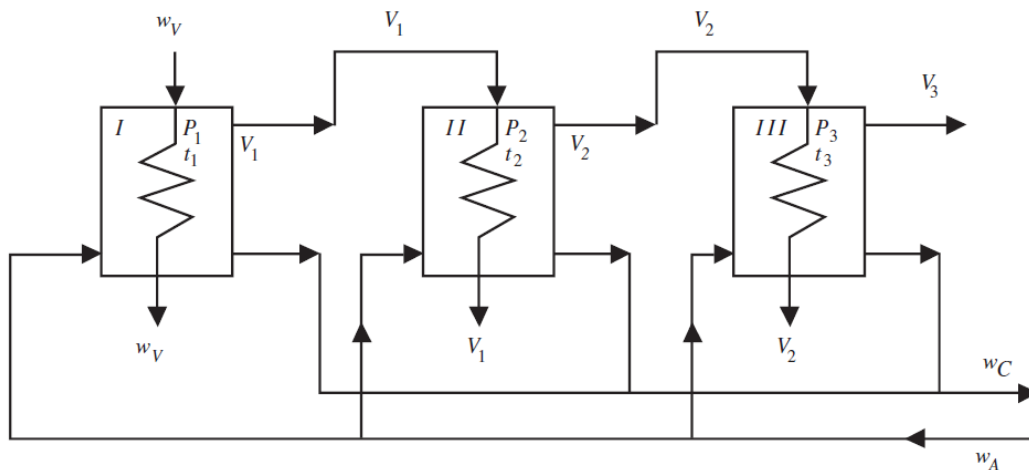


Figura. 18 Distribución en paralelo [5]

3.22.2 Sistema en corriente directa

La solución diluida se alimenta al primer efecto, mientras que la concentrada que abandona cada efecto sirve como alimento del efecto siguiente. Las corrientes de vapor y solución concentrada de cada efecto siguen sentidos paralelos. Este sistema de paso es uno de los más utilizados para soluciones en las que el calor las puede afectar, ya que la solución concentrada está en contacto con el vapor de menor temperatura. [5]

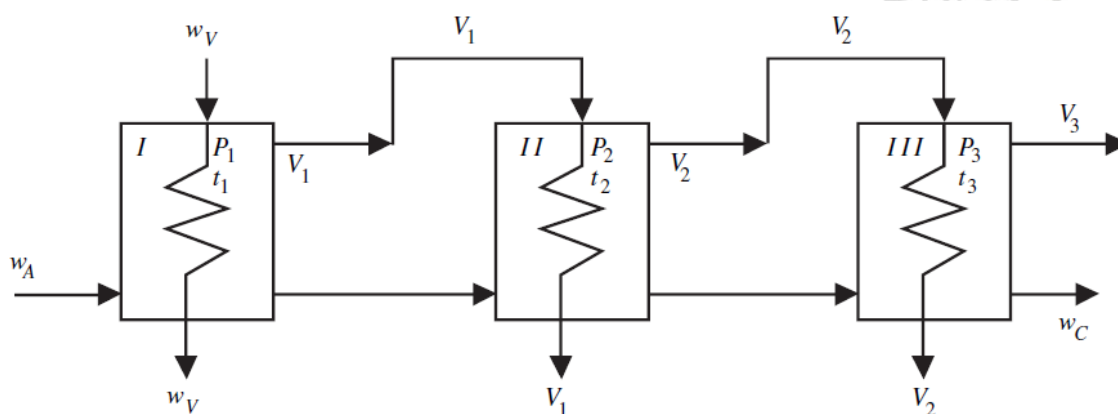


Figura. 19 Distribución directa [5]

3.22.3 Sistema en contracorriente

El sentido de las soluciones a concentrar es en contracorriente con las de vapor. La solución diluida se alimenta al último efecto, donde el vapor es de menor energía, mientras que las soluciones concentradas que abandonan cada efecto sirven de alimento al efecto anterior. Este tipo de disposición debe utilizarse con cuidado en el caso de soluciones alimentarias, ya que la solución más concentrada recibe calor del vapor de mayor temperatura, y ello puede afectar el alimento. [5]

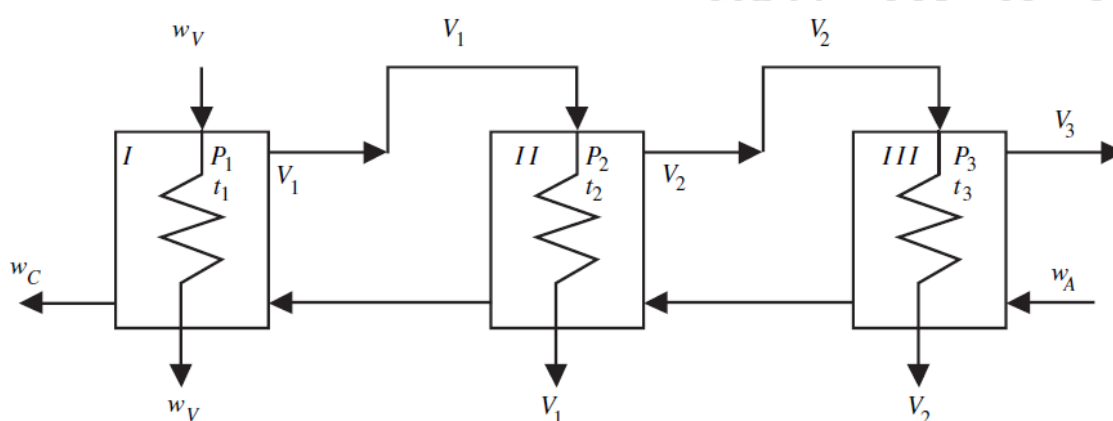


Figura. 20 Distribución en contracorriente [5]

3.22.4 Sistema en corriente mixta

La solución diluida puede alimentarse a cualquiera de los efectos, mientras que las concentradas pueden alimentarse a un efecto anterior o posterior. [5]

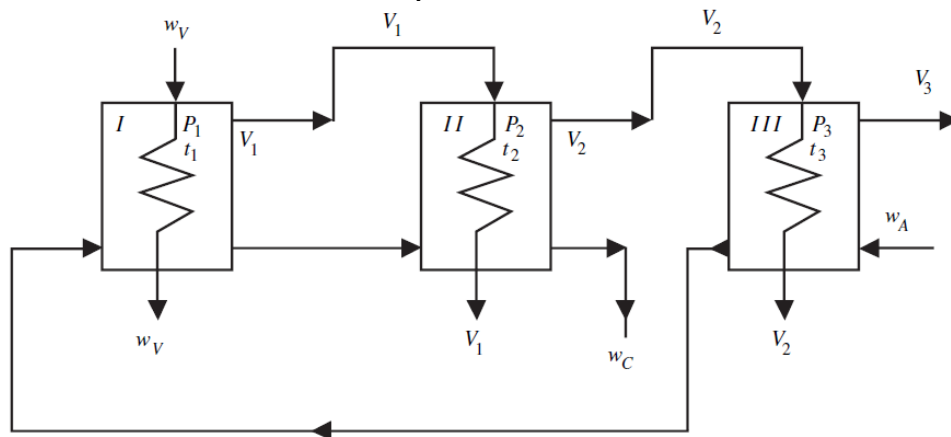


Figura. 21 Distribución mixta [5]

3.23 Equipos de vacío

El vacío en la última etapa del evaporador es una función de la cantidad de agua de enfriamiento y la temperatura. El vacío en la primera etapa y las etapas intermedias es creado por el grado de evaporación en la calandria siguiente actuando como un condensador para los vahos de la etapa anterior. Cualquier cambio en el grado de evaporación en una etapa, debido a ensuciamiento (menor factor U) significaría una menor condensación de los vahos. Esto lleva consigo un aumento de la temperatura de ebullición en la etapa previa, el Δt se reduce y asimismo la capacidad total de evaporación. Cada etapa es conectada al condensador para asegurar la desaireación de no condensable.[2]

Para la creación y mantenimiento del vacío debido a los gases no condensables y las fugas en el evaporador se usan dos tipos de bombas:

- Bombas de vacío
- Bombas eyectoras de vapor a vacío

3.23.1 Bombas de vacío

Se usan bombas de vacío como la bomba de anillo de agua. Normalmente se instalan dos unidades y se usan ambas para un rápido arranque de la planta, mientras se usa sólo una durante la producción. Como material se usa solamente el acero inoxidable, ya que el bronce aun siendo más barato tiene una vida muy breve debido a corrosión, especialmente en el procesamiento de productos de suero.[2]

3.23.2 Bombas eyectoras de vapor a vacío

El principio es similar al termocompresor. Este sistema tiene un bajo costo de mantenimiento, pero debe considerarse el consumo adicional de vapor.[2]

3.24 Torres de enfriamiento.

Cuando las fábricas no tienen acceso a suministros ilimitados de agua, y las necesidades de agua de enfriamiento no son cubiertas. Es posible solucionar este problema reciclando el agua, pero como la temperatura aumenta unos 10-15°C para cada ciclo, el vacío en el evaporador se perderá. Instalando una torre de enfriamiento, se puede eliminar este problema. En dicha torre el agua es enfriada por evaporación, puesto que el agua es distribuida sobre una gran superficie, y un ventilador asegura la turbulencia del aire. El flujo de agua va desde la torre hasta el condensador desde donde es retornado a la torre de enfriamiento. A causa de la evaporación, hay que agregar agua en la torre de enfriamiento, se recomienda renovar el agua reciclada para evitar el crecimiento de bacterias.[2]



Figura. 22 Torre de enfriamiento evaporador

3.25 Enfriadores flash

El enfriador flash opera bajo el principio de enfriamiento evaporativo, frecuentemente se desea una temperatura del concentrado más baja que la obtenida en la última etapa. Para enfriar el concentrado puede utilizarse un intercambiador de calor a placas, pero no se recomienda, ya que la viscosidad en este punto es alta. En lugar de intercambiadores se usan enfriadores flash. El sistema consiste solamente en una cámara de vacío creado por eyectores de vapor a vacío, el concentrado entra tangencialmente a la cámara formando una película en las paredes. Dependiendo del vacío, el concentrado es enfriado rápidamente y además tendrá lugar una evaporación que dará como resultado un pequeño aumento en el contenido de sólidos. El enfriador flash se usa principalmente para suero, en cuyo caso es especialmente ventajoso, ya que el enfriamiento es instantáneo con lo que se eliminan los problemas de una cristalización no deseada de la lactosa, que crearía bloqueos entre las placas.[2]



Figura. 23 Eyector flash cooler

3.26 Equipos de agua de cierre

Todos los evaporadores de película descendente tienen bombas de transporte para pasar el concentrado de leche de una etapa a la otra. El número de bombas depende del número de etapas, y de si las etapas están divididas o no. Las bombas trabajan bajo vacío y por este motivo se necesita un cierre eficaz para evitar cualquier fuga de aire que haría difícil mantener el vacío. Este cierre se hace con agua. Cada bomba requiere unos 50-100 l/h de agua de cierre de los cuales entra en el caudal de leche 1 l/h aproximadamente. El sistema de agua cierre se diseña de forma que permita la instalación de un pequeño embudo para cada bomba, con el fin de controlar si hay una pérdida excesiva de agua o si hay un incremento súbito del consumo de agua, lo que significaría un desgaste del anillo de cierre.[2]



Figura. 24 Bombas transporte de concentrado

3.27 Balances de energía

Para calcular los requerimientos de vapor, área y demás consumos en un evaporador se debe realizar un balance de calor para cada efecto y un balance de masa general de todo el evaporador. En cada efecto se necesitan dos balances de energía uno para el lado del vapor y otro para el lado del producto. Se supone que no hay fugas o arrastre, que el flujo de los no condensables es despreciable, y que las pérdidas de calor desde el evaporador no son considerables. La corriente de vapor de agua que entra a la cámara de condensación puede ser sobrecalentado, y el condensado generalmente abandona la cámara de condensación algo subenfriado por debajo de su temperatura de ebullición. Sin embargo, tanto el sobrecalentamiento del vapor de agua como el subenfriamiento del condensado son pequeños y resulta aceptable despreciarlos al aplicar un balance de energía. Los pequeños errores que se cometen al despreciarlos se compensan aproximadamente al no tener en cuenta las pérdidas de calor desde la cámara de vapor.[3]

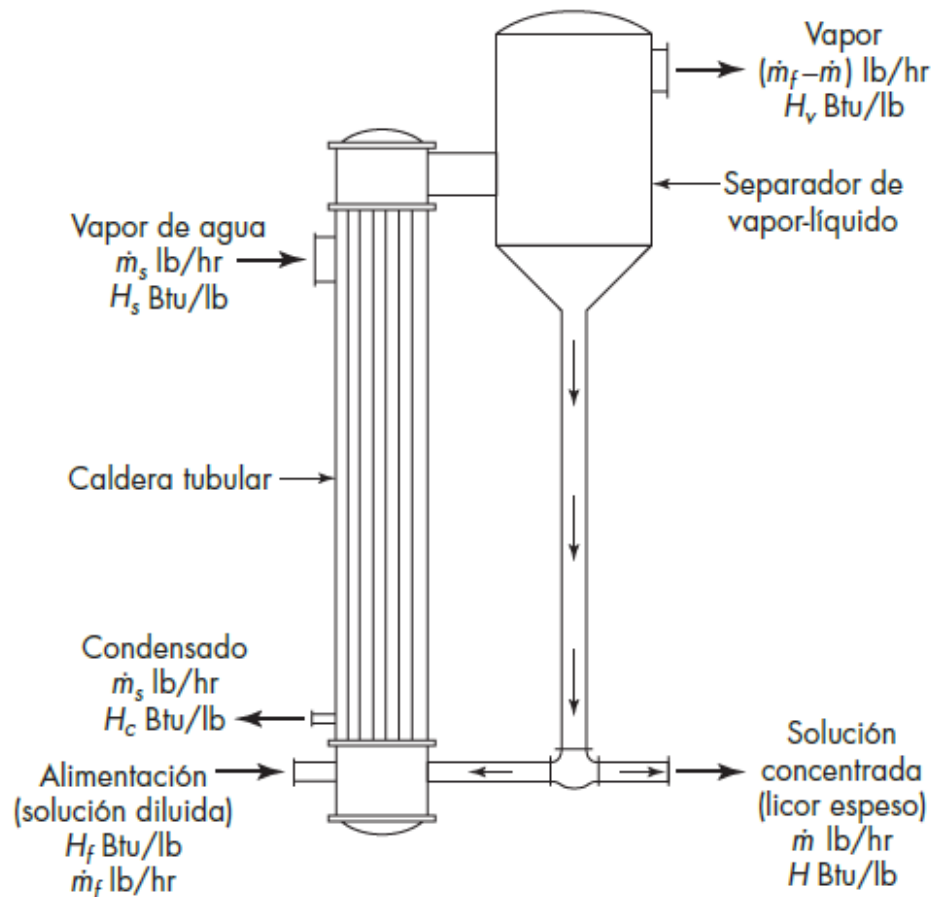


Figura. 25 Balance de materia y entalpia de un evaporador [3]

La velocidad de flujo del vapor y del condensado es \dot{m}_s con una entalpia H_s y H_c respectivamente y están a una temperatura T_s , la de la solución diluida es \dot{m}_f y su entalpia H_f

y está a una temperatura T_f , la del líquido concentrado es \dot{m} y su entalpía es H y está a una temperatura T . La velocidad de flujo de vahos hacia el condensador, suponiendo que no precipitan sólidos es $\dot{m}_f - \dot{m}$ su entalpía es H_v y está a una temperatura T_v . Es importante resaltar que las temperaturas de las corrientes de concentrado T y T_v de los vahos que abandonan la cámara de evaporación son iguales, y se corresponden a la temperatura de ebullición de la disolución concentrada que abandona esta cámara. [3]

Los balances energéticos que deben hacer para cada efecto son:

- Cámara de condensación $\dot{m}_s H_s = \dot{m}_s H_c + \dot{Q}$ (13)
- Cámara de evaporación $\dot{m}_f H_f + \dot{Q} = (\dot{m}_f - \dot{m}) H_v + \dot{m} H$ (14)
- Área de intercambio $Q = UA\Delta T = UA(T_s - T)$ (15)

Donde U es el coeficiente global de transmisión de calor y A el área del evaporador.

3.27.1 Entalpías de vapores y líquidos

Las entalpías del lado de la solución H_v , H_f y H dependen de las características de la solución que se concentra. La mayor parte de las soluciones cuando se mezclan o se diluyen a temperatura constante no producen un gran efecto térmico. Esto se cumple para soluciones de sustancias orgánicas, así como para soluciones moderadamente concentradas de la mayor parte de las sustancias inorgánicas. Así, el azúcar, la sal común y la leche no poseen calores de solución o de mezcla apreciables. Por otra parte, el ácido sulfúrico, el hidróxido de sodio y el cloruro de calcio, especialmente en soluciones concentradas, desarrollan una cantidad de calor considerable cuando se diluyen y, por lo tanto, poseen importantes calores de dilución. Se requiere una cantidad equivalente de calor, en adición al calor latente de vaporización, cuando disoluciones diluidas de estas sustancias son concentradas a altas densidades.[3]

La entalpía por unidad de masa de un vapor que se encuentra a una temperatura T_x se puede expresar como el sumatorio de la correspondiente a la entalpía de saturación H_{ssat} más la integral entre la temperatura de ebullición T_e y la temperatura a la que se encuentra T_x , de su calor específico por dT : [5]

$$H_s = H_{ssat} + \int_{T_e}^{T_x} C_{p)v} dT \quad (16)$$

La entalpía H_{ssat} es la entalpía que tiene el vapor a su temperatura de condensación. El calor específico del vapor de agua $C_{p)v}$ depende de la presión, su valor es cercano a 2.1 kJ/(kg. °C).

Como la entalpía es una función de estado, la correspondiente a un líquido se debe expresar en función de una temperatura de referencia. Si esta temperatura es T^* , y el líquido se encuentra a una temperatura T , se obtiene:[5]

$$H = \int_{T^*}^T C_p dT = C_p(T - T^*) \quad (17)$$

En la bibliografía encuentran tablas que permiten el cálculo de estas entalpías. Generalmente, la temperatura de referencia es la de congelación del agua (0 °C). La entalpía del líquido a su temperatura de ebullición se denomina H_{fsat} , el calor latente de condensación o evaporación λ será la diferencia entre las entalpías de saturación del vapor y del líquido, ya que las temperaturas de evaporación y condensación coinciden.[5]

$$\lambda = H_{ssat} - H_{fsat} \quad (18)$$

Los valores de las entalpías de vapor y líquido saturados se pueden obtener a partir de las tablas de vapor saturado de agua, siendo inmediato el cálculo del calor latente de condensación. Sin embargo, este valor puede obtenerse de forma aproximada a partir de la ecuación de Regnault:[5]

$$\lambda = 2538 - 2.91 T \text{ kJ/kg} \quad (19)$$

en la que T se expresa en °C.

Las entalpías de las corrientes líquidas, de la solución diluida H_f y del concentrado H son:

$$H_f = \int_{T^*}^{T_f} C_p dT = C_p(T_f - T^*) \quad (20)$$

$$H = \int_{T^*}^T C_p dT = C_p(T - T^*) \quad (21)$$

La entalpía de los vahos H_v será distinta si la solución que se concentra presenta o no aumento en su temperatura de ebullición con respecto al agua. En el caso de que no exista aumento en el punto de ebullición de la solución concentrada, la entalpía del vapor será la del líquido saturado más el calor latente:[5]

$$H_{v)sat} = C_p(T_e - T^*) + \lambda \quad (22)$$

en la que T_e que es la temperatura de ebullición de la solución. Para el caso de que exista aumento ebulloscópico, la temperatura de ebullición de la solución T será superior a la del agua pura T_e , por lo que la entalpía del vapor será:[5]

$$H_{v)sat} = C_p(T_e - T^*) + \lambda + C_{p)v}(T - T_e) \quad (23)$$

Para facilitar los cálculos, la temperatura de referencia que suele elegir es la de ebullición del agua pura, es decir: $T^* = T_e$ lo que hace que para el caso que no exista aumento ebulloscópico, la entalpía del vapor que abandona la cámara de evaporación coincida con el calor latente de

condensación. Asimismo, la entalpía de la corriente de concentrado se anulará, ya que $T = T_v = T_e$.

4 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la planta de derivados lácteos Colanta ubicada en San Pedro de los milagros, se busca aumentar la capacidad de procesamiento de suero de 300 l/día a 800 l/día, para lo cual se implementa una planta de procesamiento y secado de suero, que incluye los siguientes subprocesos para llegar al producto final suero en polvo: pretratamiento, filtración, evaporación, cristalización y secado. El excedente de lactosuero que no es procesado en el momento es utilizado en labores de riego para fertilizar pastos por su alto contenido de proteínas y minerales, esta actividad tiene poco valor agregado y es una fuente de contaminación ambiental.

La generación de lactosuero en la planta proyectada al año 2020 es la siguiente.

Tabla 1 Proyección generación de suero al año 2020

GENERACION DE SUERO SAN PEDRO		
AUMENTO PROYECTADO A 2020		
Proceso	Leche procesada L/día	Suero Generado L/día
Quesito	280.000	224.000
Mozzarella	370.000	333.000
Q. Blanco	250.000	160.000
Madurados	25.000	20.000
Queso Crema	33.000	23.100
Semi madurados	15.000	11.550
Costeño	24.000	17.760
Total	997.000	789.410

Para el procesamiento del lactosuero se adquieren una planta de pretratamiento, filtración, cristalización y secado a través de la multinacional GEA, la cual suministra los equipos e ingeniería, y realiza el acompañamiento para el montaje y puesta a punto de estos. Para el caso de la evaporación se adquiere un evaporador usado, que estaba en funcionamiento en una planta de queso mozzarella en estados unidos. El cual solo cuenta con la información suministrada por los *P&ID* y diagramas de flujo originales, por lo cual es necesario adaptarlo a las condiciones necesarias para el procesamiento de lactosuero en la planta de derivados lácteos, se decide adquirir este por la diferencia de precio con un equipo nuevo ofrecido por la multinacional GEA.

Los flujos volumétricos y contenidos de sólidos para el proceso de 20 h/día son los siguientes: El lactosuero obtenido del procesamiento de los diferentes tipos de queso son aproximadamente 80000 l/día con un porcentaje de 7.54 % de sólidos totales (ST), los cuales se almacenan en un silo pulmón para iniciar el proceso, desde este silo se lleva el lactosuero por medio de tuberías impulsado por una bomba centrífuga, el cual es pasado por un filtro rotativo para eliminar las

partículas de queso que aún se encuentran en el suero, luego pasa por una clarificadora-descremadora con capacidad de 40000 l/h la cual actúa por el principio de centrifugación y se encarga de retirar las impurezas y separar la crema, el suero descremado se envía al pasteurizador, después de pasteurizado pasa a la etapa de nanofiltración obteniendo un 40.24 % de concentrado desmineralizado con un 18 % ST (321920 l/día) y un 59.76 % de permeado con un 0.05 % ST (478080 l/día), el permeado se pasa por un proceso de osmosis inversa del cual se obtiene un 66% de agua desmineralizada (315533 l/día) y un 34 % de concentrado de osmosis con alto contenido de minerales el cual es enviado a la planta de tratamiento de aguas residuales (162547 l/día).

El concentrado desmineralizado obtenido de nanofiltración (321920 l/día) entra al evaporador (16096 l/h), del cual se obtiene un 64 % de agua evaporada (10301 l/h) y un 36 % de concentrado de suero (5795 l/h) (115900 l/día) con 50 % ST con una densidad de $\rho = 1.250 \text{ kg/m}^3$.

El concentrado obtenido del evaporador pasa a los tanques de cristalización de 20000 litros cada uno, el proceso de cristalización tiene una duración de 8 horas, se alimentan 5795 l/h a la cámara de secado y se obtienen 2987 kg/h de suero en polvo con un 97 % de ST.

El presupuesto total del proyecto son 54.000.000.000 de los cuales el 11.39% está destinado para los rubros de montaje y puesta en marcha del evaporador.



Figura. 26 Proceso de nanofiltración

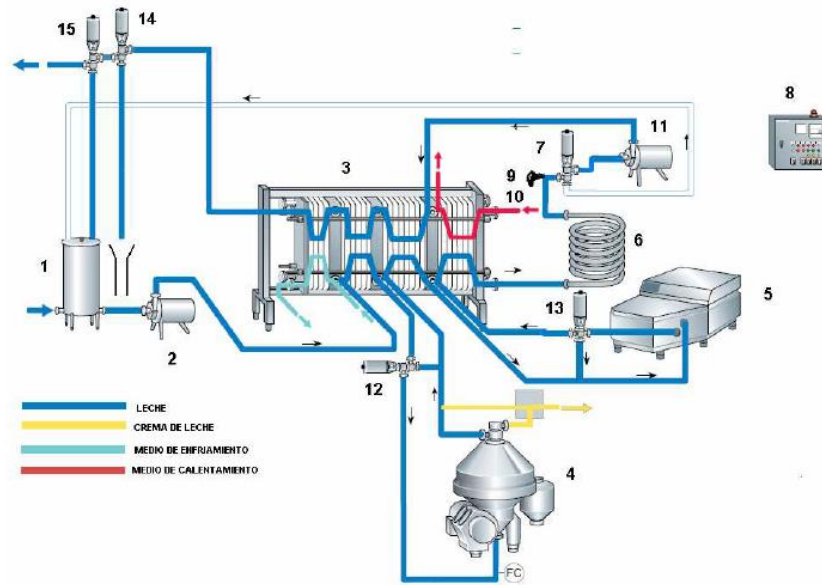


Figura. 27 Proceso de descremado y homogenización [6]

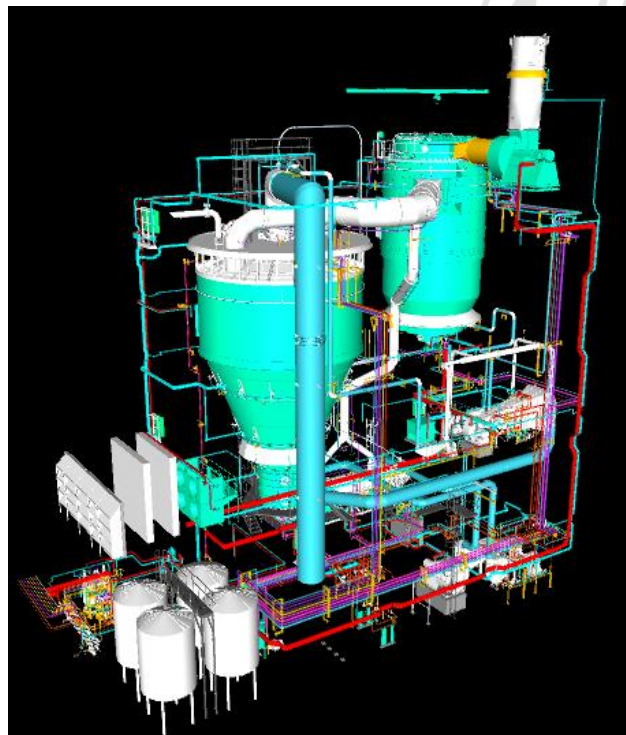


Figura. 28 Nueva planta de secado de lactosuero

5 METODOLOGÍA

5.1 Reconocimiento de la compañía

Conocer su historia, fundamentación, objetivos, misión, visión, política de gestión integral, estatutos y los valores corporativos. El reconocimiento de la cooperativa se realiza a través de la página web corporativa <http://sabemas.colanta.com.co/> la cual contiene toda la información de la cooperativa.

5.2 Recopilación de la información

Recopilación y revisión de la documentación técnica y científica de los diferentes procesos involucrados en la transformación de la leche y el suero. A través de las bases de datos y la bibliografía se recopila información requerida para el desarrollo del proyecto.

5.3 Análisis funcional de los equipos

Conocer los equipos y sus principios de funcionamiento en el proceso de evaporación y secado de la leche y el suero. En este punto se requieren: planos de montaje, determinar las dimensiones de los intercambiadores de calor, longitud de las tuberías, diámetros, deflectores, operación a contraflujo o en paralelo para las condiciones de entrada de los fluidos a procesar (temperatura, caudal y contenido de sólidos). Con el acompañamiento de los ingenieros Oscar Martínez, Jesús Alonso Higueta y Jhon Jairo Mira se hace una revisión de los evaporadores que actualmente funcionan en la planta, para tener una fundamentación práctica del proceso de secado de leche y suero.

5.4 Revisión del P&ID

inspección del diagrama de tuberías e instrumentación, para garantizar el flujo del proceso en las tuberías, así como los equipos instalados y su instrumentación. A través de este realizar el correcto montaje de las tuberías, identificando diámetros, accesorios e instrumentación necesaria, y elaborar el listado de materiales correspondiente. Con esta revisión se definen y se ajustan los tamaños de tuberías y accesorios que se deben utilizar para las conexiones de los equipos, igualmente a partir de las líneas de flujo se definen las rutas más apropiadas para los servicios de vapor, agua de proceso, agua fría, líneas de CIP y líneas de producto.



Figura. 29 Evaporador #2



Figura. 30 Secador # 2

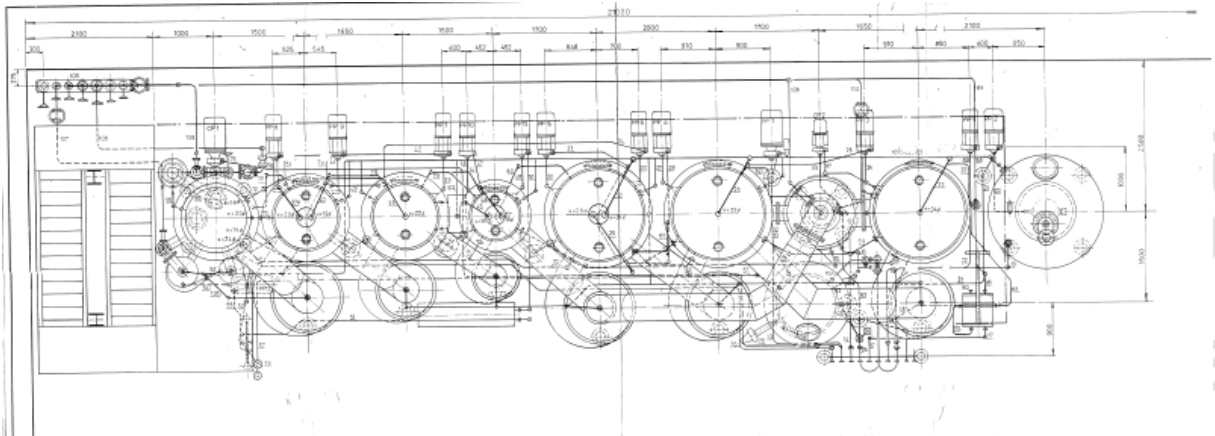


Figura. 31 Planta original del equipo

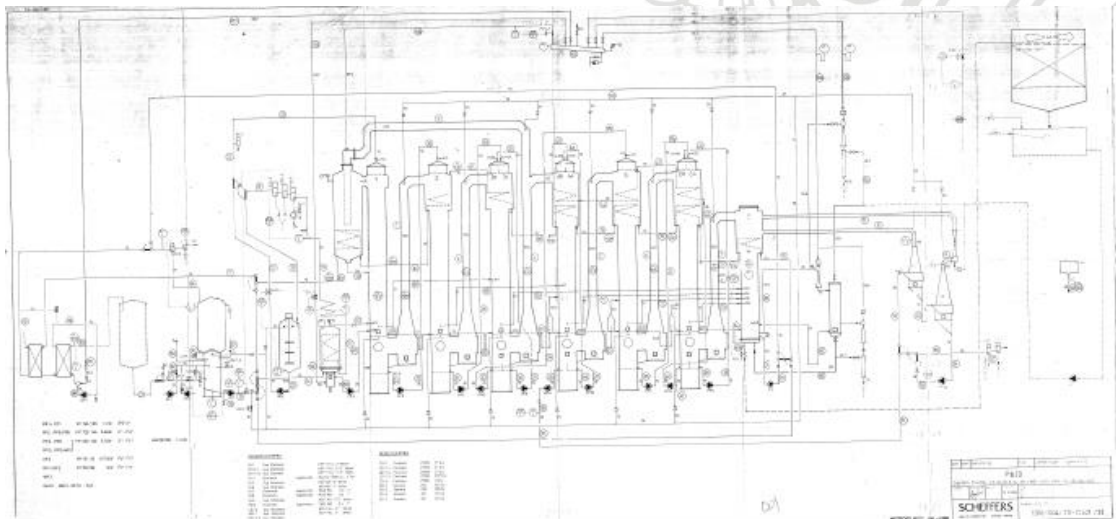


Figura. 32 P&ID original del equipo

5.5 Realizar isométricos y layout definitivo

Elaborar los planos definitivos de las conexiones de los equipos. Se utiliza el software AutoCAD plant 3d de Autodesk para realizar los *P&ID* de la planta de evaporación, el cual sirve como guía de montaje y consulta futura.

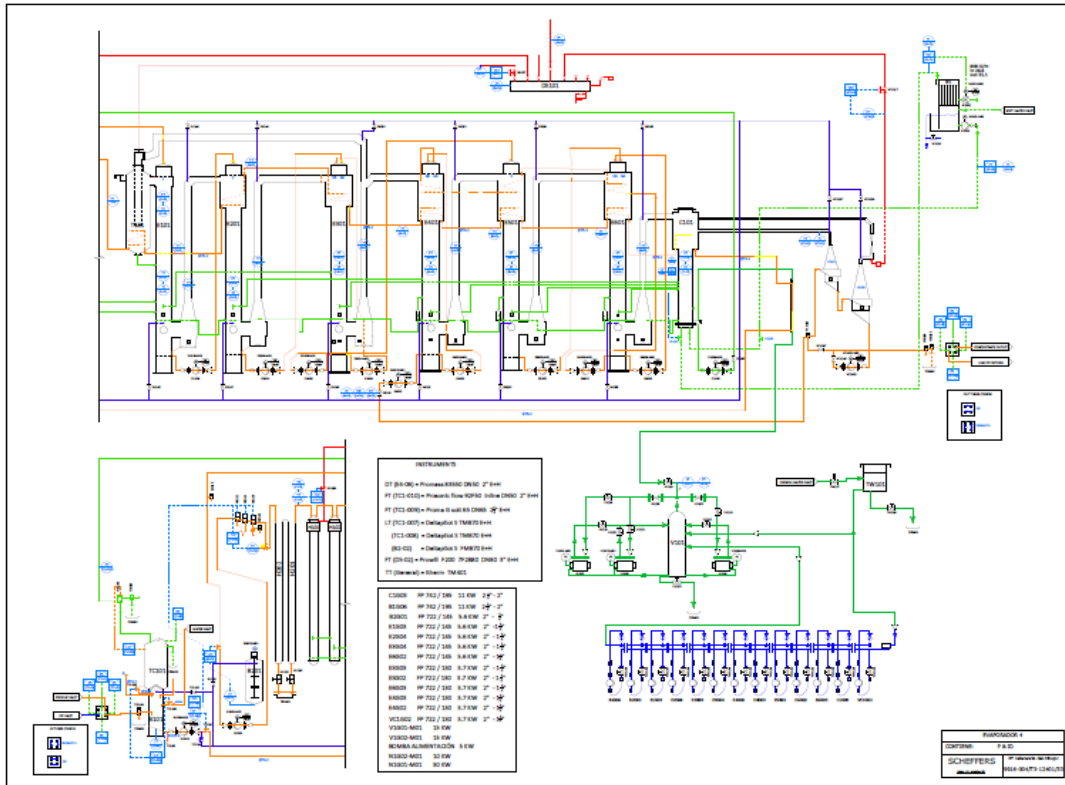


Figura. 33 P&ID definitivo del equipo

5.6 Evaluación, reparación y modificación de equipos.

Evaluar la factibilidad de reparar el sistema de precalentamiento roto o implementar un nuevo sistema a partir de costos beneficios. Con la asesoría de la empresa IAF Ingeniería se analizó el flujo de producto por las diferentes etapas de precalentamiento, ya que el producto que pasa por el serpentín roto ya está pasteurizado se decide eliminar este paso y así disminuir el tiempo de retención del producto en el evaporador.

La empresa IAF Ingeniería realizó el rediseño de los precalentadores de tubos horizontales, para modificar el número de pasos del producto por los tubos y así obtener la temperatura y el tiempo necesario la pasteurización del producto antes de entrar a el primer efecto del evaporador.



Figura. 34 Pasteurizador de coraza y tubos



Figura. 35 Rediseño de flujos en el pasteurizador

Se realiza diseño de piezas faltantes para el ajuste mecánico de equipos. Estas piezas se extraviaron durante el transporte del equipo hasta la planta.

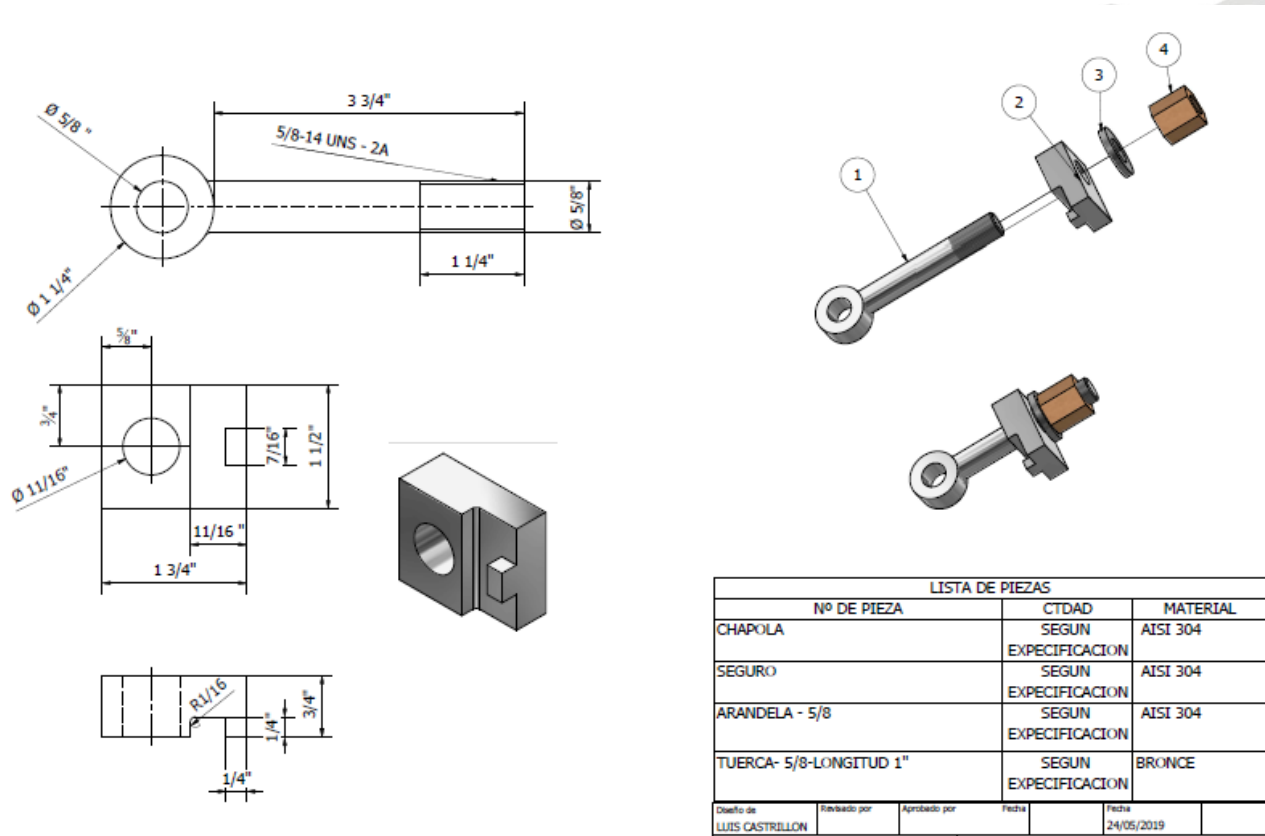


Figura. 36 Chapola para ajustes de tapas de calandrias

5.7 Montaje de equipos, bombas y tuberías del evaporador

De acuerdo con la información obtenida en el **P&DI** realizar el montaje e instalación de la tubería y accesorios necesarios para los flujos de vapor, producto y CIP del evaporador. De acuerdo a los requerimientos de potencia, flujos y presiones se homologan las bombas para la circulación de los servicios y el producto. Se realiza el cálculo de la retención para el proceso de pasteurización a partir de las ecuaciones (11) y (10), obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 2 Datos de entrada para el cálculo de retención

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Caudal	Q	20000	L/h
Tiempo Ret	TM	Suero	Leche
		15	30
			Seg
Longitud	L		dm
Di	2,87	0,72898	dm
Eficiencia	η	0,85	
Volumen	V		dm ³ (L)
Resultados			
	Suero	Leche	
V	98,04	196,08	dm ³ (L)
V	0,098	0,196	m ³
L	234,90	469,80	dm
L	23,49	46,98	m

Longitud estimada de la primera sección		6 m
L	17,49	40,98
L cada sección	4,37	5,12
L estimada de los codos		0,2
L real	Con 4 codos 3,57	8 codos 3,52

Con apoyo del montador mecánico contratado por Colanta se diseñan y trazan las rutas de tuberías para optimizar material y disminuir pérdidas de presión en estas, se realizan luego del montaje se realiza inspección visual de las soldaduras en tubería y soportes. Y se realizan ensayos no destructivos por un proveedor externo.

Se realiza una limpieza externa de las calandria, condensador, estructura y precalentadores.

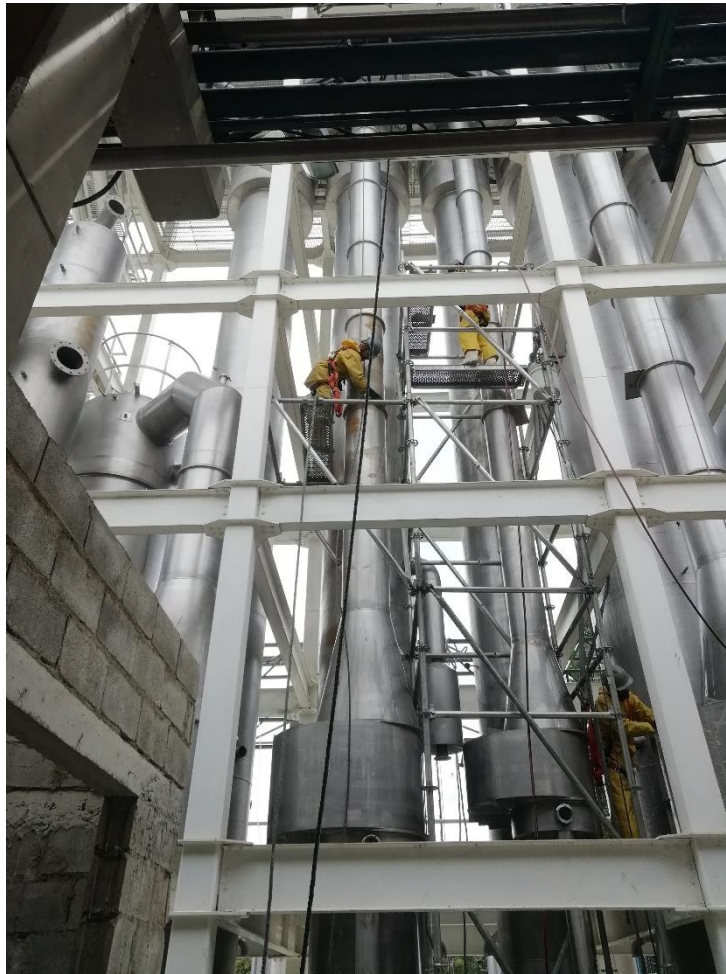


Figura. 37 Limpieza evaporador

5.8 Montaje e izaje de equipos del secador.

Con la ingeniería suministrada por el proveedor se realiza un revisión exhaustiva de los planos de montaje, diagramas de flujo, isométricos y planos de planta para la ubicación de equipos, se recibe las importaciones de los equipos los cuales se deben ensamblar en sitio, se le dan la instrucciones día a día al montador mecánico para realizar el ensamble de los equipos, armado de isométricos con sus respectivos accesorios, paralelamente al ensamble de equipos se realiza la construcción civil del edificio el cual contiene los equipos. A todos los equipos e isométricos se le realiza inspección visual de la soldadura y se realizan ensayos no destructivos para verificar la calidad de las uniones. Finalizado el montaje se procede a izar los equipos para posicionarlos dentro del edificio, se debe ubicar de acuerdo a los planos de posicionamiento suministrados por el proveedor para luego conectar por medio de ductos e isométricos. Para el izaje es necesario una grúa de 400 toneladas debido a la distancia, altura y peso de los equipos a posicionar. se diseñan soportes necesarios el posicionamiento de equipos y tuberías. GEA realiza supervisión del montaje mecánico a través de visitas programadas con sus ingenieros.



Figura. 38 Preparación de superficie para montaje de equipos



Figura. 39 Inicio montaje cámara de secado



Figura. 40 Montaje ducto aspiración cámara de secado



Figura. 41 Inspección visual de cordones de soldadura proceso GTAW



Figura. 42 Izaje filtro de mangas



Figura. 43 Izaje cono cámara de secado



Figura. 44 Distribución tubos calandra #2 un paso



Figura. 45 Distribución tubos calandra # 3 dos pasos

5.9 Montaje de equipos proyectos en general.

El área de proyectos es la encargada del montaje y puesta a punto de los nuevos equipos que se montan en la planta, dentro de estas labores se cambió el pasteurizador de queso blanco al cual se recibió, ubico y se instaló todo el sistema de servicios. Además, se realizan las pruebas de flujo para entregar al área de servicios.



Figura. 46 Montaje de pasteurizador queso blanco

5.10 Pruebas de flujos en tubería y equipos

Realizar pruebas de flujo en tuberías y equipos, para verificar caudales, presiones, temperaturas, fugas y realizar arrastres y lavados.

5.11 Análisis energético

Realizar un diagnóstico energético por medio de balances de masa y calor.

5.12 Implementación de mejoras

implementar mejoras al proceso a partir del análisis energético.

5.13 Entrega de informe y resultados

Entrega de informe del análisis energético, proceso de montaje y requerimientos para el evaporador de película descendente por recompresión térmica.

6 PRUEBAS Y PUESTA EN MARCHA

- Una vez completado el montaje y la erección, la instalación total se debe lavar a fondo con agua caliente. Evitar que la arena y las virutas entren en las bombas, esto puede dañarlas seriamente. Compruebe si se han instalado tuberías de agua de sello y de anillo de agua donde sea necesario. Pruebe todas las bombas y motores, nunca hacer funcionar las bombas en seco, pruebe las conexiones eléctricas y las direcciones de rotación.
- Ponga presión en la línea de vapor y regule la válvula reguladora de presión. Esto se puede hacer completando la instalación total con vapor vivo hasta una presión máxima de 0.5 bar. La expulsión o todo el aire por vapor se puede lograr abriendo las puertas de las uniones sanitarias en las bombas del producto. Para alcanzar la presión manométrica 0,5 bar es necesario fijar la válvula de seguridad en posición cerrada por medio de abrazaderas. Esta válvula se encuentra en el recipiente del silenciador del termocompresor. Recomendamos retirar el indicador de vacío de la conexión antes de la prueba de vapor, para evitar daños a este medidor. Cierre la descarga y apriete las uniones de las bombas del producto cuando salga vapor. Ahora, revise cuidadosamente la instalación total, ya que rara vez ocurre que una planta de vacío esté completamente apretada después de la instalación (tornillos no apretados, juntas omitidas, etc.).

6.1 Primera limpieza

- Antes de limpiar la instalación, retire las boquillas de rociado en las cabezas del evaporador e inserte las placas de distribución.
- Suministre de agua a los sellos mecánicos de las bombas. (Tenga cuidado de que la presión del agua de sellado en estas juntas no supere los 0,15 bar.
- Llene el tanque de balance con agua y haga circular esta agua instalando las bombas del producto en el orden de flujo del producto. Regular el flujo de agua a un tercio de la capacidad nominal. El agua descargada del último efecto puede recircularse al tanque de balance. Al principio, sin embargo, esta agua estará sucia y se puede descargar para drenar.
- Encienda la bomba de suministro de agua de refrigeración o el condensador y abra la válvula de control de flujo de agua.
- Cuando el agua abandona la línea de descarga del último efecto, se puede iniciar el grupo de vacío, el eyector de cebado y el enfriador de vacío. Regular la presión de vapor a plena presión. Al encender el eyector de cebado, también se debe abrir la válvula en la línea de succión de aire de este eyector. Detenga el eyector de cebado después de un vacío 0,80 bar. Cierre la válvula de succión de aire y luego cierre el suministro de vapor. Las líneas de ventilación del eyector de cebado y del eyector de segunda etapa han sido equipadas con silenciadores. Controle su suministro de agua para que el agua descargada sea de aproximadamente 45 ° C. De vez en cuando, cuando aparece agua en la mirilla del condensador, encienda la bomba de descarga de condensado del condensador.
- Cuando el vacío ha alcanzado el punto de funcionamiento normal, el suministro de vapor al termocompresor se puede ajustar a la presión de funcionamiento máxima. Al principio, las temperaturas aumentarán rápidamente, porque siempre hay algo de aire

en la instalación. Este aire será comprimido por el vapor desarrollado y eliminado por las líneas de desaireación y el condensador.

- Arranque las bombas de condensado y abra las válvulas en las líneas de descarga. Es recomendable hacer funcionar el condensado para drenar cuando se limpie por primera vez.
- Elevar la entrada de agua a plena capacidad.
- Ponga el grupo de pasteurización en funcionamiento y regule la temperatura de salida a 82 ° C. Siempre, primero drene el baño de agua del pasteurizador antes de extraer el vacío. No se olvide de iniciar la bomba de condensado.
- Ajuste el flujo de agua de enfriamiento a través del condensador para que el separador de la carga tenga su temperatura de funcionamiento normal. La instalación ahora está en operación; Esto debería continuar por algún tiempo. Verifique a fondo la planta y verifique el funcionamiento correcto de las bombas. Si no funcionan bien, se les debe prestar especial atención en la siguiente fase, con las boquillas de rociado insertadas. Si se acumula un nivel de líquido en el separador, la boquilla de rociado del siguiente efecto está obstruida o tiene una pequeña capacidad, a menos que la bomba esté fuera de servicio).
- Compruebe los niveles de condensado en los evaporadores. Esto se puede hacer en las carcasas de vapor, justo encima de las láminas de tubos. En funcionamiento normal los niveles están en las mirillas. Un nivel de condensado demasiado alto puede ser causado por un funcionamiento incorrecto de la bomba de condensado, una presión de retorno demasiado alta después de la bomba o una placa de orificio demasiado pequeña en la línea de descarga de condensado.
- Prepare una solución de soda cáustica con 6 kg de soda por cada 10 kg de agua de recirculación a través de la unidad. Es deseable limpiar la instalación con la mínima cantidad posible de solución para ahorrar químicos. Entonces, si mantiene el nivel de líquido en este tanque lo más bajo posible.
- Para una buena limpieza las temperaturas deben ser de 60° C. Hay varias maneras de elevar las temperaturas: a. Al disminuir el flujo de agua de enfriamiento al condensador. b. Al abrir ligeramente la válvula en la línea de succión del eyector de cebado; la temperatura entonces se regula admitiendo más o menos aire al condensador. Continuar la limpieza cáustica durante al menos 1,5 horas y durante la limpieza observar la unidad para familiarizarse con el proceso de evaporación.
- Ahora bajar las temperaturas en la instalación de nuevo mediante el cierre de la válvula en la línea de succión del eyector de cebado o restableciendo el flujo de agua de refrigeración es así, que la temperatura de funcionamiento normal en el último separador se obtiene de nuevo.
- Después de la limpieza cáustica, enjuague la unidad con agua limpia (condensado, por ejemplo) hasta que el agua descargada sea transparente y neutra.
- Ahora limpie con ácido nítrico o ácido fosfórico en una concentración del 3% durante una hora, de la misma manera que con la soda.
- Luego enjuague la unidad con agua hasta que el agua descargada sea transparente y neutra.
- Cierre el suministro de vapor al termocompresor y al grupo de pasteurización.

- Haga circular agua fría durante 15 minutos a alto vacío para enfriar rápidamente la planta.
- Detener las bombas de condensado.
- Detenga el suministro de agua de refrigeración al condensador y cierre la válvula.
- Cierre el suministro de vapor y cierre la válvula de vapor principal en el cabezal de vapor.
- Rompa el vacío abriendo la válvula de ventilación en el conducto de vapor del primer separador.
- Detenga la bomba de alimentación de los precalentadores y la bomba del grupo de pasteurización. Mantenga las demás bombas en funcionamiento hasta que no se descargue más agua de la unidad.
- Detenga todas las demás bombas de producto.
- Detenga el suministro de agua de sellado a los sellos mecánicos de las bombas.
- Ahora abra los evaporadores y los separadores. Compruebe todas las partes de la instalación y si es necesario. Preste especial atención a las placas de distribución y los tamices anulares.
- Si todas las piezas están limpias, inserte las boquillas de rociado y vuelva a colocar las placas de distribución. Cierre la instalación y tenga cuidado de que las juntas y las uniones sanitarias estén colocadas correctamente. No se olvide de cerrar la válvula.

La unidad ya está lista para ponerse en funcionamiento con el producto.

6.2 Puesta en marcha

- Compruebe si la instalación está cerrada y si las válvulas de seguridad no están bloqueadas de ninguna manera.
- Drene el pasteurizador abriendo la válvula de drenaje del condensado en la parte inferior. Especialmente si el nivel de condensado está en la carcasa del pasteurizador, se inicia un pasteurizador con frío.
- El baño de agua se acompaña de fuertes golpes de burbujas de vapor que implosionan. A la larga, esto puede dañar el pasteurizador.
- Tan pronto como el panel esté encendido, el suministro se abrirá para ingresar agua a los sellos mecánicos de las bombas. Comprobar si cada sello se suministra con suficiente agua.
- Seleccione el producto. Llene el tanque de balance con condensado o agua blanda y establezca un circuito de agua a través del pasteurizador y el evaporador iniciando las bombas del producto. Recicle el agua descargada al tanque de balance.
- Regular el flujo de alimentación de agua a aproximadamente un tercio de la capacidad nominal.
- Inicie el grupo de vacío y el eyector de cebado abriendo las válvulas de vapor y la válvula de la línea de succión del eyector de cebado. Suministrar un poco de agua de refrigeración al silenciador-condensador. Si el agua descargada de las líneas de ventilación está fría, el suministro de agua es demasiado grande: esto impide el funcionamiento correcto de los eyectores.

- Si no se obtiene un vacío de 0,6 bar en el tiempo habitual, hay una fuga de aire. entonces: primero detenga los eyectores y las bombas, rastree la fuga y repárela. En su mayoría, una junta de unión o junta de tapa se omitió o se ajustó incorrectamente.
- Arranque la bomba de condensado del pasteurizador, abra el suministro de vapor al pasteurizador y regule la temperatura del agua a 82.22° C.
- Abra el suministro de vapor al termostato y regule la Presión en condiciones de funcionamiento.
- Poner en marcha las bombas de condensado del evaporador.
- Abra el suministro de agua de refrigeración al condensador y aumentando con cuidado el flujo de agua hasta que llegue al último separador, hasta que se haya alcanzado la temperatura de funcionamiento normal. No olvide desairear el condensador.
- Luego, aumente lentamente el flujo de alimentación a su máxima capacidad.
- Regule la temperatura de succión del termostato en su punto de operación variando la presión de vapor.

6.3 Operación con producto

La operación en el producto se puede iniciar tan pronto como la condición estacionaria en el agua se alcance en condiciones normales de operación.

- Gire la descarga del evaporador para drenar.
- Baje el nivel del tanque de equilibrio tanto como sea posible para evitar la dilución del producto.
- Alimentar producto no concentrado al tanque de balance.
- Cuando el producto sale de la línea de descarga, recircule al tanque de balance o al tanque de alimentación.
- Observe la concentración final y dirija la descarga al tanque de concentrado tan pronto como el producto descargado haya alcanzado aproximadamente dos tercios de la concentración requerida.
- La concentración final ahora se eleva lentamente al valor requerido. Si la concentración es demasiado alta, reduzca un poco la presión de vapor motriz del termostato y, si es demasiado baja, aumente la presión de vapor.
- Inicialmente, habrá variaciones en la densidad, pero después de algunos períodos de residencia, la instalación habrá vuelto a funcionar de manera estable.

Siempre proceda como se describe anteriormente y nunca haga nada que entre en conflicto con uno de los siguientes puntos:

- Preste especial atención a la puesta en marcha correcta de la instalación. El grado de ensuciamiento de una unidad del evaporador no solo depende del tipo de la calidad del producto y de la duración de la operación, sino también del método de operación. Una mala puesta en marcha es peor que muchas horas de funcionamiento normal.
- Nunca encienda el evaporador cuando los tubos, boquillas de rociado o placas de distribución no estén perfectamente limpias.

- Nunca encienda vapor antes de que se obtenga el vacío habitual en el tiempo habitual de lo contrario, es posible que no se detecten fugas.
- Nunca realice la operación con producto antes de que se hayan obtenido las temperaturas de operación normales en el agua.
- Nunca disminuya el flujo de alimentación por debajo de la capacidad mínima. Demasiado pequeño a. el flujo de alimentación da como resultado una carga de líquido demasiado baja de los tubos, lo que puede causar un ensuciamiento extremo por el desgaste del tubo.
- Nunca opere con la temperatura del último separador por debajo de su mínimo. Las velocidades de vapor excesivas resultarían disminuirían la transmisión de calor en el último efecto, ensuciarían los tubos del último efecto y aumentarían las pérdidas por arrastre.
- Nunca opere con un nivel de líquido en los separadores. Producción: la acumulación en un separador es causada por un funcionamiento incorrecto de la bomba de descarga o por un suministro demasiado grande a esa bomba.
- Esto último ocurre si la evaporación está por debajo de lo normal y / o si el flujo de alimentación del evaporador está por encima de lo normal.
- En caso de emergencia (corte de energía, parada de la bomba, ruptura mirilla, etc.) cierre inmediatamente el suministro de vapor al Termocompresor y luego dejar de suministrar producto al tanque de balance.
- Si es necesario, limpie el evaporador antes de continuar la operación.

Si todas las condiciones mencionadas anteriormente se cumplen y todos los demás factores de importancia (como la presión del vapor, la concentración de alimentación, la temperatura del agua de refrigeración) permanecen constantes, la producción será suave y sin dificultades.

6.4 Cip automático

Después del ciclo de producción, o si la unidad está muy sucia, el evaporador debe limpiarse. El ensuciamiento se puede determinar por un aumento constante de la temperatura de la cámara de vapor de la primera etapa y por un aumento de la presión de la cámara de vapor del pasteurizador. Cada limpieza debe realizarse inmediatamente después del ciclo de producción, sin romper el vacío y por evaporación. Cada ciclo es 20 horas y 4 horas de lavado.

6.5 Apagar

Una vez finalizada la limpieza y enjuague a fondo, la instalación se puede cerrar:

- Cierre el suministro de vapor al termocompresor.
- Cierre el suministro de vapor al pasteurizador.
- Durante 15 minutos, haga circular agua fría al vacío para enfriar la instalación.
- Cierre el suministro de vapor al grupo de vacío.
- Rompa el vacío abriendo la válvula de ventilación en el conducto de vapor del primer separador
- Detener las bombas de condensado.

- Detenga las bombas de alimentación de los precalentadores, el pasteurizador y la primera etapa y mantenga las otras bombas en funcionamiento hasta que no se descargue más agua.
- Entonces pare las otras bombas del producto también.
- Cierre el suministro de agua de refrigeración al condensador.
- Cierre el suministro de agua de refrigeración al silenciador del grupo de vacío.
- Cierre el suministro de agua de sellado a los sellos de la bomba.
- La instalación ahora se puede abrir para su inspección.

6.6 Solución de problemas

6.6.1 Bomba de alimentación de producto defectuosa

Posibles causas

- El aire es arrastrado con el líquido.
- El líquido contiene demasiado gas.
- El impulsor está desgastado o dañado.
- El impulsor está suelto la tuerca del eje central no está apretada.
- Al girar, el impulsor está en contacto con la tapa de la bomba.
- La línea de succión a la bomba no se ha instalado correctamente puede ser demasiado estrecha, demasiado larga o con bloqueos de aire.
- El motor de la bomba está cortocircuitado o mal conectado.
- La salida o la línea de descarga está bloqueada.
- Hay una obstrucción en los precalentadores o el pasteurizador no se ha limpiado lo suficiente.
- La boquilla de rociado de la primera etapa está obstruida o bloqueada.
- El medidor de flujo no se ha instalado correctamente.

Posibles efectos

- La carga de líquido de los tubos de evaporación es demasiado baja, lo que provoca una obstrucción grave en el interior de los tubos.
- La concentración final es demasiado alta o fluctuante.
- Las temperaturas en los primeros efectos son demasiado altas o fluctuantes.
- El pasteurizador se ensucia rápidamente.

6.6.2 Medidor de flujo defectuoso

Posibles causas

- El medidor de flujo no se ha instalado de acuerdo con las instrucciones.
- El sistema magnético está influenciado por otro campo magnético en la proximidad inmediata.
- El flotador está sucio o dañado.
- El imán en el flotador ha perdido su fuerza.
- El flotador está atascado.
- Los bloques de pivote del indicador están sucios o dañados.

Posibles efectos

- Una buena operación es difícilmente posible debido a los riesgos de una carga de líquido demasiado baja en los tubos de evaporación.

6.6.3 Bomba de descarga de producto defectuoso

Posibles causas

- Fuga de aire en la bomba en el eje, cierre mecánico defectuoso o falta de agua de sellado.
- Fuga de aire en la línea de succión de la bomba, uniones no apretadas, junta de goma olvidada o desgastada.
- El impulsor está desgastado o dañado.
- El impulsor está suelto la tuerca del eje central no está apretada.
- Al girar, el impulsor está en contacto con la tapa de la bomba.
- La tapa de la bomba no está suficientemente sellada.
- La cabeza de succión no es suficiente mínimo 1.5 m.
- El motor de la bomba está cortocircuitado o mal conectado.
- La boquilla de pulverización en el siguiente efecto está obstruida o bloqueada.

Posibles efectos

- El líquido se acumula en el separador y causa graves pérdidas por arrastre.
- Si es la bomba de descarga del efecto en el lado de succión del termocompresor, el termocompresor se ensuciará rápidamente por el material seco en las gotas de líquido arrastradas.
- La carga líquida de los siguientes efectos en el flujo del producto es demasiado baja, causando ensuciamiento en los tubos de evaporación de esos efectos.
- El agua de sellado que penetra en la bomba diluye el producto, lo que disminuye la concentración final o limita la capacidad.

6.6.4 Mal funcionamiento de la bomba de condensado del condensador.

Posibles causas

- Fuga de aire en la bomba, cierre mecánico defectuoso o falta de agua de sellado.
- Fuga de aire en la línea de succión de la bomba, uniones no apretadas, empaque no montado o desgastado.
- El impulsor está desgastado o dañado.
- El impulsor está suelto, la tuerca del eje central no está apretada.
- Al girar, el impulsor está en contacto con la tapa de la bomba.
- La tapa de la bomba no está suficientemente sellada.
- La cabeza de succión no es suficiente mínimo 1.5 m.
- El motor de la bomba está cortocircuitado o mal conectado.
- La contrapresión en la línea de descarga es demasiado alta.
- La válvula de la línea de descarga está cerrada.

Posibles efectos

- El condensado se acumula en el condensador y en el último efecto, bloqueando la desaireación de la bomba de vacío.
- Las temperaturas de la cubierta de vapor de todos los efectos aumentan rápidamente y la temperatura del separador del último efecto cae.
- Todos los tubos de evaporación se ensuciarán rápidamente y bajo la operación continua podría bloquearse completamente.
- La evaporación disminuye.
- La eliminación irregular del condensado provoca que todas las temperaturas y por lo tanto la concentración final fluctúe.

6.6.5 Termocompresor defectuoso

Posibles causas

- Disminución de la transferencia de calor en los efectos entre los lados de succión y descarga del termocompresor. Evaporador sucio, nivel de condensado demasiado alto, desaireación insuficiente.
- La temperatura de succión es demasiado alta o demasiado baja.
- El termocompresor está sucio.
- La boquilla de vapor está bloqueada o sucia.
- La boquilla de vapor está desgastada.
- La boquilla de vapor no está alineada correctamente.
- La presión de vapor es demasiado baja o fluctuante.
- El vapor no está seco y contiene gotas de agua, o el vapor está muy sobrecalentado.
- El filtro de extracción de condensado en la parte inferior del recipiente del precalentador del silenciador está obstruido, lo que hace que el condensado se acumule en el recipiente y bloquee el difusor del termocompresor.

Posibles efectos

- Mayor diferencia de temperatura entre los lados de succión y descarga del termocompresor.
- Disminución de la evaporación.
- Mayor consumo específico de vapor.
- Fluctuaciones en la temperatura y concentración final.
- Un nivel de ruido muy alto.

6.6.6 Condensador defectuoso

Posibles causas

- La temperatura de entrada del agua de refrigeración es demasiado alta.
- La presión del suministro de agua de refrigeración fluctúa, lo que hace que el flujo de agua de refrigeración fluctúe.

- Fuga de aire en la planta o el condensador, la válvula de succión del eyector de cebado no se cierra correctamente.
- Remoción insatisfactoria del condensado.
- Funcionamiento incorrecto de la bomba de vacío.
- Los tubos del condensador están sucios en el exterior por el producto arrastrado.
- Cortocircuito del agua que pasa en el condensador.

Posibles efectos

- Rápido ensuciamiento de los tubos de evaporación.
- Todas las temperaturas en la unidad son demasiado altas o fluctúan.
- La concentración final fluctúa.
- Disminución de la evaporación.
- La diferencia de temperatura entre el último separador y la salida de agua de refrigeración del condensador es demasiado grande. (Normalmente 3 a 4 ° C). "8 a 10 grados Esto siempre es causado por una fuga de aire grave o un funcionamiento insatisfactorio del grupo de vacío.

6.6.7 Grupo de vacío defectuoso

Posibles causas

- Las boquillas de vapor del eyector están bloqueadas o sucias.
- Las boquillas de vapor del eyector están desgastadas.
- La presión de vapor es demasiado baja o fluctuante. Los eyectores son muy sensibles a las fluctuaciones de presión.
- El vapor no está seco y contiene gotas de agua o el vapor está muy sobrecalentado.
- El nivel de condensado es demasiado alto.
- Los tubos del condensador intermedio están sucios, la transferencia de calor disminuida da como resultado un aumento de presión en el lado de la carcasa del condensador intermedio.
- La contrapresión en el lado de descarga del segundo eyector es demasiado alta, la línea de descarga es demasiado estrecha, demasiado larga o demasiado enrollada o demasiado agua de refrigeración en el silenciador / condensador).
- Graves fugas de aire en la instalación.
- La válvula de ventilación o la válvula de succión del eyector de cebado no están bien cerradas.

Posibles efectos

- Todas las temperaturas son demasiado altas.
- Los tubos de evaporación se ensucian rápidamente.
- La diferencia de temperatura entre el último separador y la salida de agua de refrigeración del condensador es demasiado grande (normalmente de 3 a 4 ° C)
- La concentración final es demasiado baja.

- Mayor consumo de agua de refrigeración, hasta el punto de que la bomba de suministro de agua de refrigeración no sea capaz de suministrar toda el agua de refrigeración necesaria.

6.6.8 La diferencia de temperatura entre la capa de vapor y el separador de un efecto es demasiado grande.

Posibles causas

- Los tubos de evaporación no están limpios.
- Eliminación insatisfactoria del condensado.
- La carga de líquido de los tubos de evaporación es demasiado baja.
- Distribución inadecuada del líquido, la placa de distribución no se ha limpiado lo suficiente y tiene varios orificios obstruidos, o la placa no es completamente horizontal porque está dañada o insertada incorrectamente.
- Desaireación insuficiente de la cáscara de vapor.
- Fuga de aire en la carcasa de vapor o en el conducto de vapor que conduce a ella. Para el primer efecto también: en el silenciador-precalentador, termocompresor o válvula de seguridad.
- Compresor térmico en mal funcionamiento.
- La presión de vapor en el termocompresor es demasiado alta o el vacío demasiado profundo. Cada efecto tiene una diferencia de temperatura demasiado grande en este caso.

6.6.9 Todas las temperaturas son demasiado altas

Posibles causas

- Fugas de aire en la instalación.
- Mal funcionamiento del condensador.
- Grupo de vacío que funciona mal.
- Eliminación de condensado insuficiente.

7 INSTRUCCIONES DE MANTENIMIENTO

7.1 General

La frecuencia de mantenimiento en la instalación está basada en 6000 horas de funcionamiento al año.

Recomendamos realizar una prueba de presión de la instalación dos veces al año según lo prescrito en este manual de instrucciones. Esto para descubrir fugas en un estado temprano.

No use materiales que contengan cloruros en la instalación, ya que la instalación está hecha de acero inoxidable.

7.2 Evaporador, calandrias y condensador

7.2.1 Inspección

Inspeccione todo el evaporador por dentro y por fuera cada año. Chequear los siguientes ítems

- Corrosión.
- Presión de tuercas y tornillos, cimientos y soportes.
- Partes faltantes.
- Suciedad.
- Bloqueos de placas de distribución por instancias.
- Piezas sueltas en evaporador.
- Escalado de los tubos internos del condensador y límpielo haciendo circular el ácido a través de los tubos si es necesario.
- Ensuciamiento del exterior de los tubos de la calandria.

7.2.2 Limpieza

Se puede limpiar el lado de vapor de las calandrias o condensadores de la siguiente manera:

Haga circular el ácido a través de la calandria o el condensador rociando en la parte superior y bombeando desde la conexión inferior nuevamente hacia la parte superior.

Circula \pm 1 hora. No olvide bloquear las líneas de condensación y desaireación.

La limpieza de un evaporador con un acabado suave en el exterior se puede hacer con un aceite fino o trementina.

7.2.3 Reemplazos

Reemplace los empaques de todas las tapas de registro, tapas superiores de calandria y mirillas una vez al año. Revise todos los empaques y reemplácelas cuando estén dañadas.

7.3 Bombas

Consulte las Instrucciones de mantenimiento del proveedor de la bomba y además de estas instrucciones:

- Verifique que los sellos no estén apretados una vez cada 6 meses.
- Cambiar la tapa de la bomba una vez al año.

Comprobación de la colocación de agua de sellado en los sellos de arranque de la bomba y la comprobación de fugas.

7.4 Termocompresores y eyectores

Consulte las instrucciones de mantenimiento del termocompresor. Retirar la boquilla una vez al año, compruebe si está desgastada y limpia. También se debe limpiar el filtro en los recipientes del silenciador. Una vez al mes.

7.5 Válvulas de alivio

7.5.1 Válvulas de alivio de peso

Cambie la junta una vez al año y verifique regularmente si el peso todavía está en la muesca. Compruebe si las líneas de descarga no están bloqueadas de ninguna manera.

7.5.2 Válvulas de alivio de resorte

Desmonte las válvulas de alivio y pruebe la configuración cada año.

7.6 Accesorios

7.6.1 Trampas de vapor

Comprobar el buen funcionamiento de las trampas una vez al año.

7.6.2 Válvulas de retención

Comprobar el buen funcionamiento de las válvulas de retención una vez al año.

7.6.3 Filtros

Desmontar y limpiar el interior una vez al mes. La frecuencia de limpieza se puede cambiar, dependiendo del ensuciamiento encontrado.

Verifique también el buen funcionamiento una vez al año y reemplace las partes internas si es necesario.

7.6.4 Uniones

Reemplace Los empaques de unión una vez al año.

Los empaques dañados, debido a una gran cantidad de apertura y cierre de la unión, deben reemplazarse antes.

7.6.5 Mirillas y luces

Compruebe regularmente si las mirillas no están dañadas y si las luces están funcionando. Cuando una bombilla esté dañada, reemplácela.

8 CONSUMOS: Vapor saturado a 115 psig.

Tabla 3 Consumos de vapor de los equipos

	UNIDADES	SUERO	DESCREMADA
TERMO COMPRESOR	lb/hr- kg/hr	3637- 1650	3355- 1520
PASTERIZADOR	lb/hr- kg/hr	1110- 503	1065- 483
ENFRIADOR DE VACIO	lb/hr- kg/hr	205- 93	
CONSUMO DE AGUA (86 °F) 30°	Usgpm-L/hr	970- 220000	200- 45400
TEMPERATURA DE SALIDA DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO.	°F- °C	97- 36	100- 38
CONSUMO DE ENERGIA	(460V/60 Hz)		
INSTALADO	kW- hp	95- 127.4	95- 127.4

9 TEMPERATURAS:

Tabla 4 Temperaturas de trabajo

TEMPERATURAS °F- °C	SUERO	DESCREMADA
ENTRADA DE PRODUCTO A PLACAS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	110- 43	40- 4
ENTRADA DE PRODUCTO AL PASTERIZADOR	156- 69	158- 70
ENTRADA PRODUCTO PRIMER EFECTO	180- 82	180- 82
TUBOS EXTERIORES PRIMER EFECTO	167- 75	163- 73
TUBOS INTERIORES PRIMER EFECTO	163- 73	159- 70
TUBOS INTERIORES SEGUNDO EFECTO	157-69	154- 68
TUBOS INTERIORES TERCER EFECTO	150- 65	148- 64
TUBOS INTERIORES CUARTO EFECTO	129- 54	130- 54

TUBOS INTERIORES QUINTO EFECTO	119- 48	120-49
TUBOS INTERIORES SEXTO EFECTO	104-40	107- 42
PRODUCTO DESPUES DEL ENFRIADOR DE DOS ETAPAS	70- 21	

10 LÍMITES DE FUNCIONAMIENTO:

Temperatura mínima: 104 ° F – 40 ° C

11 CONTENIDO Y TIEMPO DE RETENCION:

Tabla 5 Contenido y tiempo de retención en el evaporador

	SUERO	DESCREMADA
CONTENIDO NETO DE LIQUIDOS EN EL EVAPORADOR EXCLUYENDO RETENCION E INTERCAMBIADOR DE PLACAS	1980 USG- 7495.12 L	1295 USG- 4902.11 L
TIEMPO DE RETENCION MEDIO NETO DEL EVAPORADOR	20 MIN	13 MIN

Presión de alivio de la válvula de seguridad TC-silericer: 0,25 bar manométrico

Presión de alivio de la válvula de seguridad del pasteurizador: 2 bar manométrico

12 DATOS OPERATIVOS.

Sistema de flujo

1 - 2 - 3a - 3b - 5 - 6a - 6b - 4a - 4b.

12.1 Capacidad.

Tabla 6 Flujos de alimentación de lactosuero.

ALIMENTAR	50000 lb/hr- 22679.62 kg/hr	De 6.5 % T.S.
DESCARGA DEL EVAPORADOR	6200 lb/hr- 5794.56 kg/hr	De 50 % T.S.
TASA DE EVAPORACION	43800 lb/hr- 19867.35 kg/hr	
DESCARGA DEL ENFRIADOR DE VACIO	5960 lb/hr- 2703.41 kg/hr	De 52 % T.S.
TASA DE EVAPORACION DEL ENFRIADOR	240 lb/hr- 108.86 kg/hr	

Tabla 7 Flujo de alimentación leche descremada

ALIMENTAR	50000 lb/hr - 22679.62 kg/hr	De 9 % T.S.
DESCARGA DEL EVAPORADOR	9000 lb/hr – 4082.33 kg/hr	De 50 % T.S.
TASA DE EVAPORACION	41000 lb/hr- 18597.29 kg/hr	

13 ANÁLISIS ENERGÉTICO

Para plantear el modelo matemático se realiza los balances másicos y de energía para cada efecto del evaporador, el sistema de flujos se muestra a continuación.

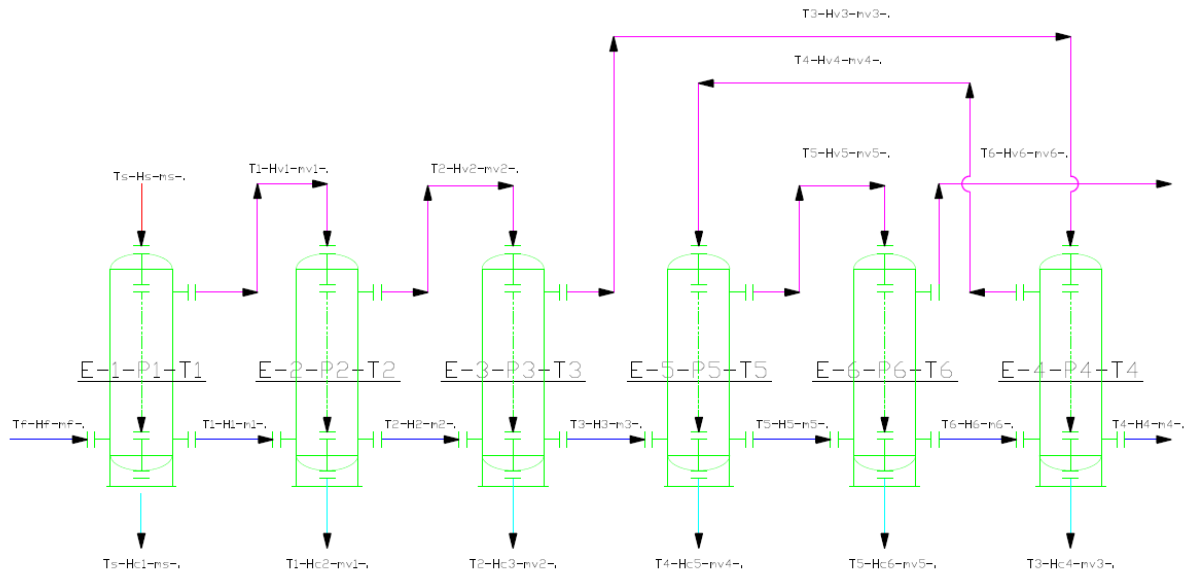


Figura. 47 Sistema de flujos para el evaporador

Las temperaturas de referencia, para el cálculo de las entalpías de las distintas corrientes, son las de ebullición del agua pura a la presión de la cámara de evaporación de cada efecto. El aumento en la temperatura de ebullición con respecto al agua en cada efecto es despreciable, así como el calor de dilución por la concentración de la solución.

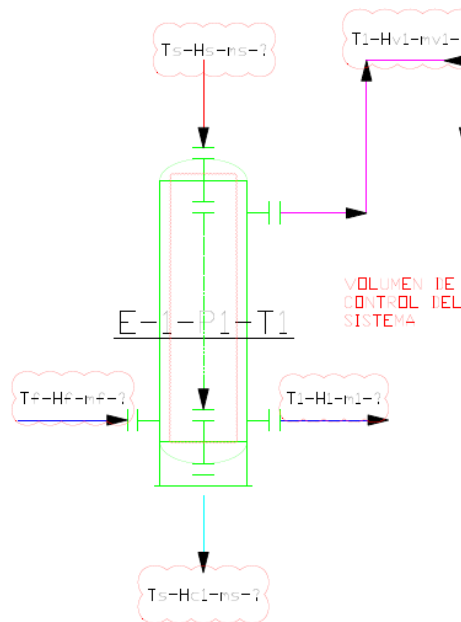


Figura. 48 Volumen de control de sistema

Balances másicos

$$\dot{m}_f = \dot{m}_4 + \dot{m}_{v1} + \dot{m}_{v2} + \dot{m}_{v3} + \dot{m}_{v4} + \dot{m}_{v5} + \dot{m}_{v6} \quad (24)$$

$$\dot{m}_f X_f = \dot{m}_4 X_4 \quad (25)$$

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_f - \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{v2} - \dot{m}_{v3} - \dot{m}_{v5} - \dot{m}_{v6} \quad (26)$$

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_f - \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{v2} - \dot{m}_{v3} - \dot{m}_{v5} - \dot{m}_{v6} - \dot{m}_{v4} \quad (27)$$

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_f - \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{v2} - \dot{m}_{v3} - \dot{m}_{v5} \quad (28)$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_f - \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{v2} - \dot{m}_{v3} \quad (29)$$

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_f - \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{v2} \quad (30)$$

Balances de energía.

$$\dot{m}_s \dot{H}_s + \dot{m}_f \dot{H}_f = \dot{m}_{v1} \dot{H}_{v1} + \dot{m}_1 \dot{H}_1 + \dot{m}_s \dot{H}_{c1} \quad (31)$$

$$\dot{m}_1 \dot{H}_1 + \dot{m}_{v1} \dot{H}_{v1} = \dot{m}_{v1} \dot{H}_{c2} + \dot{m}_2 \dot{H}_2 + \dot{m}_{v2} \dot{H}_{v2} \quad (32)$$

$$\dot{m}_2 \dot{H}_2 + \dot{m}_{v2} \dot{H}_{v2} = \dot{m}_{v2} \dot{H}_{c3} + \dot{m}_3 \dot{H}_3 + \dot{m}_{v3} \dot{H}_{v3} \quad (33)$$

$$\dot{m}_3 \dot{H}_3 + \dot{m}_{v3} \dot{H}_{v3} = \dot{m}_{v3} \dot{H}_{c4} + \dot{m}_4 \dot{H}_4 + \dot{m}_{v4} \dot{H}_{v4} \quad (34)$$

$$\dot{m}_4 \dot{H}_4 + \dot{m}_{v4} \dot{H}_{v4} = \dot{m}_{v4} \dot{H}_{c5} + \dot{m}_5 \dot{H}_5 + \dot{m}_{v5} \dot{H}_{v5} \quad (35)$$

$$\dot{m}_5 \dot{H}_5 + \dot{m}_{v5} \dot{H}_{v5} = \dot{m}_{v5} \dot{H}_{c6} + \dot{m}_6 \dot{H}_6 + \dot{m}_{v6} \dot{H}_{v6} \quad (36)$$

Al sustituir los valores de entalpia en las ecuaciones anteriores se tiene.

$$\dot{m}_s(H_s - H_{c1}) = \dot{m}_{v1}\lambda_{v1} - \dot{m}_f C_{pf}(T_f - T_1) \quad (37)$$

$$\dot{m}_{v1}(H_{v1} - H_{c2}) = \dot{m}_{v2}\lambda_{v2} - \dot{m}_1 C_{p1}(T_1 - T_2) \quad (38)$$

$$\dot{m}_{v2}(H_{v2} - H_{c3}) = \dot{m}_{v3}\lambda_{v3} - \dot{m}_2 C_{p2}(T_2 - T_3) \quad (39)$$

$$\dot{m}_{v4}(H_{v4} - H_{c5}) = \dot{m}_{v5}\lambda_{v5} - \dot{m}_3 C_{p3}(T_3 - T_5) \quad (40)$$

$$\dot{m}_{v5}(H_{v5} - H_{c6}) = \dot{m}_{v6}\lambda_{v6} - \dot{m}_5 C_5(T_5 - T_6) \quad (41)$$

$$\dot{m}_{v3}(H_{v3} - H_{c4}) = \dot{m}_{v4}\lambda_{v4} - \dot{m}_6 C_6(T_6 - T_4) \quad (42)$$

Ecuaciones de velocidad de transferencia de calor.

$$\dot{Q}_4 = \dot{m}_{v3}\lambda_{v3} = U_4 A_4 (T_3 - T_4) \quad (43)$$

$$\dot{Q}_6 = \dot{m}_{v5}\lambda_{v5} = U_6 A_6 (T_5 - T_6) \quad (44)$$

$$\dot{Q}_5 = \dot{m}_{v4}\lambda_{v4} = U_4 A_4 (T_4 - T_5) \quad (45)$$

$$\dot{Q}_3 = \dot{m}_{v2}\lambda_{v2} = U_3 A_3 (T_2 - T_3) \quad (46)$$

$$\dot{Q}_2 = \dot{m}_{v1}\lambda_{v1} = U_2 A_2 (T_1 - T_2) \quad (47)$$

$$\dot{Q}_1 = \dot{m}_s \lambda_s = U_1 A_1 (T_s - T_1) \quad (48)$$

Para calcular los calores específicos a determinada concentración se utiliza como base el lactosuero seco con un 3.19 % de humedad y un $C_p = 1.69 \frac{kJ}{kg-K}$ y la siguiente ecuación.[14]

$$C_{pi} = C_{pw}X_{wi} + C_{ps}X_{si} = C_{pw}X_{wi} + C_{ps}(1 - X_{wi}) \quad (49)$$

Donde

C_{pi} es el calor específico de la solución en etapa i

C_{pw} es el calor específico del agua

C_{ps} es el calor específico de los sólidos contenidos en la solución

X_{si} y X_{wi} son las fracciones másicas de los sólidos y el agua respectivamente.

Suposiciones

- Las áreas de transferencia de cada uno de los efectos son iguales
- El calor transferido a cada efecto es igual.
- Los caudales de vapor eliminados en cada efecto son iguales

Con las anteriores suposiciones se obtiene

$$\frac{T_s - T_1}{\frac{1}{U_1}} = \frac{T_1 - T_2}{\frac{1}{U_2}} = \frac{T_2 - T_3}{\frac{1}{U_3}} = \frac{T_3 - T_4}{\frac{1}{U_4}} = \frac{T_4 - T_5}{\frac{1}{U_5}} = \frac{T_5 - T_6}{\frac{1}{U_6}} = \frac{T_s - T_3}{\sum \left(\frac{1}{U_i} \right)} \quad (50)$$

14 RESULTADOS OBTENIDOS

$A = 653.1 [m^2]$	$A_1 = 507.6 [m^2]$	$A_{1T} = 1.21 [m^2]$	$A_2 = 548.5 [m^2]$	$A_3 = 582.5 [m^2]$	$A_4 = 980.5 [m^2]$
$A_5 = 623.4 [m^2]$	$A_6 = 649.5 [m^2]$	$A_{prom} = 648.7 [m^2]$	$C_{p1} = 3.665 [kJ/kg-C]$	$C_{p2} = 3.595 [kJ/kg-C]$	$C_{p3} = 3.502 [kJ/kg-C]$
$C_{p4} = 2.896 [kJ/kg-C]$	$C_{p5} = 3.375 [kJ/kg-C]$	$C_{p6} = 3.19 [kJ/kg-C]$	$C_{pf} = 3.96 [kJ/(kg-C)]$	$C_{ps} = 1.608 [kJ/(kg-C)]$	$C_{pss} = 4.201 [kJ/(kg-C)]$
$C_{pw} = 4.184 [kJ/(kg-C)]$	$D = 0.035 [m]$	$D2 = 0.039 [m]$	$\Delta T = 3 [C]$	$ERRORA = 0.6813$	$espesor = 0.002 [m]$
$g = 1.270E+08 [m/h^2]$	$\Gamma = 46.44 [kg/h-m]$	$GAMMA2 = 338.9 [kg/h-m]$	$h_1 = 15177 [kJ/h-m^2-C]$	$h_0 = 7334 [kJ/h-m^2-C]$	$h_{pipe} = 28080 [kJ/h-m^2-C]$
$k_{acero} = 56.16 [kJ/h-m-C]$	$K_f = 2.304 [kJ/(h-m-C)]$	$K_s = 0.673 [kJ/(h-m-C)]$	$\lambda_f = 2357 [kJ/kg]$	$\lambda_s = 2296 [kJ/kg]$	$\lambda_{v1} = 2321 [kJ/kg]$
$\lambda_{v2} = 2339 [kJ/kg]$	$\lambda_{v3} = 2357 [kJ/kg]$	$\lambda_{v4} = 2406 [kJ/kg]$	$\lambda_{v5} = 2375 [kJ/kg]$	$\lambda_{v6} = 2394 [kJ/kg]$	$\mu = 3.384 [kg/m-h]$
$\mu_s = 1.199 [kg/m-h]$	$m_{1cal,dot} = 16836 [kg/h]$	$m_{1,dot} = 17974 [kg/h]$	$m_{2cal,dot} = 13375 [kg/h]$	$m_{2,dot} = 15828 [kg/h]$	$m_{3cal,dot} = 9763 [kg/h]$
$m_{3,dot} = 13682 [kg/h]$	$m_{4,dot} = 7243 [kg/h]$	$m_{5cal,dot} = 5963 [kg/h]$	$m_{5,dot} = 11535 [kg/h]$	$m_{6cal,dot} = 2066 [kg/h]$	$m_{6,dot} = 9389 [kg/h]$
$m_{f1,dot} = 37.26 [kg/h]$	$m_{f,dot} = 20120 [kg/h]$	$m_{s1,dot} = 5.689 [kg/h]$	$m_{scal,dot} = 3072 [kg/h]$	$m_{s,dot} = 1650 [kg/h]$	$m_{v,dot} = 2146 [kg/h]$
$m_{v1cal,dot} = 3284 [kg/h]$	$m_{v1,dot} = 2146 [kg/h]$	$m_{v2cal,dot} = 3461 [kg/h]$	$m_{v2,dot} = 2146 [kg/h]$	$m_{v3cal,dot} = 3612 [kg/h]$	$m_{v3,dot} = 2146 [kg/h]$
$m_{v4cal,dot} = 3601 [kg/h]$	$m_{v4,dot} = 2146 [kg/h]$	$m_{v5cal,dot} = 3800 [kg/h]$	$m_{v5,dot} = 2146 [kg/h]$	$m_{v6cal,dot} = 3897 [kg/h]$	$m_{v6,dot} = 2146 [kg/h]$
$NT = 540$	$v = 0.25 [1/m]$	$v_f = 0.29 [1/m]$	$Pr = 7.483$	$Pr_f = 5.816$	$Q_1 = 9.076E+06 [kJ/h]$
$Q_2 = 9.076E+06 [kJ/h]$	$Q_3 = 9.076E+06 [kJ/h]$	$Q_4 = 5.671E+06 [kJ/h]$	$Q_5 = 9.076E+06 [kJ/h]$	$Q_6 = 9.076E+06 [kJ/h]$	$Rd_1 = 0.0002756 [m^2-C-h/kJ]$
$Re_f = 400.5$	$Re_s = 154.9$	$\rho = 1028 [kg/m^3]$	$\rho_s = 968.1 [kg/m^3]$	$T_1 = 74.87 [C]$	$T_2 = 67.69 [C]$
$T_3 = 60.33 [C]$	$T_4 = 40 [C]$	$T_5 = 52.77 [C]$	$T_6 = 45 [C]$	$T_1 = 82 [C]$	$T_s = 85 [C]$
$U = 3600 [kJ/h-m^2-C]$	$U_1 = 1948 [kJ/(h-C-m^2)]$	$U_2 = 1938 [kJ/(h-C-m^2)]$	$U_3 = 1888 [kJ/(h-C-m^2)]$	$U_4 = 1738 [kJ/(h-C-m^2)]$	$U_5 = 1838 [kJ/(h-C-m^2)]$
$U_6 = 1788 [kJ/(h-C-m^2)]$	$x_2 = 0.2288$	$x_3 = 0.2647$	$x_4 = 0.5$	$x_5 = 0.314$	$x_6 = 0.314$
$x_6 = 0.3857$	$x_f = 0.18$	$x_{w1} = 0.7985$	$x_{w2} = 0.7712$	$x_{w3} = 0.7353$	$x_{w4} = 0.5$
$x_{w5} = 0.686$	$x_{w6} = 0.6143$	$x_{wf} = 0.82$			

Figura. 49 Resultados obtenidos

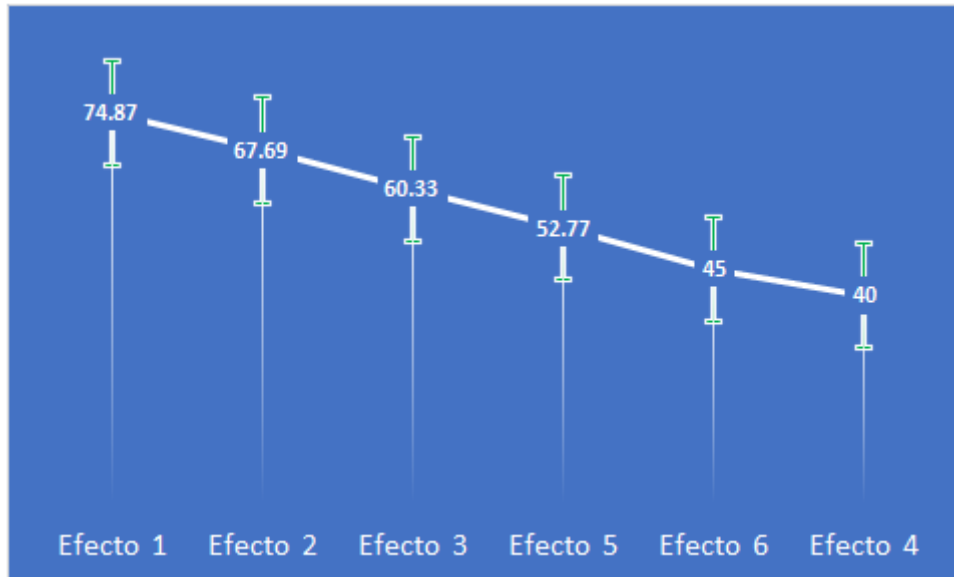


Figura. 50 Perfil de temperaturas a lo largo de los efectos T[°C]

14.1 Análisis de resultados

Los resultados del análisis térmico sirven como punto de comparación con respecto a los valores que se tiene por especificaciones técnicas del proveedor, sin embargo, algunas diferencias fueron halladas, esto debido a que es un equipo con varios años de uso, además de que será puesto en marcha bajo condiciones diferentes de operación como lo es: el flujo de alimentación y contenido de sólidos en la entrada y salida de la etapa de evaporación, además de que se evaluaron y modificaron rutas de los flujos.

Los datos obtenidos para los coeficientes globales de transferencia de calor están dentro de los rangos mostrados en la literatura, las temperaturas de funcionamiento recomendadas son muy cercanas a las brindadas por la ficha del proveedor y las suposiciones realizadas durante el proceso fueron verificadas y recalculadas para obtener los datos reales de funcionamiento siguiendo el método iterativo, donde se pudo observar un error bajo, permitiendo truncar la operación con alta confiabilidad en los resultados.

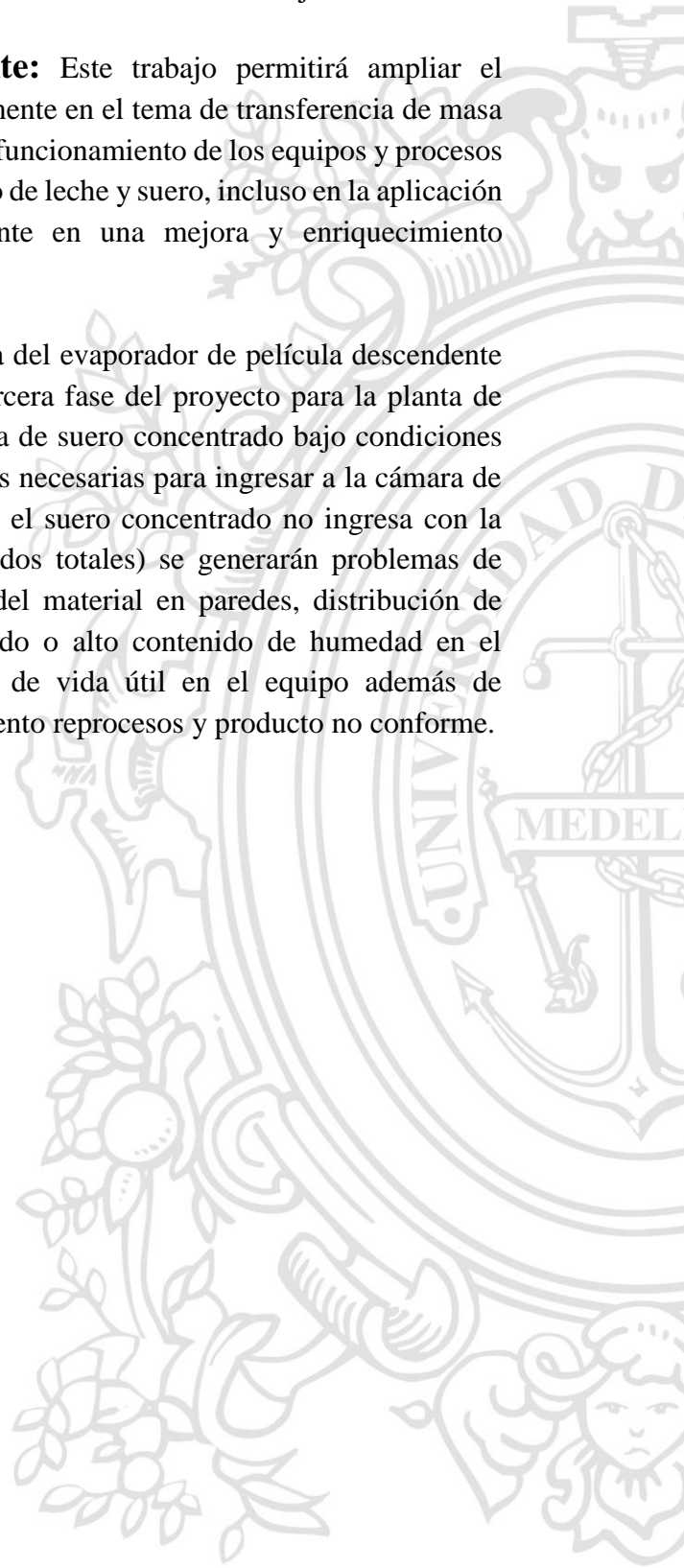
Se pudo evidenciar que los perfiles de temperatura a lo largo de los tubos de las calandrias se mantiene constantes debido a que el vapor es saturado y solo cede calor latente para condensarse y formar una película a lo largo de los tubos, además la solución que ingresa a los tubos lo hace unos grados por encima de la temperatura de ebullición lo cual provoca una evaporación flash, ayudando a la reducción de consumo de vapor y cuando alcanza la temperatura de saturación para la presión determinada del efecto gana el calor latente cedido por el vapor generando. Lo cual genera que la solución salga con la temperatura de saturación de dicho efecto. La disminución en la temperatura de ebullición que se evidencia entre cada efecto es generada por la presión de vacío.

15 RESULTADOS ESPERADOS

Los resultados que se esperan obtener a lo largo de la realización de este trabajo son:

Contribución a la formación del estudiante: Este trabajo permitirá ampliar el conocimiento sobre la ingeniería mecánica, especialmente en el tema de transferencia de masa y calor; igualmente permite conocer los principios de funcionamiento de los equipos y procesos para las operaciones unitarias de evaporación y secado de leche y suero, incluso en la aplicación de conocimientos teóricos, incidiendo positivamente en una mejora y enriquecimiento ingenieril de los procesos a nivel industrial.

Contribución a la empresa: La puesta en marcha del evaporador de película descendente por recompresión térmica de vapor, constituye la tercera fase del proyecto para la planta de secado de suero, con lo cual se garantizará la entrega de suero concentrado bajo condiciones óptimas de operación que cumpla las especificaciones necesarias para ingresar a la cámara de secado y de este modo obtener el producto final. Si el suero concentrado no ingresa con la calidad adecuada (principalmente contenido de sólidos totales) se generarán problemas de operación en la cámara como lo es aglomeración del material en paredes, distribución de tamaños de partículas inapropiado, material quemado o alto contenido de humedad en el producto terminado, entre otros, con esto pérdida de vida útil en el equipo además de productividad de la línea, sobrecostos por mantenimiento reprocesos y producto no conforme.



16 CONCLUSIONES

Durante la etapa de montaje y puesta a punto del evaporador de película descendente por recompresión térmica de vapor, se evidencia que, con la constante revisión e interpretación de los diagramas de flujos, isométricos y planos de montaje se garantiza un diseño eficiente de las rutas para el transporte de los fluidos, lo cual reduce pérdidas de presión y desperdicio de material que se traduce en disminución de costos y cumplimiento del presupuesto del proyecto.

El seguimiento diario de las operaciones de montaje permite solucionar oportunamente las inconsistencias que se presentan en los equipos frente al diseño original de ingeniería, lo cual permite obtener la mayor eficiencia y aprovechamiento de los equipos, así como el desarrollo del proyecto según el cronograma planteado.

De acuerdo al análisis energético se observa que la temperatura de cada efecto disminuye con relación al efecto anterior la solución presenta una evaporación libre al ingresar a cada efecto lo cual permite disminuir el consumo de vapor total, la película de solución concentrada domina el coeficiente de transferencia global ya que se observa la disminución del valor al ir pasando de efecto a efecto, debido a que con el aumento de concentración directamente aumenta la viscosidad la cual influye negativamente en el coeficiente de transferencia de calor. Y los demás parámetros de diseño como el área superficial de transferencia, el material de los tubos que transportan el producto, los factores de ensuciamiento son similares para todos los efectos.

Los flujos de calor para cada efecto son proporcionales ya que estos dependen del área de transferencia y los deltas de temperatura entre el vapor y la solución a concentrar, los cuales en el diseño de evaporadores de múltiple efecto se fijan como parámetros iniciales de diseño.

El presente informe presenta una guía para la puesta a punto del evaporador, y así alcanzar su mayor eficiencia de funcionamiento, calidad del producto que garantice la operación en las siguientes etapas de secado, para obtención del producto final. La información aquí contenida se puede utilizar para generar un plan de mantenimiento general del equipo, adicionalmente los resultados obtenidos sirven como punto de comparación para verificar el correcto funcionamiento del evaporador.

17 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. KERN, D.Q., *PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR/DONALD Q. KERN*.
2. Westergaard, V., *Tecnología de la leche en polvo: Evaporación y secado por atomización*. 1984: Niro Atomizer.
3. Harriott, P., W.L. McCabe, and J.C. Smith, *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 1991.
4. Incropera, F.P. and D.P. DeWitt, *Fundamentos de transferencia de calor*. 1999: Pearson Educación.
5. Ibarz, A. and A.I. Ribas, *Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos*. 2005: Mundi-Prensa Libros.
6. Bylund, G., A. López Gómez, and A. Madrid Vicente, *Manual de industrias lácteas*. 2003: Mundi-Prensa/Tetra Pak.
7. Badui Dergal, S., *Química de los alimentos*. 2016: México, Pearson Educación.
8. Albright, L., *Albright's chemical engineering handbook*. 2008: CRC Press.
9. Thulukkanam, K., *Heat exchanger design handbook*. 2013: CRC press.
10. Holman, J., *Fundamentos de Transferencia de Calor*. 2000, Mc Graw Hill. USA.
11. sei-contreras. *Evaporador de Circulación Forzada*. 22/08/2018; Available from: <http://seicontreras.com/es/equipos/evaporador-circulacion-forzada>.
12. Pak®, T. *Evaporador por recompresión térmica del vapor (TVR) Tetra Scheffers™*. 20/08/2018]; Available from: <https://www.tetrapak.com/co/processing/evaporation/tetra-scheffers-tvr>.
13. Wiegand, B.W. *A new concept of evaporation plants: thermal vapor recompression for reducing costs and improving product quality*. in *ASME 1992 Citrus Engineering Conference*. 1992. American Society of Mechanical Engineers.
14. Çengel, Y.A. and A.J. Ghajar, *Transferencia de calor y masa. Fundamentos y*. 2011.