

UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Departamento de Ingeniería - Química

TRABAJO DE DIPLOMA

Título: Optimización de las variables operacionales del evaporador de múltiple efecto empleado en el procesamiento de tomates en la UEB Industrial Ceballos.

Autor: Lorena Pérez-Borroto Rojas

Tutores: Dr.C. Omar Pérez Navarro

Ing. Yedier Rodríguez Padrón

Santa Clara, Junio, 2019
Copyright©UCLV

UCLV
Universidad Central
"Marta Abreu" de Las Villas



FQF
Facultad de
Química y Farmacia

Chemical Engineering Department

DIPLOMA THESIS

Title: Optimization of the operational variables of the evaporator of multiple effect used in the processing of tomatoes in the UEB Industrial Ceballos.

Author: Lorena Pérez-Borroto Rojas

Thesis Directors: Dr.C. Omar Pérez Navarro

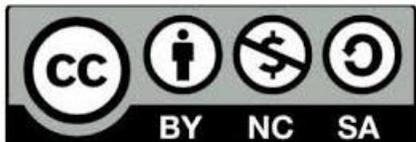
Ing. Yedier Rodríguez Padrón

Santa Clara, June, 2019
Copyright©UCLV

Este documento es Propiedad Patrimonial de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, y se encuentra depositado en los fondos de la Biblioteca Universitaria “Chiqui Gómez Lubian” subordinada a la Dirección de Información Científico Técnica de la mencionada casa de altos estudios.

Se autoriza su utilización bajo la licencia siguiente:

Atribución- No Comercial- Compartir Igual



Para cualquier información contacte con:

Dirección de Información Científico Técnica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas. Carretera a Camajuaní. Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. Cuba. CP. 54 830

Teléfonos.: +53 01 42281503-1419

Pensamiento

“La única posibilidad de descubrir los límites de lo posible es aventurarse en el terreno de lo imposible”

Arthur C. Clarke

Dedicatoria

A mis padres

Por ser los motores impulsores de mis logros, gracias por la confianza, el amor y la formación que me han brindado. Son mi orgullo y mi razón de ser.

A mi hermana

Por estar siempre a mi lado, por el apoyo incondicional que me brinda y para que le sirva de ejemplo para su futuro.

Agradecimientos

A mis padres por haberme dado la vida, por su apoyo incondicional y por todos los sacrificios realizados durante estos años. Todo lo que soy se lo debo a ustedes.

A mi hermana por acompañarme en los buenos y malos momentos.

A la Universidad Central Marta Abreu de Las Villas en especial al Departamento de Ingeniería Química y sus profesores que contribuyeron a mi formación profesional.

Al Ing. Yedier Rodríguez Padrón por la amistad brindada, por su disposición y dedicación en la realización de este Trabajo de Diploma.

Al Dr. Omar Pérez Navarro por haber dirigido el presente trabajo de investigación y por el apoyo brindado con sus sugerencias.

A mis amigos y compañeros con quienes compartí tantos momentos hermosos.

A los técnicos e ingenieros de la UEB Industrial Ceballos por sus valiosos comentarios y opiniones para la realización del trabajo.

En fin, a todos los que de una forma u otra me han ayudado a lograr mis metas.

A todos, muchas gracias.

Resumen

El presente trabajo de investigación se realizó en la UEB Industrial Ceballos, ubicada en el municipio de Ciego de Ávila, la cual cuenta con una alta tecnología para el procesamiento de frutas tropicales, cítricos, papas y hortalizas. El objetivo de dicho trabajo es optimizar las variables operacionales del evaporador de cuádruple efecto empleado en el proceso productivo de pasta de tomate para disminuir el consumo de vapor. Tomando mediciones en el equipo se determinó el área de transferencia de calor en cada efecto, siendo 53,97; 103,43; 103,43 y 95,19 m² respectivamente. Mediante la metodología de Pavlov (1981), se realizaron los balances de masa y energía para determinar el consumo de vapor, teniendo en cuenta las condiciones actuales de operación. Se comprobó que los coeficientes de transferencia de calor se encuentran en el rango establecido según la bibliografía consultada. También se calcularon parámetros como la economía, la capacidad y el coeficiente de evaporación, los cuales resultaron satisfactorios, sin embargo, la eficiencia del equipo es de 73,57%. Se optimizaron las condiciones operacionales del evaporador de cuádruple efecto empleando la herramienta Solver de Excel, a partir del método Simplex LP y se obtuvieron como valores óptimos de presión 0,6500; 0,4500; 0,2827 y 0,0916 bar respectivamente, lo cual representa un ahorro económico por concepto de combustible de 5625,72 \$/campana.

Abstract

The present research work was carried out in the UEB Industrial Ceballos, located in the municipality of Ciego de Ávila, which has a high technology for the processing of tropical fruits, citrus fruits, potatoes and vegetables. The objective of this work is to optimize the operational variables of the quadruple effect evaporator used in the production process of tomato paste to reduce steam consumption. Taking measurements in the equipment, the heat transfer area in each effect was determined, being 53.97; 103.43; 103.43 and 95.19 m² respectively. Through the methodology of Pavlov (1981), the mass and energy balances were carried out to determine the steam consumption, taking into account the current operating conditions. It was found that the heat transfer coefficients are in the range established according to the consulted bibliography. Parameters such as economy, capacity and coefficient of evaporation were also calculated, which were satisfactory, however, the efficiency of the equipment is 73.57%. The operational conditions of the quadruple effect evaporator were optimized using the Solver tool of Excel, from the Simplex LP method and were obtained as optimal values of pressure 0,6500; 0,4500; 0,2827 and 0,0916 bar respectively, which represents an economic saving for fuel of 5625.72 \$/campaign.

Índice

Introducción	1
Capítulo 1: Revisión bibliográfica	4
1.1. Evaporación industrial de jugos de frutas y hortalizas	4
1.1.1. Objetivos de la evaporación	5
1.1.2. Evaporación al vacío de alimentos	5
1.1.3. Las pulpas de frutas y hortalizas. Especificaciones del tomate	6
1.2. Tipos de evaporadores empleados en la industria alimentaria	7
1.2.1. Evaporadores de circulación natural	8
1.2.2. Evaporadores de circulación forzada	9
1.3. Transferencia de calor en los evaporadores	10
1.3.1. Coeficiente global de transferencia de calor	11
1.4. Eficiencia en la operación de evaporadores	12
1.5. Factores que afectan el proceso de evaporación	13
1.5.1. Formación de espuma	13
1.5.2. Sensibilidad térmica de los materiales	13
1.5.3. Solubilidad	13
1.5.4. Concentración de la disolución	14
1.5.5. Materiales de construcción	14
1.5.6. Elevación del punto de ebullición	14
1.5.7. Efecto de la presión hidrostática	15
1.5.8. Formación de incrustaciones	15
1.6. La evaporación en múltiples efectos con circulación forzada	15
1.6.1. Principios de funcionamiento	17
1.6.2. Capacidad y economía de evaporación	18
1.6.3. Métodos de operación y sistemas de alimentación	19
1.6.4. Equipos auxiliares del evaporador	21
1.7. Métodos de evaluación de evaporadores de múltiple efecto	23
1.8. Simuladores de procesos químicos	24
1.8.1. Simuladores matemáticos	25
1.8.2. Simuladores modulares	26

1.9. Optimización de procesos	27
1.9.1. Clasificación de los Métodos de Optimización.	27
1.9.2. Estrategia para resolver los problemas de optimización:	28
Capítulo 2: Materiales y métodos.....	30
2.1. Descripción del proceso tecnológico de producción	30
2.1.1. Recepción y almacenamiento	30
2.1.2. Lavado y selección.....	30
2.1.3. Trituración, precalentamiento y tamizado.....	31
2.1.4. Evaporación.....	31
2.1.5. Desaereado y homogenización.....	31
2.1.6. Pasteurización y enfriamiento	31
2.1.7. Envasado y almacenamiento del producto	32
2.2. Caracterización de la estación evaporadora de múltiple efecto.....	32
2.3. Metodología de cálculo en instalaciones evaporadoras de múltiple efecto	34
2.3.1. Balances de masa y energía en el evaporador	34
2.3.2. Cálculo de las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición	38
2.3.3. Determinación del área de transferencia de calor del evaporador.....	40
2.3.4. Determinación del coeficiente global de transferencia de calor.....	41
2.3.5. Determinación de la capacidad y economía de evaporación.....	43
2.3.6. Determinación del coeficiente de evaporación y la eficiencia del área de evaporación	43
2.4. Optimización de las variables operacionales	43
2.5. Determinación del ahorro económico a partir del empleo de las condiciones óptimas de operación.	44
Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados	46
3.1. Evaluación de la estación evaporadora de múltiple efecto.....	46
3.1.1. Análisis de los resultados obtenidos en los balances de masa y energía ...	46
3.1.2. Análisis de las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición	49
3.1.3. Análisis de los coeficientes globales de transferencia de calor del evaporador.....	49
3.1.4. Análisis de la capacidad y economía de evaporación.....	50
3.1.5. Análisis del coeficiente de evaporación y la eficiencia de la estación evaporadora	51

3.2. Análisis de las condiciones óptimas de operación	51
3.3. Análisis del ahorro económico por el empleo de las condiciones óptimas de operación	52
Conclusiones	53
Bibliografía.....	55
Anexos	58

Introducción

El uso rentable de la energía conjuga armónicamente el medio ambiente con el desarrollo. El ahorro alarga la existencia de los recursos y proporciona el tiempo necesario para explotar fuentes alternativas. Los procesos de producción y uso de la energía constituyen la causa fundamental del deterioro ambiental. El previsible agotamiento de los combustibles fósiles y el daño irreversible que se ocasiona al medio ambiente, exige la adopción de nuevas estrategias en materia de energía, como base de un modelo de desarrollo sostenible, que permita satisfacer las necesidades energéticas de la generación actual y preservar las posibilidades para que las futuras generaciones puedan también encontrar soluciones para satisfacer las suyas.

El progresivo encarecimiento sufrido por los productos y servicios energéticos ha convertido la gestión de los mismos en una preocupación prioritaria de los responsables técnicos y económicos de los procesos industriales. La energía, considerada como factor de la producción, ha adquirido con ello un protagonismo decisivo si se pretende mantener un nivel elevado de eficiencia y de competitividad en las industrias.

Cuba está insertada en un intenso programa de ahorro de energía, dándole especial énfasis a la energía eléctrica consumida por las industrias, centros de investigación y producción, pues el desarrollo actual y prospectivo del país requiere de acciones encaminadas a aumentar la competitividad de las empresas, reducir costos, contribuir a la conservación de los recursos naturales y el medio ambiente, ante una economía cada vez más abierta y globalizada. Este trabajo forma parte del esfuerzo que se viene realizando en aras de disminuir los consumos de portadores energéticos, así como la detección de problemas que inciden en el logro de mayores niveles de eficiencia energética.

El mismo se realiza en La Unidad Empresarial de Base Industrial Ceballos, perteneciente a La Empresa Agroindustrial Ceballos, ubicada en el municipio de Ciego de Ávila. Es una industria que tiene como misión fundamental la producción de jugos de frutas cítricas y tropicales de la más alta calidad, en completa armonía con el medio ambiente y con absoluto respeto a las exigencias de sus clientes. Además, cuenta con una alta tecnología para el procesamiento de frutas tropicales, cítricos, papas y hortalizas.

La UEB Industrial Ceballos, fundada en 1984, ha mantenido una actualización tecnológica y un máximo aprovechamiento de los recursos humanos con el objetivo de aumentar el desarrollo estratégico y la diversificación de sus producciones, colocándose actualmente a la cabeza de la industria nacional de procesamiento de frutas. El incremento de la capacidad productiva y la alta calidad de los productos obtenidos han permitido su incorporación en los mercados internacionales. Por estas razones y guiada bajo la buena

administración ha sido galardonada en varias ocasiones por el Comité Central del PCC, el Ministerio de la Agricultura, ha sido Centro Vanguardia Nacional y es líder en la sustitución de importaciones.

Para garantizar la calidad óptima de las producciones existe un sistema de control y aseguramiento de la calidad amparado por el chequeo de todos los procedimientos, instrucciones de trabajo, guías de operación y limpieza de los equipos. Igualmente, todos los procesos productivos se sustentan en la garantía y calidad de la materia prima, el aseguramiento del equipamiento tecnológico y los recursos humanos.

Como resultado del proceso inversionista iniciado en el año 2012 dicha entidad adquirió un evaporador de cuatro efectos para ampliar las capacidades de procesamiento de jugos de frutas y vegetales, posibilitando con su puesta en marcha que se triplicara el volumen de producto evaporado. Este equipo es el encargado de concentrar el jugo obtenido de las frutas y tomates, a través de un tratamiento térmico bajo condiciones de vacío; con el objetivo de disminuir el tiempo y las altas temperaturas de exposición del producto; obteniéndose una alta concentración y las características organolépticas como el color, olor y sabor dentro de los parámetros de calidad establecidos.

Sin embargo, aún quedan tareas pendientes en el camino de alcanzar producciones más sustentables económica y ambientalmente. Una de ellas es lograr una reducción considerable de los portadores energéticos lo que conduce al incremento de la eficacia en los procesos de producción.

A partir de los planteamientos anteriores se propone como **problema científico** de la investigación:

¿Cómo reducir el consumo de vapor en la etapa de evaporación del proceso de producción de pasta de tomate en la UEB Industrial Ceballos?

Como posible solución a dicho problema se plantea la siguiente **hipótesis** de trabajo:

Si se optimizan las variables operacionales del evaporador de cuádruple efecto es posible reducir el consumo de vapor pues es este equipo el de mayor demanda.

Para dar cumplimiento a la hipótesis, se ha trazado el siguiente **objetivo general**:

Optimizar las variables operacionales del evaporador de cuádruple efecto para disminuir el consumo de vapor en el proceso productivo de pasta de tomate en la UEB Industrial Ceballos.

Para ello se plantean los siguientes **objetivos específicos**:

1. Determinar las dimensiones reales y las condiciones de operación del evaporador de cuádruple efecto.
2. Modelar los procesos involucrados a través de los balances de materiales y energía en el evaporador de cuádruple efecto.
3. Optimizar los modelos de los procesos involucrados a través del método adecuado.
4. Realizar análisis económico demostrando los beneficios de la operación óptima del evaporador de cuádruple efecto de la UEB Industrial Ceballos.

Capítulo 1: Revisión bibliográfica

En el presente capítulo se exponen los fundamentos teóricos relacionados con el tema de investigación, para ello se utilizan diferentes fuentes bibliográficas. Se abordan como temáticas fundamentales: el proceso de evaporación de jugos de frutas y hortalizas, los tipos de evaporadores empleados en la industria alimentaria, la evaporación en múltiples efectos con circulación forzada, los principales factores que afectan a este proceso, así como los métodos de evaluación de estos equipos, los simuladores de procesos químicos y los métodos de optimización de los mismos.

1.1. Evaporación industrial de jugos de frutas y hortalizas

La producción industrial de jugos de frutas y hortalizas, ha experimentado a nivel mundial un crecimiento sostenido en los últimos años; debido a los considerables beneficios económicos que reporta su comercialización. Prácticamente se pueden elaborar jugos, pulpas y concentrados de cualquier fruta; sin embargo, los de mayor demanda son los de frutas cítricas como la naranja y la toronja. También los jugos de frutas tropicales y vegetales, como los de tomate, guayaba, piña, papaya, mango, entre otros (Sinha, 2012).

La evaporación es una operación que se emplea frecuentemente para remover el agua contenida en los jugos, con la finalidad de obtenerlos más concentrados, hasta alcanzar el nivel de sólidos solubles deseado. La eliminación del agua proporciona una estabilidad microbiológica del producto y permite reducir los costos de almacenamiento y transporte, además de prolongar su tiempo de vida útil. Presenta varias limitaciones asociadas con el deterioro de las características sensoriales como son el color, olor, sabor y las de valor nutricional, como las vitaminas y otros fitoquímicos por efecto del calor. Existen evidencias de que en los primeros minutos de la evaporación, una gran parte de los componentes aromáticos de la fruta se pierden irreversiblemente (Richardson, 2014).

Los jugos de frutas y vegetales, al igual que otros alimentos, son sensibles al calor y sus viscosidades aumentan notablemente al concentrarlos. Frecuentemente, la materia sólida en suspensión presente en los jugos, tiende a adherirse a la superficie de calentamiento. Esto causa sobrecalentamientos que conducen a carbonizaciones y deterioro del material (Hui, 2015). Para reducir esta tendencia a la adhesión y disminuir el tiempo de residencia del producto en el evaporador, se precisan altas velocidades de circulación del fluido sobre la superficie de transferencia de calor. Así como también se requieren temperaturas bajas de operación y el empleo del vacío para la reducción de la temperatura de ebullición de la disolución (Varzakas, 2014).

En el diseño de los sistemas de evaporación, es importante tener presente las características específicas del alimento líquido que se va a procesar. Cabe precisar, que en la actualidad existen diversas tecnologías industriales para la concentración de los jugos de frutas y hortalizas. Son varios los tipos de concentradores existentes, pero los más efectivos y económicos son los de múltiple efecto con evaporación al vacío (Hahn, 2014). Sin embargo, son las propiedades del fluido de alimentación las que determinan la elección del tipo de evaporador; porque a medida que el jugo se concentra, sus características físico-químicas se modifican. Si bien su finalidad es retirar parte del agua y promover la esterilidad comercial, las temperaturas y los tiempos de procesamiento pueden degradar a las sustancias nutritivas de los jugos y afectar sus propiedades organolépticas (Singh, 2013).

1.1.1. Objetivos de la evaporación

La evaporación es un fenómeno físico, que consiste en separar parcialmente el disolvente volátil del soluto no volátil presente en una disolución. Esta separación se produce mediante la vaporización de una parte del disolvente, con el propósito de obtener una disolución concentrada. En la gran mayoría de los casos, el disolvente a evaporar en la disolución es el agua (Cabrera, 1983).

Se conoce además, que la evaporación es una operación unitaria de la ingeniería química, que tiene como finalidad la concentración de una disolución. La misma se basa en separar por ebullición parte del líquido contenido en una disolución o suspensión. Para lograr esta separación, se le suministra una fuente de calor externo a la disolución hasta que alcance la temperatura de ebullición, de modo que el disolvente se volatilice, los solutos permanezcan en la disolución y aumenten su concentración. Como fuente calórica se emplea generalmente el vapor de agua; el cual se pone en contacto con el producto a través de una superficie calefactora (Núñez, 2011).

1.1.2. Evaporación al vacío de alimentos

La evaporación al vacío es una operación muy utilizada en la industria alimentaria, especialmente para productos que requieren ser almacenados y preservados por períodos prolongados sin sufrir deterioro o descomposición. Este proceso consiste en reducir la presión de la cámara de evaporación del evaporador, por debajo de la presión atmosférica. Esto permite disminuir la temperatura de ebullición del líquido a evaporar y que se alcancen temperaturas inferiores a la temperatura de ebullición normal. Lo que hace que disminuya el tiempo de residencia, evita las altas temperaturas de exposición del producto e impide la descomposición de las sustancias sensibles al calor (Miranda, 2016).

Una de las ventajas que posee este proceso, es que aumenta la diferencia útil de temperatura entre el agente de calentamiento y la disolución, lo que permite disminuir la superficie de calefacción del equipo. La operación a vacío se emplea con mayor frecuencia en evaporadores de múltiple efecto, compuestos por varios equipos en serie. Es utilizado de forma industrial, para preparar productos como la leche evaporada, pastas de tomate, jugos concentrados de frutas, en la deshidratación de huevos, entre otras aplicaciones (Smith, 2011).

1.1.3. Las pulpas de frutas y hortalizas. Especificaciones del tomate

Las pulpas de frutas y hortalizas han alcanzado una gran importancia económica en la industria alimentaria actual, y muestran un gran futuro comercial. Pues son la base para la elaboración de una amplia gama de productos finales como los jugos, néctares, zumos de frutas con pulpa, concentrados, pastas y mermeladas. Para ello se emplean vegetales y frutas tropicales como: mango, piña, tomate, guayaba, naranja, limón, manzana, papaya, entre otras (Herrera, 2015).

La pulpa es la parte carnosa o comestible de la fruta u hortaliza, la cual resulta de la eliminación de la cáscara y semillas por procesos manuales o mecánicos, obteniendo un producto pastoso o semilíquido, que luego es procesado y almacenado por diferentes métodos. Su empleo presenta una serie de ventajas bien definidas, frente al método tradicional de utilizar de forma directa la fruta como materia prima, puesto que permite ampliar el tiempo de conservación y reducir los costos de almacenamiento y transporte, por reducción del volumen. Además, actúan como reguladoras de los suministros de frutas y vegetales, porque se procesan en las épocas de cosecha, para utilizarlas en períodos de poca disponibilidad (Heldman, 2008).

La composición química de las pulpas, depende sobre todo del tipo de fruta u hortaliza y de su grado de maduración. Su consumo es beneficioso para la salud, puesto que son alimentos libres de colesterol, presentan antioxidantes y poseen entre un 70 - 90 % de agua. Pero su mayor importancia radica, en el aporte a la dieta de vitaminas, minerales, enzimas, carbohidratos, ácidos orgánicos y fibras. Sin embargo, los responsables del valor sensorial y nutricional de estos productos, son termosensibles, y el uso de tratamientos inapropiados para su concentración, puede provocar pérdidas considerables de vitaminas, el deterioro del color, del aroma y del sabor (Ibarz, 2014).

El tomate es una de las hortalizas más importantes en el mundo, si se considera tanto su consumo natural como procesado industrialmente. Anualmente se producen más de 150 millones de toneladas de tomate en el mundo, de las cuales el 25 % se destinan a la industria. De esta fracción, más

del 70% se utiliza en la elaboración de pasta de tomate, al tiempo que el resto se utiliza en conservas, jugos de tomate, salsas y deshidratados. Solo diez países concentran el 90% de la producción de tomate para la industria. Las primeras posiciones, las ocupan los Estados Unidos con un 35% de la producción total, seguido por China (13%) e Italia (12%) (Hernández, 2013).

El tomate (*Solanum lycopersicum*), es una hortaliza perteneciente a la familia de las solanáceas, originario de Suramérica. La mayor parte de su contenido es agua y el segundo constituyente en importancia son los hidratos de carbono. Posee azúcares simples que le confieren un ligero sabor dulce y algunos ácidos orgánicos que le otorgan el sabor ácido característico. Presenta también carotenoides como el licopeno, pigmento responsable de su color rojo característico y un excelente antioxidante. Entre las propiedades nutricionales del tomate, destacan también su alto contenido en minerales y vitaminas C y A, las cuales fortalecen el sistema inmune, que ayuda a detener enfermedades degenerativas como el cáncer (Gould, 2008).

1.2. Tipos de evaporadores empleados en la industria alimentaria

Los evaporadores son equipos muy utilizados en muchos de los procesos productivos de la industria alimentaria. Usualmente, se emplean para extraer gran parte del agua contenida en jugos y pulpas de frutas tropicales y vegetales; con la finalidad de obtener un producto concentrado. También son usados en el procesamiento de pulpas de café, en la concentración de leche, en la cristalización de azúcar, en la elaboración de pastas de tomate, entre otros (Toledo, 2008).

Los evaporadores en su forma más simple están constituidos por una cobertura o cuerpo, dentro del cual se encuentran instalados un conjunto de tubos y por encima de ellos existe una zona llamada cámara de evaporación. Generalmente, se usa vapor de agua como agente de calentamiento. Este puede circular por dentro o por fuera de los tubos, de acuerdo con el tipo de equipo. La selección adecuada del tipo de evaporador, depende tanto de las características del fluido, la configuración de la superficie para la transferencia de calor, así como de los medios utilizados para lograr la circulación o agitación del líquido (Rodríguez, 2013).

A continuación se analizan los tipos de evaporadores más empleados en la industria de alimentos (Núñez, 2011).

Los evaporadores se clasifican de acuerdo al modo de operación en dos grupos fundamentales:

- Evaporadores de circulación natural.
- Evaporadores de circulación forzada.

1.2.1. Evaporadores de circulación natural

Los evaporadores de circulación natural se pueden agrupar en cuatro tipos principales:

- Evaporadores de tubos horizontales.
- Evaporadores de calandria con tubos verticales.
- Evaporadores de tubos verticales con canasta.
- Evaporadores de tubos verticales largos.

1.2.1.1. Evaporadores de tubos horizontales

Los evaporadores de tubos horizontales, son los evaporadores químicos más antiguos. Como muestra la figura A.1 (a) del anexo 1, están conformados por un cuerpo cilíndrico y un haz de tubos usualmente de sección cuadrada. El banco horizontal de tubos de calentamiento, es similar a la sección de tubos de un intercambiador de calor. El vapor de agua entra por los tubos y el condensado sale por el otro extremo de ellos. Debido a que la evaporación ocurre por fuera de los tubos, se utilizan diámetros menores que en cualquier otro tipo de evaporador, siendo de $\frac{3}{4}$ a $1\frac{1}{4}$ pulgadas. Su principal ventaja es el reducido espacio requerido para su instalación en la dimensión vertical (Brown, 1985). El costo de adquisición de este equipo es relativamente económico y puede utilizarse para líquidos no viscosos con altos coeficientes de transferencia de calor. No son adecuados para líquidos que dejan deposiciones de sales y forman escamas (Kern, 1999).

1.2.1.2. Evaporadores de calandria con tubos verticales

Los evaporadores de calandria, como indica la figura A.1 (b) del anexo 1, están compuestos por un cuerpo cilíndrico y un haz de tubos verticales cortos, de 1 a 2,5 m de largo y de 0,05 a 0,1 m de diámetro. El vapor fluye por fuera de los tubos en la calandria. En el centro del haz de tubos, hay un gran paso circular cuya área de sección transversal es del 25 al 40% de la sección ocupada por los tubos. A través de este tubo central, al derramarse el líquido más frío, este se recircula hacia la parte inferior de los tubos. La mayor parte de la ebullición se produce en los tubos, de forma que el líquido asciende a través de ellos y retoma su paso por el conducto central. El líquido concentrado se extrae por el fondo (Minton, 1986).

Uno de los inconvenientes de este tipo de evaporadores, es que la eficiencia en la transferencia de calor, depende de la altura a la cual se encuentra el líquido. Si este se encuentra por debajo de la mitad de la altura de los tubos, el intercambio de calor es relativamente pobre, lo cual resulta, en energía de vapor desperdiciada. Su limpieza es relativamente rápida y las incrustaciones se producen dentro de los tubos. No se recomienda para soluciones muy viscosas. Se utiliza con frecuencia en las industrias del azúcar, la sal y la sosa cáustica (McCabe, 2007).

1.2.1.3. Evaporadores de tubos verticales con canasta

Estos equipos son similares a los evaporadores de calandria, excepto a que tienen el haz de tubos desmontables, lo que permite una rápida limpieza. Como muestra la figura A.1 (c) del anexo 1, se diseñan con fondo cónico y se les puede instalar un agitador para aumentar la circulación dentro de ellos (Brown, 1985). La zona de calefacción está contenida en una cesta suspendida en la parte más baja del evaporador, y la recirculación tiene lugar a través del espacio anular que rodea a la cesta. Como resultado de estas ventajas mecánicas, se recomienda para soluciones muy viscosas e incrustantes (Kern, 1999).

1.2.1.4. Evaporadores de tubos verticales largos

El coeficiente de transferencia de calor por el lado del vapor es muy alto en comparación con el del lado del líquido que se evapora, por lo que es conveniente contar con velocidades altas para el líquido. Los evaporadores de tubos verticales largos, como el que se muestra en la figura A.1 (d) del anexo 1, están constituidos por un elemento calefactor tubular dispuesto en forma vertical. Este contiene deflectores con la finalidad de lograr un movimiento libre del vapor y el condensado hacia abajo. El líquido circula por el interior del haz de tubos verticales. Los tubos tienen longitudes de 3 a 10 m y la formación de burbujas en su interior produce una acción de bombeo que ayuda a obtener velocidades de líquido muy altas. Por lo general, el líquido pasa una sola vez a través de ellos y no se recircula. Los tiempos de contacto suelen ser bastante bajos en estos equipos. Son especialmente eficaces para concentrar líquidos espumosos o formadores de natas. No son recomendados para soluciones incrustantes o que depositan sales (Geankoplis, 2006).

1.2.2. Evaporadores de circulación forzada

Los evaporadores de circulación forzada, como muestra la figura A.2 del anexo 2, constan de un intercambiador de calor con calefacción indirecta, donde el líquido circula a elevadas velocidades. La carga hidrostática existente en la

parte superior de los tubos, elimina cualquier posibilidad de ebullición del líquido. Dentro del separador, se mantiene una presión absoluta ligeramente inferior a la existente en el haz de tubos, de tal manera que el líquido que entra al separador se evapora instantáneamente (Kern, 1999). A diferencia de los evaporadores de circulación natural, se utilizan bombas de flujo axial, para mantener las elevadas velocidades de circulación del líquido. Solo con altas velocidades del fluido, se puede prever la formación de incrustaciones y disminuir el tiempo de residencia. No son tan económicos como los de circulación natural; sin embargo, son utilizados para concentrar líquidos viscosos y sustancias formadoras de sales con tendencia a incrustarse (Lanza, 2013).

1.3. Transferencia de calor en los evaporadores

La transferencia de calor en los evaporadores constituye el factor más importante en el diseño de estos equipos. Debido a que la superficie de calentamiento representa la mayor parte del costo de un evaporador, generalmente su costo total está relacionado en función de los m² de área de calentamiento, los materiales de construcción y el tipo de evaporador. La velocidad de transmisión de calor (q), a través de la superficie de calefacción de un evaporador, de acuerdo con la definición del coeficiente global de transferencia de calor, está dada por el producto de tres factores: el área de la superficie de transmisión de calor (A), el coeficiente global de transferencia de calor (U), y el gradiente o diferencia útil de temperaturas (ΔT) (Cardoso, 2010), o sea:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (1.1)$$

La diferencia de temperaturas (ΔT) entre el vapor condensante y el líquido hirviente depende de varios factores, como son las condiciones del vapor de calefacción, la presión de la cámara de evaporación y la concentración de la disolución. La diferencia de temperaturas que se utiliza para calcular el coeficiente de transferencia de calor en los evaporadores suele ser una cifra arbitraria, puesto que es muy difícil determinar la temperatura del líquido en todas las partes de la superficie de calentamiento de la mayor parte de los tipos de evaporadores. La temperatura de condensación del vapor, se puede determinar de forma simple y precisa mediante una medición de la presión por el lado del vapor del elemento calefactor y seguidamente utilizar las tablas de vapor. De modo similar, una medición de la presión en el espacio del vapor por encima del líquido en ebullición dará la temperatura del vapor saturado que, suponiendo que la elevación del punto de ebullición sea despreciable, será sustancialmente igual que la temperatura del líquido en ebullición (Perry, 2008).

La forma más usual de aportar calor a los procesos de evaporación, es a través de la condensación del vapor de agua. Como muestra la figura 1.1, al poner en contacto el vapor con una superficie de menor temperatura, este condensa sobre ella. De modo que el calor latente o de condensación, al ser mayor que el calor sensible, se transfiere por conducción a través de la pared y posteriormente por convección al líquido. De esta manera se logra elevar su temperatura, lo cual permite que parte del agua de la disolución a evaporar pase al estado gaseoso y posteriormente sea separada (Cenzano, 2013).

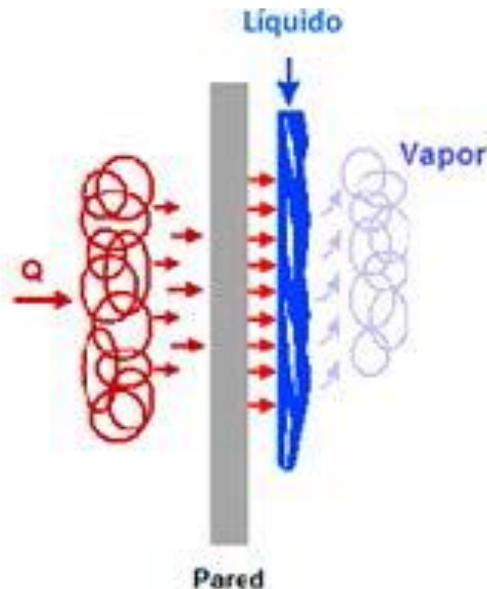


Figura 1.1. Proceso de transferencia de calor en los evaporadores.

1.3.1. Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global o integral de transferencia de calor (U_D) es el parámetro más importante de cualquier intercambiador de calor, pues muestra la capacidad al transporte de la energía del equipo y es la base para la evaluación de las condiciones de operación.

El coeficiente global de transferencia de calor en un evaporador, se determina en función de los coeficientes peliculares de ebullición h_{eb} y condensación h_{cond} respectivamente. La experiencia ha demostrado que el U_D depende de las propiedades de la disolución, del medio de calentamiento, de la geometría de la superficie y del tipo de evaporador. Estos coeficientes pueden encontrarse en la literatura especializada según el tipo de fluido (McCabe, 2007). En la tabla 1.1 se muestran los coeficientes globales de algunos tipos de evaporadores.

$$U_D = \frac{h_{cond} \cdot h_{eb}}{h_{cond} + h_{eb}} + R_D \quad (1.2)$$

Tabla 1.1: Coeficientes globales típicos de evaporadores.

Tipo de evaporador	Coeficiente global U_D ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)
Tubo vertical corto, circulación natural	1100 - 2800
Tubo horizontal, circulación natural	1100 - 2800
Tubo vertical largo, circulación natural	400 - 1100
Tubo vertical largo, circulación forzada	1100 - 2300
Película con agitación	680 - 2300

Fuente: Geankoplis, 2006.

La resistencia global a la transmisión de calor entre el vapor condensado y el líquido en ebullición en el equipo de evaporación es la suma de cinco resistencias individuales: la resistencia de la película del vapor condensado; la resistencia de las incrustaciones; una en el interior y otra en el exterior de los tubos; la resistencia de la pared del tubo y la resistencia del líquido hirviendo. En la mayor parte de los evaporadores el factor de ensuciamiento del vapor condensado y la resistencia de la pared del tubo son muy pequeños por lo que generalmente se desprecian en los cálculos (Panana, 2013).

1.4. Eficiencia en la operación de evaporadores

Un evaporador para que opere eficientemente debe cumplir con varios requerimientos, uno de ellos es transferir gran cantidad de calor a la disolución con un mínimo de área superficial, lo que determina el tipo, el tamaño y el costo del evaporador. También, debe alcanzar una determinada separación de líquido y vapor con la configuración más simple, este es un aspecto importante ya que tiene gran influencia sobre la calidad del producto y la contaminación, obstrucción y corrosión de los equipos posteriores en el proceso. Una separación inadecuada puede provocar problemas de bombeo o recirculaciones indeseadas (Estrada, 2010).

Al mismo tiempo este equipo debe hacer un uso eficiente de la energía disponible y el funcionamiento del mismo se evalúa en base a la economía del evaporador. Un gran incremento en la economía de estos equipos se alcanza al reutilizar el disolvente vaporizado como medio de calentamiento. Esto se puede lograr de diferentes maneras, pero la vía más empleada es la evaporación en múltiple efecto; que consiste en un sistema con varios evaporadores o efectos interconectados entre sí (Estrada, 2010).

Para lograr el buen funcionamiento de un múltiple efecto con alta eficiencia, además de la distribución de presiones y temperatura que debe cumplirse, es

importante la distribución de áreas de evaporación y los coeficientes globales de transferencia de calor (Núñez, 2011).

1.5. Factores que afectan el proceso de evaporación

Existen varios factores que afectan el proceso de evaporación. Principalmente aquellos que están relacionados con las propiedades físico-químicas de la disolución a concentrar y las condiciones operacionales del proceso (Cano, 2010). Dentro de los más importantes, pueden mencionarse:

1.5.1. Formación de espuma

Algunos materiales pueden formar espuma durante el proceso de evaporación, especialmente las sustancias orgánicas. La formación estable de espuma puede causar la disminución de la velocidad de transferencia de calor. Además, puede acompañar al vapor que sale del evaporador, dando lugar a un importante arrastre de líquido. Usualmente, se elimina a partir de métodos mecánicos o mediante la disminución del flujo de entrada de líquido, así como se pueden utilizar agentes antiespumantes.

1.5.2. Sensibilidad térmica de los materiales

La mayoría de los alimentos, en especial los jugos y pulpas de frutas y vegetales, se deterioran cuando se someten a altas temperaturas durante tiempos relativamente cortos. Para concentrar estos materiales, se necesita reducir tanto la temperatura del líquido, como el tiempo de calentamiento. Es indispensable, conocer el comportamiento de estas sustancias frente a la temperatura, pues a partir de ello, se fija la temperatura máxima de operación del evaporador.

1.5.3. Solubilidad

Todas las sustancias sólidas, poseen una solubilidad máxima en agua. Pues se debe tener en cuenta, para la disolución que se evapora, la existencia de una región de saturación. Si se pasa de esta zona, se llega a la región de sobresaturación, donde la precipitación o cristalización es casi inevitable. Por lo que se debe considerar la factibilidad de alcanzar una determinada concentración, de lo contrario, ocurriría la cristalización dentro del evaporador; afectándose su funcionamiento y las características organolépticas del producto. La formación de cristales, provoca obstrucciones e incrustaciones sobre la superficie de transferencia de calor.

1.5.4. Concentración de la disolución

Cuando la disolución se concentra, las propiedades de esta cambian drásticamente. La densidad y la viscosidad pueden incrementarse con el aumento del contenido de sólidos disueltos, lo que impide una adecuada transferencia de calor entre el agente de calentamiento y la disolución.

1.5.5. Materiales de construcción

Seleccionar los materiales adecuados para la construcción de un evaporador, es un aspecto importante; pues permite prevenir problemas como la corrosión y contaminación del producto. El costo de la mayoría de materiales, como el cobre, níquel y acero inoxidable es elevado, por ello resulta deseable obtener altas velocidades de transferencia de calor, con el fin de minimizar los costos del equipo.

1.5.6. Elevación del punto de ebullición

La presión de vapor de la mayoría de las disoluciones acuosas, es menor que la del agua a la misma temperatura. Por tanto, para una presión dada, la temperatura de ebullición de las disoluciones es mayor que la del agua pura. Cuando se trabaja con disoluciones diluidas el punto de ebullición de estas es cercano al del agua pura, y se puede obtener su valor en función de la presión en las tablas de vapor. Pero si se trata de disoluciones concentradas el punto de ebullición aumenta. El incremento del punto de ebullición con respecto al del agua, se conoce con el nombre de elevación del punto de ebullición de la disolución (EPE) (Geankoplis, 2006).

A medida que progresa la evaporación el líquido que va quedando en el evaporador se hace más concentrado y por tanto su temperatura de ebullición aumenta por encima de la correspondiente temperatura de vapor saturado a igual presión. Con el incremento de la concentración, la diferencia de temperatura entre el vapor y el producto disminuye conforme aumenta el punto de ebullición del producto, y a la vez se reduce la velocidad de transmisión de calor entre ambos fluidos. (Berk, 2013).

La magnitud de la EPE depende también de la naturaleza de la sustancia que se está evaporando. En los evaporadores de efecto múltiple, el punto de ebullición y la viscosidad del líquido se elevan de un efecto al siguiente, a medida que se incrementa la concentración (Vicente, 2016).

Para disoluciones concentradas la EPE se obtiene a partir de una regla empírica conocida como *regla de Dühring*. Según esta regla, la temperatura de ebullición de una determinada disolución es una función lineal de la

temperatura de ebullición del agua pura a la misma presión. En la figura A.3 del anexo 3, se puede observar un ejemplo de un conjunto de líneas de *Dühring* para disoluciones acuosas de hidróxido de sodio, donde se muestra el aumento de la temperatura de ebullición en función de la concentración de la disolución a diferentes presiones (Muñoz, 2016).

1.5.7. Efecto de la presión hidrostática

Debido a la altura de la columna de líquido existente sobre un punto cualquiera del líquido contenido en uno de los tubos del evaporador, hace que la presión que actúa sobre dicho punto sea mayor que la existente en la cámara de evaporación. Como resultado de lo anterior, al líquido le corresponde una temperatura de ebullición mayor que la correspondiente a la presión existente en la cámara de evaporación. La presión hidrostática será máxima en la parte inferior de los tubos del evaporador, debido a que la temperatura en la superficie del líquido va a ser menor que la temperatura del líquido que se encuentra en el fondo del tubo. Esta presión depende fundamentalmente de la densidad y de la altura del líquido en cuestión. Mientras mayor sea la longitud del tubo, mayor será el efecto de la carga hidrostática. Este factor es marcadamente importante en los evaporadores de tubos largos (Panana, 2013).

1.5.8. Formación de incrustaciones

Las pulpas y jugos concentrados de frutas y vegetales, debido a su alta viscosidad, son propensos a incrustarse sobre la superficie de calentamiento de los evaporadores. Esto provoca que el área de transferencia de calor y la capacidad de evaporación de estos equipos, disminuyan apreciablemente. En estos casos, el coeficiente global de transferencia de calor se reduce progresivamente, hasta que llega un momento en que es preciso interrumpir la operación, para realizar la limpieza y mantenimiento de los tubos. Al aumentar la velocidad de circulación del líquido, la formación de incrustaciones se reduce notablemente. Cuando las costras son duras e insolubles, la limpieza resulta difícil y costosa; por lo que frecuentemente son eliminadas por una combinación de tratamientos químicos y mecánicos (Singh, 2013).

1.6. La evaporación en múltiples efectos con circulación forzada

La operación de evaporación en múltiple efecto con circulación forzada, se emplea con gran frecuencia en la industria alimentaria para la vaporización de productos con alto contenido de materia sólida y alta viscosidad. Así como, en procesos donde sea necesario eliminar parte del agua contenida en la materia prima y conservar sus propiedades organolépticas. Generalmente son usados

en industrias productoras de jugos, pastas y purés concentrados de tomate y frutas tropicales (Varzakas, 2014).

Los evaporadores de múltiple efecto con circulación forzada son utilizados en procesos donde se desea evitar la evaporación del producto sobre la superficie de calentamiento, debido a las características incrustantes del fluido o para evitar la cristalización (Lanza, 2013).

Una de sus mayores ventajas, es la alta velocidad de circulación del líquido en los tubos, que reduce notablemente la formación de incrustaciones. En estos equipos, el producto se recircula mediante bombas de gran caudal, lo que asegura un contacto efectivo con la superficie de calentamiento y una velocidad controlada del producto a concentrar. Además, se alcanzan altos coeficientes de transferencia de calor con productos muy viscosos, se reduce el ensuciamiento y se prolonga el período de limpieza del equipo (Muñoz, 2016).

El fluido se calienta cuando circula a través del intercambiador de calor y entonces es parcialmente evaporado cuando la presión es reducida en el cuerpo o cámara de evaporación instantánea, como se muestra en la figura 1.2. El intercambiador de calor puede ser colocado horizontal o verticalmente, puesto que el líquido circula de un efecto al otro, por acción de las bombas y no por gravedad. El líquido producido es calentado solo unos grados por cada pasada a través del intercambiador de calor. Para mantener una buena transferencia de calor dentro del intercambiador es necesario asegurar un alto flujo de recirculación (Singh, 2013).

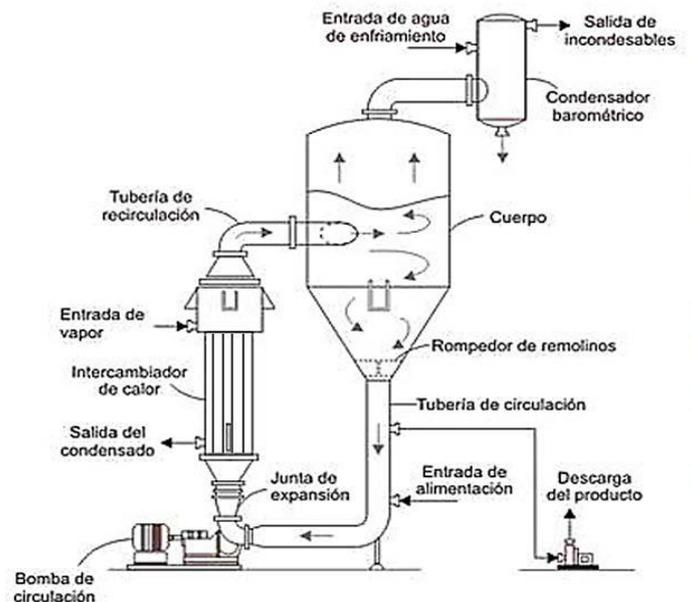


Figura 1.2. Evaporador de circulación forzada.

Los evaporadores de circulación forzada pueden no ser los más económicos, pero son apropiados para una gran variedad de aplicaciones. Poseen como ventajas fundamentales: la presencia de bajas pérdidas de carga, el alcance de elevados coeficientes de intercambio térmico y caudales de circulación. Sus principales desventajas radican en su elevado costo de adquisición, en los relativamente altos tiempos de residencia o retención del fluido y en el consumo de energía eléctrica de la bomba de recirculación. Los problemas que se manifiestan con mayor frecuencia en ellos son: los atascamientos en las entradas de los tubos por deposiciones de sales desprendidas de las paredes del equipo, la mala circulación debido a pérdidas de carga más altas que las esperadas, la formación de deposiciones de sales debido a la ebullición en los tubos y la corrosión y erosión de las superficies de intercambio de calor. Por lo que no son muy apropiados para las disoluciones salinas.

Según lo argumentado hasta el momento, es importante conocer el funcionamiento y los diferentes tipos de arreglos, en los que se pueden encontrar los evaporadores de múltiple efecto con circulación forzada en la industria alimentaria. Esto permite deducir los factores que más inciden en la pérdida de la capacidad de evaporación, a partir de una disminución del área de transferencia de calor de este equipo (Perry, 2008).

1.6.1. Principios de funcionamiento

Los principios de operación de los evaporadores de múltiples efectos fueron enunciados por el norteamericano Norbert Rellieux en 1840, a quien se le atribuye el descubrimiento y la invención de estos equipos. Sobre la base de sus investigaciones, Rellieux desarrolló reglas generales o principios para el diseño y funcionamiento de estos equipos (Rein, 2012), los cuales se muestran a continuación:

- ❖ **Primer principio:** En una estación evaporadora de múltiple efecto, por cada kilogramo de vapor calentador que se utilice, se obtendrán tantos kilogramos de evaporación como efectos tenga la estación.
De forma general se conoce, según este principio, que el flujo de vapor calentador al primer efecto, es inversamente proporcional al número de efectos de la estación. De aquí se infiere que a medida que hay más efectos, menor cantidad de vapor primario hay que suministrar. Esto se justifica económicamente hasta seis efectos y en la práctica solo se ha implementado hasta cinco efectos.
- ❖ **Segundo principio:** Si se extrae vapor en cualquier unidad o vaso de una estación de múltiple efecto, para sustituir vapores en un proceso concurrente, el ahorro de vapor logrado equivaldría a la cantidad de vapor así extraída, dividida por el número de unidades que contenga la estación y

multiplicada por el número que ocupa en la estación la unidad donde se realice la extracción de vapor.

$$\eta = \frac{F}{n \cdot i} \quad (1.3)$$

Donde:

η : Ahorro de vapor (%).

F: Flujo de vapor extraído (kg/h)

n: Número de evaporadores o efectos.

i: Posición del efecto donde se realizó la extracción.

- ❖ **Tercer principio.** En todo aparato donde se condense vapor o se realicen evaporaciones, es necesario extraer continuamente la acumulación de gases incondensables en el compartimiento que contiene la superficie calórica.

En un entorno de crecientes exigencias económicas y medioambientales orientadas al uso racional de la energía, la introducción de múltiples efectos en evaporadores optimiza el uso de vapor, ahorra energía y agua suave, que en la mayoría de los casos justifica la inversión inicial. En los evaporadores de múltiple efecto, los vapores generados a partir del agua evaporada en un efecto alimentan al efecto siguiente, y así sucesivamente según la cantidad de efectos que tenga este equipo. El vacío generado por el condensador, permite aprovechar la energía residual de estos vapores a menor presión que en el efecto anterior. A medida que el número de efectos incrementa la diferencia de temperatura disponible, entre el vapor directo y las condiciones del último efecto, debe ser compartida a lo largo de un mayor número de cuerpos evaporadores. Por lo que el área de intercambio de calor se debe incrementar correspondientemente (Sukanchan, 2011).

1.6.2. Capacidad y economía de evaporación

La capacidad de un evaporador, se define como el número de kilogramos de agua evaporados por unidad de tiempo. La economía, por lo contrario, es el número de kilogramos de agua evaporada en todos los efectos por kilogramos de vapor primario utilizado (Duran, 2010). En un evaporador de efectos múltiples, la capacidad es la misma que en uno de efecto simple que tenga el mismo coeficiente global de transferencia de calor, la misma superficie de calefacción y que opere con una diferencia de temperatura igual a la diferencia total de temperatura con la que opera el sistema de múltiple efecto. Por tanto, la capacidad por metro cuadrado de superficie en un evaporador de N efectos es aproximadamente igual a 1/N veces la capacidad del evaporador de efecto simple. Como la entalpía de vaporización es prácticamente constante en el

rango de presiones utilizado, existe una proporcionalidad entre la cantidad de líquido evaporado y la cantidad de calor transmitido (Muñoz, 2016).

En los sistemas de múltiple efecto se consigue una gran economía, dado que la variación de la entalpía de vaporización al pasar de un efecto a otro es muy pequeña, cuando se condensa un kilogramo de vapor de calefacción, se evapora en la disolución hirviendo aproximadamente un kilogramo de agua, y así, aumenta la economía N veces. La capacidad de estos sistemas, también se ve reducida por la elevación del punto de ebullición de la disolución, pero no así la economía, ya que ésta depende del balance de energía en cada efecto y no de la velocidad de transmisión del calor (Saravacos, 2016).

La economía de un evaporador depende de la temperatura de la alimentación y de las entalpías de vaporización en cada efecto. Mediante un diseño adecuado, la entalpía del vapor vivo que entra al primer efecto se puede utilizar una o más veces, dependiendo del número de efectos que conste el evaporador. Si la temperatura de alimentación, es inferior a la de ebullición en el primer efecto, una parte de la entalpía de vaporización del vapor vivo se utiliza para calentar la alimentación y solamente queda la fracción restante para la vaporización. Si la alimentación está a una temperatura superior a la de ebullición, la vaporización súbita que se produce contribuye a generar una evaporación adicional sobre la producida por la entalpía de vaporización del vapor vivo (Saravacos, 2016).

1.6.3. Métodos de operación y sistemas de alimentación

Existen diferentes sistemas de alimentación a los evaporadores de múltiple efecto, pero el más sencillo y comúnmente empleado, consiste en introducir mediante una bomba, la disolución diluida en el primer efecto y hacerla circular posteriormente a través de los demás efectos, en el mismo sentido del vapor de agua, tal como se muestra en la figura 1.3 (a). Este método recibe el nombre de alimentación en paralelo o directa. La concentración de la disolución aumenta desde el primer efecto hasta el último. El paso del fluido de un efecto a otro, se realiza sin bombas, puesto que el flujo es en el sentido de presiones decrecientes. Este método de operación, se emplea cuando el producto concentrado final puede dañarse a temperaturas elevadas (Kern, 1999).

Otro método común, es el de alimentación en contracorriente o inversa, en la que la disolución diluida se introduce en el último efecto y se bombea posteriormente a través de los sucesivos efectos hasta el primero, en sentido contrario al flujo de vapor de agua, tal como muestra la figura 1.3 (b). Sin embargo, es necesario usar bombas en cada efecto, pues el flujo tiene lugar en el sentido de presiones crecientes. Su empleo resulta muy ventajoso, cuando

los productos son viscosos y la exposición a temperaturas más altas aumenta la transferencia de calor, debido a la reducción de la viscosidad en el líquido (McCabe, 2007).

En ocasiones, se utilizan otros modelos como el de alimentación mixta, donde la disolución diluida entra en un efecto intermedio, circula con alimentación directa hasta el extremo de la serie, y después se bombea hacia atrás a los primeros efectos para conseguir la concentración final, tal como muestra la figura 1.3 (c). Esta forma de operar elimina algunas de las bombas que se requieren en la alimentación inversa y permite realizar la evaporación final a una temperatura más elevada (Valdivieso, 2010).

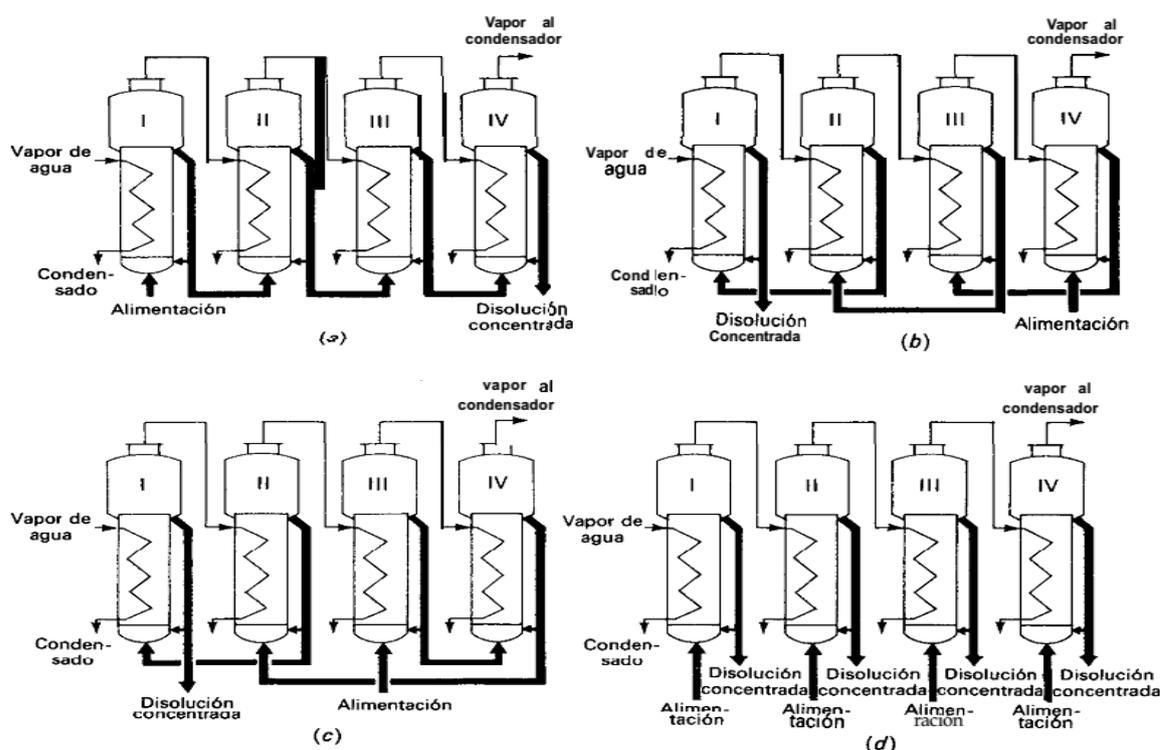


Figura 1.3. Tipos de arreglos y sistemas de alimentación en evaporadores de múltiple efecto: (a) alimentación directa, (b) alimentación inversa, (c) alimentación mixta, (d) alimentación paralela. **Fuente:** McCabe *et al.*, 2007.

En los evaporadores con cristalización, donde se retira una suspensión de cristales y aguas madres, la alimentación se introduce directamente en cada efecto y se extrae el producto concentrado en cada uno de ellos, para dar lugar a lo que se llama alimentación paralela, tal como se muestra en la figura 1.3 (d). El vapor de cada efecto se usa para calentar el siguiente. Este método de operación se utiliza principalmente, cuando la alimentación está casi saturada y el producto son cristales sólidos, tal como sucede en la evaporación de salmueras para la producción de sal (Geankoplis, 2006).

Se puede concluir, que cuando la alimentación del líquido fluye en la misma dirección que el vapor, se llama alimentación en paralelo o directa, y cuando la alimentación se hace en dirección contraria se llama alimentación en contracorriente o inversa. Desde el punto de vista del uso efectivo de los potenciales de temperatura, la alimentación en paralelo es más factible. Si los líquidos son muy viscosos, resulta más ventajoso el uso de la alimentación en contracorriente, ya que la temperatura del primer efecto es siempre la mayor y la correspondiente viscosidad será menor (Andrade, 2015).

1.6.4. Equipos auxiliares del evaporador

Los evaporadores en múltiple efecto con circulación forzada, se encuentran acompañados por varios equipos auxiliares, encargados de garantizar su buen funcionamiento y operación. A continuación, se describen algunos de ellos, como es el caso de los condensadores, los separadores de arrastre y las bombas de vacío.

1.6.4.1. Condensadores

De forma general, los vapores del último efecto de los evaporadores de efecto múltiple salen a presiones de vacío. Estos vapores se condensan usando agua de enfriamiento y se descargan como líquido a presión atmosférica. Los condensadores pueden ser de superficie, donde el vapor a condensar y el líquido de enfriamiento están separados por una pared metálica, o de contacto directo, donde el vapor y el líquido de enfriamiento se mezclan entre sí (Geankoplis, 2006).

El tipo de condensador más común de contacto directo es el condensador barométrico a contracorriente. En este equipo, se condensa el vapor al ponerse en contacto directo con una llovizna de gotas de agua de enfriamiento. Se sitúan suficientemente altos como se muestra en la figura 1.2 del epígrafe 1.6, para que el agua se pueda descargar por gravedad a partir del vacío del condensador. Los gases no condensables, pueden eliminarse del condensador con una bomba de vacío mecánica o un eyector de chorro de vapor de agua. El vapor de agua a alta presión que se alimenta al eyector entra a gran velocidad por una tobera y arrastra los gases no condensables del espacio sometido al vacío. Son poco costosos y resultan económicos en lo que se refiere a consumo de agua. Pueden mantener un vacío correspondiente a la temperatura del vapor saturado, con una diferencia de más o menos 2,8 K (5 °F) con respecto a la temperatura del agua que sale del condensador (Perry, 2008).

Los condensadores de superficie, se emplean cuando no se desea que se mezclen el condensado y el agua de enfriamiento. En general, son condensadores de tubos y coraza, con vapor en la coraza y agua de

enfriamiento en los tubos con flujo de pasos múltiples. La corriente de vapor casi siempre contiene gases no condensables. Si el vapor que se condensa, está por debajo de la presión atmosférica, el líquido condensado que sale, se extrae bombeándolo y los gases no condensables con una bomba de vacío. Los condensadores de superficie utilizan más agua de enfriamiento y son mucho más costosos que los de contacto directo (Andrade, 2015).

1.6.4.2. Separadores de arrastre

Cuando las velocidades de evaporación son elevadas, el vapor de agua puede arrastrar gotas del líquido en ebullición. El riesgo de arrastre aumenta considerablemente, cuando la dimensión de las gotas disminuye; puesto que se forma una especie de niebla difícil de detener. Debido al vacío, los arrastres más importantes se producen en el último cuerpo del evaporador de múltiple efecto. Para reducir esta pérdida de líquido concentrado, que es arrastrado por el vapor e impedir que lleguen al condensador; se utilizan separadores de arrastre. Estos se basan en el principio de la eliminación de las partículas líquidas en los gases, mediante cambios bruscos de velocidad o de dirección, fuerza centrífuga, impactos sobre una pared o un obstáculo. Son colocados generalmente en la parte superior del evaporador. Los separadores de arrastre pueden consistir en una simple lámina de choque o en una persiana de láminas inclinadas que se colocan en la proximidad de la salida de vapor. También se emplean esponjas metálicas entretejidas de acero inoxidable u otro material resistente a la corrosión (Panana, 2013).

1.6.4.3. Bombas de vacío

Las bombas de vacío, son aquellos dispositivos que se encargan de extraer las moléculas gaseosas contenidas en un volumen sellado, formando un vacío parcial. Son equipos generalmente de tipo recíproco, que suelen emplearse en la generación del vacío en los cuerpos de los evaporadores de múltiple efecto. Así como para extraer los gases incondensables del condensador. Se caracterizan por su alta velocidad de bombeo y la cantidad de gas evacuado por unidad de tiempo (Walas, 2012).

Una de las bombas de vacío más comúnmente empleadas son las de anillo líquido. Este tipo de equipo se compone de un rotor con aspas, el cual gira en una cubierta circular u ovalada, dentro de la cual hay agua u otro líquido sellador. La fuerza centrífuga hace que el líquido forme un anillo en la periferia de la carcasa durante el funcionamiento. El aire o gas avanza hacia el centro del rotor y de forma gradual se reduce su volumen y aumenta su presión hasta que pasa por los orificios de descarga y sale de la carcasa. El líquido contenido en el aire o gas descargado se separa, se enfría y se recircula, o se desecha (Rein, 2012). Existen diversas formas constructivas de bombas de anillo líquido dependiendo de la forma en la que se produce la aspiración y salida de aire o

la entrada y el drenaje del agua de formación del anillo pero la estructura de la bomba y el principio de funcionamiento es el mismo (Panana, 2013).

1.7. Métodos de evaluación de evaporadores de múltiple efecto

En la literatura varios autores han propuesto diversas metodologías para la evaluación y diseño de evaporadores de múltiple efecto. Por lo general, estos métodos son de dos tipos: los cortos o aproximados (Anaya, 1996) y los detallados (Kern, 1999, McCabe, 2007, Pavlov, 1981). Los primeros son métodos en los que se estiman las variables y parámetros más importantes del sistema y son utilizados, por lo general, para efectuar comparaciones económicas entre alternativas de diseño. Los otros son métodos basados en balances rigurosos de materia y energía, que se utilizan para el diseño conceptual de sistemas de evaporación (Muñoz, 2016). Estos últimos métodos esencialmente son de prueba y error, según el procedimiento que se indica a continuación:

1. Se suponen valores para las temperaturas de ebullición, en los efectos en donde no se conocen, generalmente del primero al penúltimo efecto.
2. Se aplican los balances de materia y energía para calcular los flujos y composiciones en el sistema.
3. Se calcula el área de transferencia de calor requeridas en cada efecto.
4. Si estas superficies de calentamiento, no son aproximadamente iguales, se estiman nuevos valores para las temperaturas de ebullición y se repiten los cálculos de los puntos 2 y 3 hasta que las áreas sean iguales.

Este procedimiento presenta varias desventajas, puesto que se requiere hacer una buena estimación en la primera etapa, para evitar un número excesivo de iteraciones en la resolución del problema. Además, los cálculos de los balances de energía se hacen muy complejos si la disolución a concentrar presenta elevación en el punto de ebullición (EPE). Esto es debido a que en el paso número uno, además de estimar la distribución de temperaturas en el sistema, se debe tomar en cuenta también las EPE en cada efecto. Sin embargo, para poder calcular con exactitud los valores de estas EPE, es necesario conocer las concentraciones exactas en cada efecto. Esto no es posible debido a que los balances de materia del paso dos, se obtienen de los valores supuestos en el paso uno; esto provoca que la convergencia de la solución sea más difícil. Debido a todo lo anterior, generalmente se simplifica el problema considerando que las EPE son despreciables, lo que causa un error considerable en la solución final (Geankoplis, 2006).

Para realizar la evaluación de una estación evaporadora de múltiple efecto, es necesario conocer los requerimientos de calor del sistema, la distribución de

temperaturas y presiones, el área de intercambio de calor en cada efecto, así como la capacidad y economía de evaporación del sistema (Pavlov, 1981). A continuación se propone una metodología de cálculo para la determinación de estas y otras variables:

1. Determinar la cantidad total de agua a evaporar en el sistema.
2. Determinar la cantidad de agua evaporada en cada efecto y las concentraciones a la salida de cada vaso.
3. Determinar la caída de presión de la estación evaporadora.
4. Realizar la distribución de presiones en cada efecto para determinar las temperaturas de saturación del vapor secundario.
5. Determinar las pérdidas térmicas producidas a partir de la EPE.
6. Determinar la diferencia total de temperatura y la diferencia útil de la estación evaporadora.
7. Determinar la temperatura de ebullición real de la disolución en cada efecto.
8. Determinar los coeficientes de transmisión de calor en cada efecto.
9. Determinar la cantidad de vapor primario que se necesita en el primer efecto.
10. Determinar la carga térmica y los coeficientes globales de transferencia de calor.
11. Determinar el área de transferencia de calor de cada cuerpo y del sistema.

En el diseño de un evaporador de múltiple efecto, los resultados generalmente deseados son la cantidad de vapor de agua consumido, el área de la superficie de calentamiento que se requiere, las temperaturas aproximadas en los distintos efectos y la cantidad de vapor que abandona el último efecto. Lo mismo que en un evaporador de simple efecto, estos valores se obtienen a partir de balances de masa y energía. Sin embargo, en un evaporador de múltiple efecto se utiliza un método de aproximaciones sucesivas en vez de una solución algebraica directa (McCabe, 2007).

1.8. Simuladores de procesos químicos

Un simulador es un sistema que contiene un modelo o su representación simplificada correspondiente a un proceso natural o industrial y es capaz de representarlo, dadas ciertas condiciones de operación. También puede considerarse como la implementación de un modelo con un entorno que permita operar o trabajar en él de acuerdo a ciertos requerimientos específicos (Casas, 2004).

En el año 1974 aparece el primer simulador de procesos químicos, (el FLOWTRAN) y a partir de este momento se han generado una sucesión de

acontecimientos que permiten en la actualidad la existencia de variados y eficientes simuladores comerciales.

Los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos, según la filosofía bajo la cual se plantea el modelo matemático que representa el proceso a simular:

- ❖ Simuladores globales u orientados a ecuaciones (matemáticos)
- ❖ Simuladores modulares

1.8.1. Simuladores matemáticos

Son aquellos donde se plantea el modelo matemático que representa al proceso mediante la elaboración de un gran sistema de ecuaciones algebraicas que incluye a todo el conjunto o planta a simular. De esta forma el problema se traduce en resolver un gran sistema de ecuaciones algebraicas, por lo general altamente no lineales (SCenna, 2004). Entre las principales características de estos simuladores podemos nombrar las siguientes:

- ❖ Cada equipo se representa por las ecuaciones que lo modelan. El modelo es la integración de todos los subsistemas.
- ❖ Desaparece la distinción entre variables de proceso y parámetros operativos, por lo tanto se simplifican los problemas de diseño.
- ❖ Resolución simultánea del sistema de ecuaciones algebraicas (no lineales) resultante.
- ❖ Resolución de las Ecuaciones ingresadas por el usuario que conforman el modelo del proceso en estudio.
- ❖ Se requiere definir el algoritmo de cálculo y utilizar métodos numéricos o técnicas avanzadas de ordenamiento y descomposición de ecuaciones para encontrar la solución del problema matemático planteado.
- ❖ Mayor velocidad de convergencia.
- ❖ Más difícil de usar por "no especialistas".

Dentro de este grupo de simuladores podemos mencionar al MATLAB, MATHEMATICA, MAPPLE, MATHCAD, etc.

MATLAB es el nombre abreviado de "MATriz LABoratory". Es un programa para realizar cálculos numéricos con vectores y matrices, y por tanto se puede trabajar también con números escalares (tanto reales como complejos), con cadenas de caracteres y con otras estructuras de información más complejas. Ofrece un entorno interactivo sencillo mediante una ventana en la que podemos introducir órdenes en modo texto y en la que aparecen los resultados. Los gráficos se muestran en ventanas independientes. Cada ventana dispone de una barra de menús que controla su funcionalidad.

MatLab es un lenguaje de alto rendimiento para cálculos técnicos, es al mismo tiempo un entorno y un lenguaje de programación. Uno de sus puntos fuertes es que permite construir nuestras propias herramientas reutilizables. Podemos crear fácilmente nuestras propias funciones y programas especiales (conocidos como M-archivos) en código MatLab, los podemos agrupar en Toolbox (también llamadas librerías): colección especializada de M-archivos para trabajar en clases particulares de problemas. MatLab, a parte del cálculo matricial y álgebra lineal, también puede manejar polinomios, funciones, ecuaciones diferenciales ordinarias, gráficos (Casado, 2008).

1.8.2. Simuladores modulares

Estos simuladores se basan en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias y son modelados a través de modelos específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta (SCenna, 2004). El enfoque en la teoría modular supone por defecto que se conocen las variables de las corrientes de entrada, o sea las alimentaciones a los equipos, mientras que deben calcularse las corrientes de salida y los correspondientes parámetros de operación si correspondiera.

Entre sus características fundamentales se enumeran:

- ❖ Cada operación (proceso) se representa con un módulo que contiene un modelo de dicha unidad.
- ❖ El modulo se caracteriza por una serie de entradas, parámetros de diseño y operación del equipo y genera un conjunto de variables de salida.
- ❖ Las salidas de un módulo son las entradas del siguiente dentro del proceso productivo.
- ❖ Se resuelve cada módulo en forma independiente y secuencial según la estructura del diagrama de flujo.
- ❖ Fácilmente comprendidos por ingenieros que no están especializados en simulación.
- ❖ Los modelos individuales se calculan eficientemente.
- ❖ La información ingresada por el usuario, en cuanto a equipos y corrientes es chequeada e interpretada fácilmente.
- ❖ Se incrementa la dificultad cuando se plantea un problema de optimización porque funcionan como cajas negras.

Para que puedan ser utilizados este tipo de simuladores se necesitan introducir como datos las corrientes de entrada, reciclos, los compuestos y sus propiedades (físicas, químicas y termodinámicas), los parámetros de diseño y condiciones de operación de los equipos (tamaño, temperatura, presión, etc) y los criterios de convergencia. Estos simuladores son los más utilizados por los especialistas debido a su gran flexibilidad y confiabilidad, es por esto que en el

mundo se han desarrollado potentes simuladores modulares entre los que se destacan: ASPEN PLUS de Aspen Plus Technology Inc (Cambridge, Mass), CHEMCAD III de Chemstations Inc (Houston), HYSIM de Hyprotech Inc (Calgary, Alta), SuperPro Designer de Intelligent Inc, etc, que han automatizado significativamente los cálculos necesarios durante el análisis de procesos y han originado una reducción drástica del tiempo operacional y una elevación de la calidad en el diseño; no solo de plantas nuevas, sino también la remodelación de plantas existentes (Victoria, 1995).

1.9. Optimización de procesos

La optimización es el proceso colectivo de encontrar el conjunto de condiciones requeridas para llegar a resultados superiores.

Las técnicas de optimización han ganado en interés y aplicaciones en la industria de procesos químicos y fermentativos con extensión al análisis ambiental y energético de matrices considerando elementos novedosos como la sostenibilidad.

Cuando se opera una planta química en condiciones óptimas se derivan beneficios que en muchas ocasiones tienen un reflejo monetario pero se cuantifican de manera diferente, así el ingeniero toma medida de: ahorro energético, máximo rendimiento, planificación de mantenimiento para minimizar las paradas técnicas e incrementar la fiabilidad.

Las diferentes tecnologías desarrolladas para cada propósito, utilizan en ordenamientos definidos una combinación de equipos que responden a los requerimientos de los fenómenos de transporte exigidos en cada caso, y los cuales deben ser operados a valores específicos de temperaturas, presiones y otras variables. Es extremadamente importante identificar de manera sistemática el objetivo, restricciones y grados de libertad en un proceso o planta lo cual conllevará sin dudas a la mejora en la calidad del diseño, velocidad en la identificación de problemas y facilitará la toma de decisiones (Pérez, 2001).

1.9.1. Clasificación de los Métodos de Optimización.

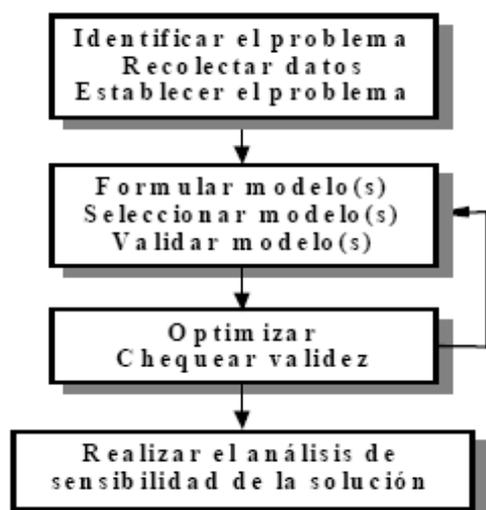
- ❖ Métodos numéricos: Estos métodos realizan una búsqueda pseudo aleatoria o sistemática (simplex flexible, algoritmos genéticos, optimización por enjambres de partículas, etc.) para mejorar la función objetivo.
- ❖ Métodos analíticos: Emplean técnicas de cálculo variacional.
- ❖ Métodos gráficos: Elementales y solo se aplican a casos sencillos.
- ❖ Métodos experimentales: Conjugan el diseño de experimentos con los métodos analíticos
- ❖ Casos de estudio: Elaboración de varias alternativas para mejorar el criterio de efectividad.

Los problemas de optimización se clasifican fundamentalmente de acuerdo a la función objetivo, así se tienen problemas:

- ❖ Unidimensionales
- ❖ Multidimensionales
- ❖ Problemas con restricciones
- ❖ Problemas que involucran variables enteras y discretas
- ❖ Problemas lineales

1.9.2. Estrategia para resolver los problemas de optimización:

Acorde con la experiencia los pasos para la optimización son los siguientes:



Identificación: La tarea primordial del ingeniero químico en la búsqueda de mejores condiciones de operación o diseño de una instalación de la industria química y fermentativa es el planteamiento de la Función Objetivo, lo cual indisolublemente se relaciona con el conocimiento de los elementos teóricos y los principios prácticos que rigen el proceso en cuestión.

Formulación: Lógicamente el parámetro de optimización depende de otras variables que son las que dan lugar a un valor de respuesta.

La función objetivo no es más que la expresión matemática (ecuación, modelo, etc.) de la relación que existe entre las variables que afectan el funcionamiento de un sistema con el criterio de definir las restricciones que representan limitaciones inherentes a la naturaleza interna del sistema o son artificialmente impuestas, por ejemplo, requerimientos en costos, dimensionamiento, etc.

Solución: Para resolver con eficiencia un problema de optimización es necesario contar con una función objetivo que represente claramente la

Capítulo 1: Revisión bibliográfica

situación y en consecuencia elegir un método que se adecue a las características matemáticas de la misma.

Sensibilidad: La respuesta debe analizarse utilizando los parámetros que describen su sensibilidad.

Capítulo 2: Materiales y métodos

En el presente capítulo se realiza una descripción del proceso tecnológico de producción y de la estación evaporadora encargada de la concentración del puré de tomate. También se describen las diferentes metodologías empleadas para la evaluación y optimización en instalaciones evaporadoras de múltiple efecto.

2.1. Descripción del proceso tecnológico de producción

El puré de tomate concentrado, es un producto natural, inocuo y saludable, que se obtiene a partir del procesamiento de tomates rojos, sanos y maduros. Las variedades de tomates seleccionadas, se cultivan en buenas condiciones de clima y suelo, bajo supervisión agrónoma especializada. Se trata de un producto libre de cloruro de sodio, ácido ascórbico u otros preservantes, antioxidantes o aditivos químicos de cualquier naturaleza. A continuación, se muestra una descripción detallada de las diferentes etapas del proceso tecnológico de producción de puré de tomate concentrado (Departamento de Tecnología, 2010).

2.1.1. Recepción y almacenamiento

El proceso de producción de puré de tomate concentrado, se inicia con el pesaje y recepción de la materia prima. Los tomates llegan a la industria en pallets o cajas y son descargados mediante montacargas en el área de procesamiento. En esta área las condiciones higiénico - sanitarias deben ser las adecuadas: los pisos, paredes y techos limpios, apropiada ventilación y sin la presencia de insectos, roedores o cualquier otro tipo de animales. Además, no se recomienda dejar almacenada por más de tres días la materia prima, antes de procesarla, porque esto puede provocar su deterioro o descomposición.

2.1.2. Lavado y selección

Después de un almacenamiento temporal, los tomates son lavados en una tina de agua tratada con hipoclorito de sodio, para eliminar la suciedad y reducir la carga microbiana que los acompaña. Posteriormente, son transportados mediante rodillos a la mesa de selección, donde son separados los restos de péndulos, hojas o cualquier otra suciedad proveniente del campo. Además se separan los tomates verdes o dañados, que no están aptos para el procesamiento y se desvían al depósito de desechos.

2.1.3. Trituración, precalentamiento y tamizado

Seguidamente, los tomates seleccionados se alimentan a un molino de martillo que los tritura en pequeños trozos. Después, se envían a un tanque donde se precalienta a una temperatura entre 60 y 80 °C con el objetivo de disminuir la viscosidad para la etapa posterior y para desnaturalizar las enzimas presentes en las frutas que dificultan el aglutinamiento en el jugo. El jugo precalentado, se alimenta a una refinadora (tamizador) con malla de 1,2 y 0,5 mm de diámetro, que separa las semillas y la corteza del jugo. El jugo tamizado, se almacena en dos tanques para homogenizar el producto de 3 m³ de capacidad cada uno.

2.1.4. Evaporación

El jugo refinado se trasladada mediante bombas de desplazamiento positivo hacia el evaporador de múltiple efecto (cuatro efecto) el cual tiene una capacidad de 18 t/h. La evaporación ocurre en intercambiadores de tubo y coraza con recirculación forzada y se utiliza vapor como agente de calentamiento. El vacío se garantiza a través de un condensador barométrico con una bomba de vacío. El puré de tomate se concentra desde 3.5 °Brix hasta 24 °Brix aproximadamente.

2.1.5. Desaereado y homogenización

El jugo es sometido a un proceso de desaereado para eliminar la mayor cantidad posible de O₂, evitando así la oxidación del producto y la pérdida de sus propiedades organolépticas al ser calentado posteriormente dentro del pasteurizador. También se somete a un proceso de homogenización, proceso mecánico mediante el cual se logra la rotura de las partículas hasta el punto en que estas ya no pueden aglomerarse nuevamente.

2.1.6. Pasteurización y enfriamiento

El puré de tomate concentrado se hace pasar a través de un intercambiador de calor de tubos concéntricos, que cuenta con varias secciones de intercambio de calor. En la primera sección ocurre la pasteurización, donde se emplea vapor de agua como agente de calentamiento, el cual se mezcla con agua y posteriormente esta intercambia calor con el producto para garantizar altas temperaturas (88 – 90 °C). En el primer enfriamiento, se utiliza agua proveniente de la torre de enfriamiento, para enfriar el puré concentrado de 90 °C hasta 45 ± 2 °C y; en el segundo, etilenglicol para enfriar hasta 13 °C. Todo este proceso permite disminuir la población bacteriana y evitar la degradación de las propiedades organolépticas del producto como son el sabor, olor y color.

2.1.7. Envasado y almacenamiento del producto

El producto terminado se envasa, mediante una llenadora de dos cabezales en bolsas asépticas que se colocan dentro de bidones de 0,2 m³. Este producto es aséptico y no es necesario mantenerlo refrigerado, puesto que no tiene contacto con el medio ambiente, porque las bolsas son provistas de barreras que no permite que se contamine. Una vez envasado el producto y etiquetados los tanques, estos son almacenados hasta su posterior comercialización.

En el procesamiento del tomate, se utilizan varios servicios tecnológicos como la electricidad procedente de la pizarra general de distribución que se alimenta de un banco de transformadores de la red nacional. El aire comprimido generados por compresores de aire. El vapor de agua procedente de los generadores de vapor. El etilenglicol frío, es suministrado por un compresor de amoniaco tipo monoblock. El agua de enfriamiento recircula desde las torres de enfriamiento. El agua suave se garantiza a través de intercambiadores iónicos que disminuyen la dureza del agua.

En la figura A.4 del anexo 4, se muestra el diagrama de flujo del proceso tecnológico de producción de puré de tomate concentrado, donde se reflejan las diferentes etapas y equipos presentes en el proceso productivo.

2.2. Caracterización de la estación evaporadora de múltiple efecto

La estación evaporadora está compuesta por cuatro efectos, constituidos cada uno de ellos por un intercambiador de calor de tubos y coraza, y un depósito o cámara de evaporación cilíndrica. El primero utiliza como agente de calentamiento vapor directo proveniente de los generadores de vapor, el segundo vapor secundario proveniente del primer efecto, el tercero vapor secundario proveniente del segundo efecto y el cuarto vapor secundario proveniente del tercer efecto. El jugo se alimenta en paralelo con el suministro de vapor a cada cuerpo. Los intercambiadores se encuentran dispuestos verticalmente y los cuerpos funcionan con presión descendente desde el primero hasta el cuarto efecto.

La estructura principal de todo el sistema está constituida por un marco de perfiles metálicos de acero galvanizado, sostenida por pies de apoyo con sus respectivas escaleras de acceso, barreras de protección y corredores, como muestra la figura A.5 del anexo 5. Todo el equipo está conformado por acero inoxidable. La cámara de evaporación contiene puertas de inspección, escotilla, llave para romper el vacío y duchas para la limpieza interna. Los intercambiadores de calor están conformados por una coraza cerrada en ambos extremos por dos placas de 15 mm de espesor, a las que están unidos los tubos de intercambio de calor.

Capítulo 2: Materiales y métodos

Cada efecto contiene una bomba centrífuga de acero inoxidable específica para productos con una alta viscosidad, impulsada por un motor eléctrico. Así como poseen un transmisor de nivel y una válvula de modulación para la transferencia del producto. Cada cuerpo del evaporador posee medidores de presión y temperatura. La concentración se determina a partir de un refractómetro electrónico que contiene un indicador digital para la lectura directa. Todos los parámetros de operación (temperaturas, presiones, concentraciones de sólidos solubles, flujos) quedan archivados diariamente en un registrador.

El sistema se completa con un condensador barométrico, cuya función es condensar los vapores provenientes del cuarto efecto y generar vacío, como muestra la figura A.6 del anexo 6. La condensación del vapor de agua ocurre a través de agua nebulizada que se alimenta a 200 kPa al equipo. La extracción del agua es a través de una bomba centrífuga y se envía a la torre de enfriamiento. El suministro de agua se realiza por diferencia de presión mediante una tubería que conecta la piscina de la torre de enfriamiento con la parte superior del condensador. Para la formación del vacío y su mantenimiento, hay una bomba rotatoria de vacío con anillo líquido, con sus tubos de alimentación y descarga de agua. Los condensados no son recuperados. (Departamento de Tecnología, 2010).

En la tabla 2.1, se muestran algunos de los parámetros operacionales que presenta la estación evaporadora de cuatro efectos.

Tabla 2.1: Parámetros de operación de la estación evaporadora.

Parámetros	Valores
Temperatura de salida del 1er efecto	96 - 98 °C
Temperatura de salida del 2do efecto	88 - 90 °C
Temperatura de salida del 3er efecto	76 – 78 °C
Temperatura de salida del 4to efecto	56 – 58 °C
Capacidad de evaporación del agua	18 000 kg/h
Flujo de jugo concentrado a la salida (24 °Brix)	2 625 kg/h
Superficie total de calentamiento	356 m ²
Consumo de vapor directo	4 423 kg/h
Descarga de condensado	15 375 kg/h

Fuente: Departamento de Tecnología, 2010.

2.3. Metodología de cálculo en instalaciones evaporadoras de múltiple efecto

Para efectuar la evaluación de la estación evaporadora de efecto múltiple, se emplea la metodología de cálculo propuesta por Pavlov (*Pavlov, 1981*); con el propósito de conocer los requerimientos de calor del sistema, la superficie de intercambio de calor en cada efecto, los coeficientes globales de transferencia de calor, las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición, la capacidad y economía de evaporación del sistema, así como la eficiencia y el coeficiente de evaporación.

2.3.1. Balances de masa y energía en el evaporador

A continuación, se muestran las ecuaciones utilizadas para la realización de los balances de masa y energía en la estación evaporadora, con el objetivo de determinar los flujos desconocidos que intervienen en el proceso. En la figura 2.1, se muestra el diagrama de la estación evaporadora.

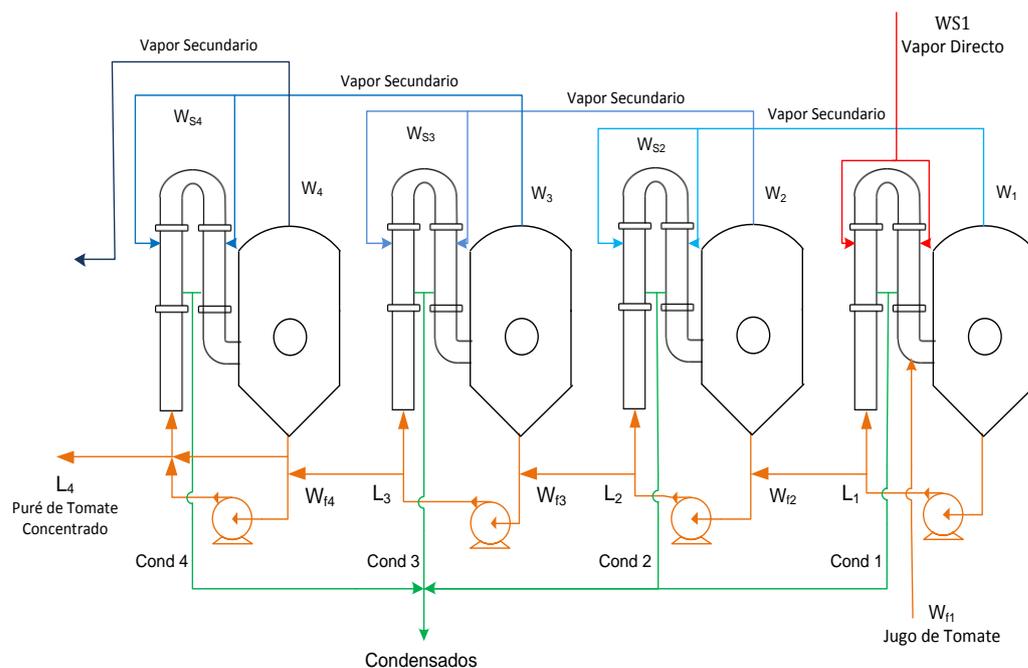


Figura 2.1. Diagrama de la estación evaporadora de cuatro efecto con circulación forzada.

Balace de masa total en el primer efecto del evaporador:

$$W_{f1} = L_1 + W_1 \quad (2.1)$$

Balace de masa por componentes en el primer efecto del evaporador:

$$W_{f1} \cdot Bx_{f1} = L_1 \cdot Bx_{L1} \quad (2.2)$$

Donde:

W_{f1} : Flujo másico de jugo de tomate a la entrada del primer efecto, [kg/h].

W_1 : Flujo másico de agua evaporada en el primer efecto, [kg/h].

L_1 : Flujo másico de puré de tomate a la salida del primer efecto, [kg/h].

Bx_{f1} : Composición másica de jugo de tomate a la entrada del primer efecto, [%].

Bx_{L1} : Composición másica de puré de tomate a la salida del primer efecto, [%].

Balance de masa total en el segundo efecto del evaporador:

$$W_{f2} = L_2 + W_2 \quad (2.3)$$

Balance de masa por componentes en el segundo efecto del evaporador:

$$W_{f2} \cdot Bx_{f2} = L_2 \cdot Bx_{L2} \quad (2.4)$$

Donde:

W_{f2} : Flujo másico de puré de tomate a la entrada del segundo efecto, [kg/h].

L_2 : Flujo másico de puré de tomate a la salida del segundo efecto, [kg/h].

W_2 : Flujo másico de agua evaporada en el segundo efecto, [kg/h].

Bx_{f2} : Composición másica de puré de tomate a la entrada del segundo efecto, [%].

Bx_{L2} : Composición másica de puré de tomate a la salida del segundo efecto, [%].

Balance de masa total en el tercer efecto del evaporador:

$$W_{f3} = L_3 + W_3 \quad (2.5)$$

Balance de masa por componentes en el tercer efecto del evaporador:

$$W_{f3} \cdot Bx_{f3} = L_3 \cdot Bx_{L3} \quad (2.6)$$

Donde:

W_{f3} : Flujo másico de puré de tomate a la entrada del tercer efecto, [kg/h].

L_3 : Flujo másico de puré de tomate a la salida del tercer efecto, [kg/h].

W_3 : Flujo másico de agua evaporada en el tercer efecto, [kg/h].

Bx_{f3} : Composición másica de puré de tomate a la entrada del tercer efecto, [%].

Bx_{L3} : Composición másica de puré de tomate a la salida del tercer efecto, [%].

Balance de masa total en el cuarto efecto del evaporador:

$$W_{f4} = L_4 + W_4 \quad (2.7)$$

Balance de masa por componentes en el cuarto efecto del evaporador:

$$W_{f4} \cdot Bx_{f4} = L_4 \cdot Bx_{L4} \quad (2.8)$$

Donde:

W_{f4} : Flujo másico de puré de tomate a la entrada del cuarto efecto, [kg/h].

L_4 : Flujo másico de puré de tomate concentrado a la salida del cuarto efecto, [kg/h].

W_4 : Flujo másico de agua evaporada en el cuarto efecto, [kg/h].

Bx_{f4} : Composición másica de puré de tomate a la entrada del cuarto efecto, [%].

Bx_{L4} : Composición másica de puré de tomate concentrado a la salida del cuarto efecto, [%].

Para determinar la cantidad de agua que se evapora en cada uno de los cuerpos del evaporador de múltiples efectos, se combinan las ecuaciones de balance de masa total y por componentes para cada efecto, dando como resultado las siguientes ecuaciones:

$$W_1 = W_{f1} \cdot \left(1 - \frac{Bx_{f1}}{Bx_{L1}}\right) \quad (2.9)$$

$$W_2 = W_{f2} \cdot \left(1 - \frac{Bx_{f2}}{Bx_{L2}}\right) \quad (2.10)$$

$$W_3 = W_{f3} \cdot \left(1 - \frac{Bx_{f3}}{Bx_{L3}}\right) \quad (2.11)$$

$$W_4 = W_{f4} \cdot \left(1 - \frac{Bx_{f4}}{Bx_{L4}}\right) \quad (2.12)$$

Para el cálculo de los balances planteados anteriormente se toman valores supuestos de la composición másica de puré de tomate a la salida del primero, segundo y tercer efecto, de forma tal que estos varíen uniformemente.

El flujo de puré de tomate concentrado a la salida de cada efecto del evaporador, se obtiene despejando L_1 , L_2 , L_3 y L_4 en las ecuaciones (2.1), (2.3), (2.5) y (2.7) respectivamente. El valor del flujo másico de puré de tomate a la entrada del segundo efecto va a ser igual al flujo másico de puré de tomate a la salida del primer efecto ($W_{f2} = L_1$), el valor del flujo másico de puré de tomate a la entrada del tercer efecto va a ser igual al flujo másico de puré de tomate a la salida del segundo efecto ($W_{f3} = L_2$), el valor del flujo másico de puré de tomate a la entrada del cuarto efecto va a ser igual al flujo másico de puré de tomate a la salida del tercer efecto ($W_{f4} = L_3$). Así como el valor del flujo másico de agua evaporada en el primer efecto va a ser igual al flujo másico de vapor secundario utilizado por el segundo efecto ($W_1 = W_{S2}$), el valor del flujo másico de agua evaporada en el segundo efecto va a ser igual al flujo másico de vapor secundario utilizado por el tercer efecto ($W_2 = W_{S3}$) y el valor del flujo másico de agua evaporada en el tercer efecto va a ser igual al flujo másico de vapor secundario utilizado por el cuarto efecto ($W_3 = W_{S4}$).

A continuación, se muestra el balance de energía realizado al primer efecto del evaporador:

$$W_{S1} \cdot \lambda_{S1} = W_{f1} \cdot Cp_{f1} \cdot (T_f - T_{b1}) + W_1 \cdot \lambda_1 \quad (2.13)$$

Como se puede apreciar en la ecuación anterior, el calor cedido por el agente de calentamiento (vapor saturado) debe ser suficiente para elevar la temperatura de la alimentación hasta la temperatura de ebullición y además producir vapor secundario. Los evaporadores químicos presentan entre 3 – 5 % de pérdidas de calor respecto a la cantidad de calor absorbido por la disolución (Kern, 1999). En los cálculos para el primer efecto del evaporador caso de estudio, se considera un 3% de pérdidas de calor al medio.

$$W_{S1} \cdot \lambda_{S1} = 1.03 \cdot [W_{f1} \cdot Cp_{f1} \cdot (T_{f1} - T_{b1}) + W_1 \cdot \lambda_1] \quad (2.14)$$

Donde:

λ_{S1} : Calor latente de vaporización del vapor directo, [kJ/kg]. Se determina a la presión de saturación del vapor directo (absoluta).

T_f : Temperatura de entrada del puré de tomate en el primer efecto, [°C].

T_{b1} : Temperatura de ebullición del puré de tomate en el primer efecto, considerando la elevación del punto de ebullición, [°C]. Su valor se obtiene a partir de la ecuación (2.15).

$$T_{b1} = T_{sat(1)} + EPE_1 \quad (2.15)$$

$T_{sat(1)}$: Temperatura de saturación del agua, [°C]. Se determina a la presión de operación del primer efecto del evaporador (absoluta).

EPE_1 : Elevación del punto de ebullición de la disolución en el primer efecto del evaporador, [°C].

λ_1 : Calor latente de vaporización del agua evaporada considerando la elevación del punto de ebullición, [kJ/kg]. Su valor se obtiene a partir de la ecuación (2.16).

$$\lambda_1 = \lambda_{op} + Cp_{vapor} \cdot EPE_1 \quad (2.16)$$

Donde:

λ_{op} : Calor latente de vaporización del agua evaporada a la presión de operación del primer efecto, [kJ/kg].

Cp_{vapor} : Calor específico del agua evaporada a la presión de operación del primer efecto, [kJ/kg°C].

Cp_{f1} : Calor específico del puré de tomate en el primer efecto, [kJ/kg°C]. Su valor se obtiene a partir de la ecuación (2.17) propuesta por Choi (Choi, 1986), que se encuentra en función de la concentración de sólidos solubles y la temperatura de la disolución.

$$Cp_{f1} = Cp_w \cdot (1 - X_s) + Cp_s \cdot X_s \quad (2.17)$$

Donde:

$$Cp_w = 4.1878 - 0.000745 \cdot T + 0.000009859 \cdot T^2 \quad (2.18)$$

$$Cp_s = 1.5785 + 0.01096 \cdot T + 0.00002163 \cdot T^2 \quad (2.19)$$

C_{pw} : Calor específico del agua presente en el puré de tomate, [kJ/kg°C].

C_{ps} : Calor específico de los sólidos solubles presentes en el puré de tomate, [kJ/kg°C].

X_S : Fracción másica de sólidos solubles en el puré de tomate (°Brix).

T : Temperatura media del puré de tomate entre T_f y T_{b1} , [°C].

El consumo de vapor directo en el primer efecto del evaporador, puede ser calculado despejando W_{S1} en la ecuación (2.20).

$$W_{S1} = \frac{1.03 \cdot [W_{f1} \cdot C_{pf1} \cdot (T_f - T_{b1}) + W_1 \cdot \lambda_1]}{\lambda_{S1}} \quad (2.20)$$

2.3.2. Cálculo de las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición

La elevación del punto de ebullición (EPE) de la disolución de puré de tomate que se concentra en cada uno de los efectos del evaporador, se calcula a partir de la ecuación (2.21).

$$EPE = EPE_{concentración} + EPE_{hidrodinámica} + EPE_{hidrostática} \quad (2.21)$$

Donde:

$EPE_{concentración}$: Elevación del punto de ebullición debido a la concentración de la disolución, [°C].

$EPE_{hidrodinámica}$: Elevación del punto de ebullición producto a la hidrodinámica del fluido, [°C].

$EPE_{hidrostática}$: Elevación del punto de ebullición debido al efecto de la presión hidrostática, [°C].

La $EPE_{hidrodinámica}$ es un incremento de la temperatura ocasionado por la fricción resultante de la circulación del fluido. Producto a que esta pérdida es casi imposible de determinar se considera que para evaporadores químicos los valores se encuentran entre 1 – 1,5 °C (Kern, 1999). Para la evaluación del evaporador de circulación forzada se considerará una $EPE_{hidrodinámica} = 1,3$ °C.

Para calcular la $EPE_{concentración}$ se emplea la ecuación (2.22).

$$EPE_{concentración} = T_{eb(puré\ tomate)} - T_{eb(agua\ pura)} \quad (2.22)$$

Donde:

$T_{eb(puré\ tomate)}$: Temperatura de ebullición del puré de tomate, [°C].

$T_{eb(agua\ pura)}$: Temperatura de ebullición del agua pura a la presión de operación del efecto del evaporador, [°C].

Con la temperatura de ebullición del agua pura y la concentración de sólidos solubles en el puré de tomate, se obtiene la $T_{eb(puré\ tomate)}$ a partir del diagrama de *Dühring* para pastas de tomate (figura A.7 del anexo 7), propuesto por Ortega (Ortega, 2015).

El valor de la EPE hidrostática se puede obtener a partir de la ecuación (2.23)

$$EPE_{hidrostática} = T_m - T_{eb} \quad (2.23)$$

Donde:

T_{eb} : Temperatura de ebullición del agua a la presión de operación del efecto, [°C].

T_m : Temperatura de ebullición del agua a la presión en la capa media del líquido (P_m), [°C].

La presión en la capa media del líquido se calcula a partir de la ecuación (2.24).

$$P_m = P_s + \Delta P_h \quad (2.24)$$

Donde:

P_s : Presión de saturación del vapor en el efecto del evaporador, [MPa].

ΔP_h : Caída de presión hidrostática, [MPa]. Se calcula a partir de la ecuación (2.25).

$$\Delta P_h = \rho \cdot g \cdot H_m \quad (2.25)$$

Donde:

ρ : Densidad de la disolución (puré de tomate), [kg/m³].

H_m : Altura desde el nivel superior del líquido en el evaporador hasta el centro de la superficie de calentamiento bañada por el líquido, [m]. Para la evaluación del evaporador se utiliza 1 m.

g : Constante de aceleración de la gravedad, [9,8 m/s²].

Para determinar la densidad del puré de tomate (ρ), se utiliza la ecuación (2.26) propuesta por Choi (Choi, 1986), que depende de los valores de concentración de los sólidos solubles y la temperatura de la disolución.

$$\rho = \rho_w \cdot (1 - X_s) + \rho_s \cdot X_s \quad (2.26)$$

Donde:

$$\rho_w = 999.89 - 0.06033 \cdot T - 0.003671 \cdot T^2 \quad (2.27)$$

$$\rho_s = 1469.3 + 0.5467 \cdot T - 0.06965 \cdot T^2 \quad (2.28)$$

ρ_w : Densidad del agua presente en el puré de tomate, [kg/m³].

ρ_s : Densidad de los sólidos solubles presentes en el puré de tomate, [kg/m³].

X_s : Fracción másica de sólidos solubles en el puré de tomate (°Brix).

T : Temperatura de ebullición de la disolución de puré de tomate, [°C].

Para la realización correcta de los cálculos anteriores es necesario conocer la composición másica real de puré de tomate a la salida de cada uno de los efectos por lo que se emplea la metodología propuesta por Kern (Kern, 1999) la cual plantea que los requerimientos de vapor para una evaporación de múltiple efecto pueden calcularse efectuando un balance de calor a través de cada efecto individualmente y un balance de material en todo el sistema.

Luego queda conformado un sistema de cinco ecuaciones lineales con cinco incógnitas, las cuales se resuelven empleando el software MatLab.

Balance de calor en el primer efecto:

$$W_{S1} \cdot \lambda_{S1} + W_{f1} \cdot C_{p_f} \cdot (T_{f1} - T_{b1}) = W_1 \cdot \lambda_1 \quad (2.29)$$

Balance de calor en el segundo efecto:

$$W_1 \cdot \lambda_1 + (W_{f1} - W_1) \cdot C_{p_{f1}} \cdot (T_{b1} - T_{b2}) = W_2 \cdot \lambda_2 \quad (2.30)$$

Balance de calor en el tercer efecto:

$$W_2 \cdot \lambda_2 + (W_{f1} - W_1 - W_2) \cdot C_{p_{f2}} \cdot (T_{b2} - T_{b3}) = W_3 \cdot \lambda_3 \quad (2.31)$$

Balance de calor en el cuarto efecto:

$$W_3 \cdot \lambda_3 + (W_{f1} - W_1 - W_2 - W_3) \cdot C_{p_{f3}} \cdot (T_{b3} - T_{b4}) = W_4 \cdot \lambda_4 \quad (2.32)$$

Balance de material:

$$W_T = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 \quad (2.33)$$

W_T : Flujo total de agua evaporada, [kg/h].

Para la solución de este sistema se toman los valores de presión, temperatura y entalpía del vapor directo y las condiciones de operación dentro de cada uno de los efectos. En la figura A.8 del anexo 8 se muestra la programación de dichos cálculos.

Con los valores obtenidos de la composición másica real de puré de tomate a la salida de cada uno de los efectos se recalculan los balances de materiales y energía y se continúa aplicando la metodología propuesta por Pavlov (Pavlov, 1981).

2.3.3. Determinación del área de transferencia de calor del evaporador

La superficie de calentamiento del evaporador de múltiples efectos (ATC), se determina utilizando la ecuación (2.34).

$$ATC = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 \quad (2.34)$$

Donde:

A_1 : Área de transferencia de calor del primer efecto, [m²].

A_2 : Área de transferencia de calor del segundo efecto, [m²].

A_3 : Área de transferencia de calor del tercer efecto, [m²].

A_4 : Área de transferencia de calor del cuarto efecto, [m²].

Para calcular el área de transferencia de calor en el primer efecto del evaporador se emplea la ecuación (2.35).

$$A_1 = A_{1c} + A_{1t} \quad (2.35)$$

Donde:

A_{1c} : Área de transferencia de calor del intercambiador de calor corto del primer efecto, [m²]. Se obtiene a partir de la ecuación (2.36).

$$A_{1c} = A_{tc} \cdot N_{tc} \quad (2.36)$$

N_{tc} : Número de tubos del intercambiador de calor corto del primer efecto, [tubos]. Se obtiene contando la cantidad de tubos [figura A.9 (a) del anexo 9].

A_{tc} : Área de transferencia de calor de un tubo del intercambiador de calor corto, [m²]. Se obtiene a partir de la ecuación (2.37).

$$A_{tc} = 2\pi \cdot r_c \cdot l_c \quad (2.37)$$

r_c : Radio de un tubo del intercambiador de calor corto, [m]. Se obtiene tomando mediciones en el equipo.

l_c : longitud de un tubo del intercambiador de calor corto, [m]. Se obtiene tomando mediciones en el equipo.

A_{1l} : Área de transferencia de calor del intercambiador de calor largo del primer efecto, [m²]. Se obtiene a partir de la ecuación (2.38).

$$A_{1l} = A_{tl} \cdot N_{tl} \quad (2.38)$$

N_{tl} : Número de tubos del intercambiador de calor largo del primer efecto, [tubos]. Se obtiene contando la cantidad de tubos.

A_{tl} : Área de transferencia de calor de un tubo del intercambiador de calor largo, [m²]. Se obtiene a partir de la ecuación (2.39).

$$A_{tl} = 2\pi \cdot r_l \cdot l_l \quad (2.39)$$

r_l : Radio de un tubo del intercambiador de calor largo, [m]. Se obtiene tomando mediciones en el equipo.

l_l : longitud de un tubo del intercambiador de calor largo, [m]. Se obtiene tomando mediciones en el equipo.

Para calcular el área de transferencia de calor en el segundo, tercer y cuarto efecto del evaporador se emplea la metodología del primer efecto, con los valores correspondientes tomados para cada uno de ellos [figura A.9 (b), (c) y (d) del anexo 9].

2.3.4. Determinación del coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor de operación del primer efecto del evaporador [$U_{D(1)}$] [W/m² °C], se calcula a través de la ecuación (2.40).

$$W_{S1} \cdot \lambda_{S1} = A_1 \cdot U_{D1} \cdot (T_S - T_{b1}) \quad (2.40)$$

Donde:

W_{S1} : Flujo másico de vapor directo consumido por el primer efecto, [kg/h].

λ_{S1} : Calor latente de vaporización del vapor directo, [kJ/kg].

A_1 : Área de transferencia de calor del primer efecto, [m²].

T_S : Temperatura de saturación del vapor directo, [°C]. Se determina a la presión de saturación del vapor directo (absoluta).

T_{b1}: Temperatura de ebullición del puré de tomate en el primer efecto, considerando la elevación del punto de ebullición, [°C].

El coeficiente global de transferencia de calor de operación del segundo efecto del evaporador [U_{D(2)}] [W/m² °C], se calcula a través de la ecuación (2.41).

$$W_{S2} \cdot \lambda_{op1} = A_2 \cdot U_{D2} \cdot (T_{b1} - T_{b2}) \quad (2.41)$$

Donde:

W_{S2}: Flujo másico de vapor secundario consumido por el segundo efecto, [kg/h].

λ_{op1}: Calor latente de vaporización a la presión del vapor secundario proveniente del primer efecto, [kJ/kg].

A₂: Área de transferencia de calor del segundo efecto, [m²].

T_{b2}: Temperatura de ebullición del puré de tomate en el segundo efecto, considerando la elevación del punto de ebullición, [°C].

El coeficiente global de transferencia de calor de operación del tercer efecto del evaporador [U_{D(3)}] [W/m² °C], se calcula a través de la ecuación (2.42).

$$W_{S3} \cdot \lambda_{op2} = A_3 \cdot U_{D3} \cdot (T_{b2} - T_{b3}) \quad (2.42)$$

Donde:

W_{S3}: Flujo másico de vapor secundario consumido por el tercer efecto, [kg/h].

λ_{op2}: Calor latente de vaporización a la presión del vapor secundario proveniente del segundo efecto, [kJ/kg].

A₃: Área de transferencia de calor del tercer efecto, [m²].

T_{b3}: Temperatura de ebullición del puré de tomate en el tercer efecto, considerando la elevación del punto de ebullición, [°C].

El coeficiente global de transferencia de calor de operación del cuarto efecto del evaporador [U_{D(4)}] [W/m² °C], se calcula a través de la ecuación (2.43).

$$W_{S4} \cdot \lambda_{op3} = A_4 \cdot U_{D4} \cdot (T_{b3} - T_{b4}) \quad (2.43)$$

Donde:

W_{S4}: Flujo másico de vapor secundario consumido por el cuarto efecto, [kg/h].

λ_{op3}: Calor latente de vaporización a la presión del vapor secundario proveniente del tercer efecto, [kJ/kg].

A₄: Área de transferencia de calor del cuarto efecto, [m²].

T_{b4}: Temperatura de ebullición del puré de tomate en el cuarto efecto, considerando la elevación del punto de ebullición, [°C].

2.3.5. Determinación de la capacidad y economía de evaporación

La capacidad de evaporación (C) [kg/h] de la estación evaporadora, se puede conocer mediante la ecuación (2.44).

$$C = \frac{W_T}{t} \quad (2.44)$$

t: Tiempo requerido por el equipo para evaporar el agua presente en la disolución, [h].

La economía (E) del evaporador de cuatro efectos con circulación forzada, se puede calcular a partir de la ecuación (2.45).

$$E = \frac{W_T}{W_{S_1}} \quad (2.45)$$

2.3.6. Determinación del coeficiente de evaporación y la eficiencia del área de evaporación

El coeficiente de evaporación (Co.e) [kg/h-m²] de la estación evaporadora se puede obtener a partir de la ecuación (2.46).

$$Co.e = \frac{W_T}{ATC} \quad (2.46)$$

La eficiencia (Ef) [%] del área de evaporación se puede conocer mediante la ecuación (2.47).

$$Ef = \left(1 - \left(\frac{W_4}{W_T} \right) \right) * 100 \quad (2.47)$$

2.4. Optimización de las variables operacionales

La optimización de las variables operacionales del evaporador de cuádruple efecto se realiza tomando cada efecto individualmente, a partir de los balances planteados por Pavlov (Pavlov, 1981) se tiene la siguiente función objetivo.

$$W_S = \frac{1.03 \cdot [W_{f_1} \cdot Cp_{f_1} \cdot (T_f - (100.613 + 21.5209 \cdot \ln P_1)) + W_1 \cdot (2262.95 - 57.6676 \cdot \ln P_1)]}{\lambda_{S_1}} \quad (2.48)$$

La función objetivo se optimiza empleando la herramienta Solver de Excel, a partir del método Simplex LP, teniendo como restricciones valores determinados para cada uno de los parámetros de entrada y salida, los cuales se muestran en la tabla 2.2. Se realizan dos corridas de acuerdo a los valores del coeficiente de transferencia de calor reportados en la literatura por Kern y Hugot.

Tabla 2.2. Restricciones de operación del equipo.

Variables	Restricciones para la corrida 1	Restricciones para la corrida 2
P ₁	0,65 - 0,8	0,65 - 0,8
P ₂	0,45 - 0,6	0,45 - 0,6
P ₃	0,25 - 0,4	0,25 - 0,4
P ₄	0,05 - 0,2	0,05 - 0,2
U _{D1}	2000 - 2300	2330 - 2790
U _{D2}	1800 - 2100	1630 - 2090
U _{D3}	1200 - 1600	1160 - 1630
U _{D4}	700 - 900	700 - 930
E	>3,4	>3,4
Ef	>72	>72
Co.e	>25	>25

Los valores de los coeficientes de transferencia de calor (U_{D1}, U_{D2}, U_{D3} y U_{D4}) se determinan a partir de las ecuaciones (2.49, 2.50, 2.51 y 2.52 respectivamente), teniendo en cuenta las restricciones planteadas anteriormente.

$$U_{D1} = \frac{W_5 \cdot \lambda_5}{A_1 \cdot \{(97,9347 + 23,1627) \cdot \ln P1 - (100,613 + 21,5209) \cdot \ln P1\}} \quad (2.49)$$

$$U_{D2} = \frac{W_1 \cdot \lambda_1}{A_2 \cdot \{(100,613 + 21,5209) \cdot \ln P1 - (100,613 + 21,5209) \cdot \ln P2\}} \quad (2.50)$$

$$U_{D3} = \frac{W_2 \cdot \lambda_2}{A_3 \cdot \{(100,613 + 21,5209) \cdot \ln P2 - (100,613 + 21,5209) \cdot \ln P3\}} \quad (2.51)$$

$$U_{D4} = \frac{W_3 \cdot \lambda_3}{A_4 \cdot \{(100,613 + 21,5209) \cdot \ln P3 - (100,613 + 21,5209) \cdot \ln P4\}} \quad (2.52)$$

2.5. Determinación del ahorro económico a partir del empleo de las condiciones óptimas de operación.

Para determinar el ahorro económico por concepto de energía se emplea la ecuación (2.53).

$$A. ec = \frac{mc \cdot pc}{\rho c} \quad (2.53)$$

Donde:

p_c : precio del combustible, (\$/Lh).

ρ_c : densidad del combustible, (kg/m³).

m_c : masa del combustible, (kg/h). Se obtiene a partir de la ecuación (2.54).

$$m_c = \frac{mv \cdot \lambda_s}{P_{c.c}} \quad (2.54)$$

λ_s : calor latente de vaporización del vapor directo, (kJ/kg).

$P_{c.c}$: Potencia calórica del combustible, (kJ/kg).

m_v : masa de vapor ahorrado, (kg/h). Se obtiene a partir de la ecuación (2.55).

$$mv = mv.act - mv.opt \quad (2.55)$$

$m_{v.act}$: masa de vapor consumido operando con las condiciones actuales.

$m_{v.opt}$: masa de vapor consumido operando con las condiciones óptimas.

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

En el presente capítulo se exponen y analizan los resultados obtenidos en la aplicación de las diferentes metodologías de cálculo descritas en el capítulo 2, con el propósito de darle cumplimiento a cada uno de los objetivos propuestos en la investigación.

3.1. Evaluación de la estación evaporadora de múltiple efecto

En este epígrafe se realiza un análisis de los resultados obtenidos en los balances de masa y energía, en los cálculos realizados para la determinación de las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición y el coeficiente global de transferencia de calor. Además, se analizan parámetros como el coeficiente de evaporación, la capacidad, economía y eficiencia de la estación evaporadora.

3.1.1. Análisis de los resultados obtenidos en los balances de masa y energía

A continuación, se muestran las propiedades del fluido y los datos de operación utilizados en los balances de masa y energía:

Primer efecto

- Flujo de puré de tomate a la entrada (W_{f1}): 11 770 kg/h.
- Concentración de sólidos solubles a la entrada (Bx_{f1}): 3,5 °Brix.
- Concentración de sólidos solubles a la salida (Bx_{L1}): 4,38 °Brix.
- Presión de operación (P_1): 0,8005 bar.
- Presión de saturación del vapor directo (P_S): 2 bar.
- Temperatura de saturación del vapor directo a P_S (T_S): 120,21 °C.
- Calor latente de vaporización del vapor directo a P_S (λ_S): 2 201,6 kJ/kg.
- Temperatura de saturación del agua a P_1 ($T_{sat(1)}$): 93,5 °C.
- Calor latente de vaporización del agua evaporada a P_1 (λ_{op}): 2273,5 kJ/kg.
- Calor específico del agua evaporada a P_1 ($C_{p_{vapor}}$): 1,925 kJ/kg°C.
- Calor latente de vaporización del agua evaporada (λ_1): 2 278,9 kJ/kg. (Ec. 2.16, capítulo 2).
- Temperatura media del puré de tomate entre T_{f1} y T_{b1} : 88,15 °C.
- Calor específico del puré de tomate ($C_{p_{f1}}$): 4,134 kJ/kg°C. (Ec. 2.17, capítulo 2).
- Temperatura de ebullición del puré de tomate a P_1 (T_{eb1} (puré tomate)): 94°C. (Figura A.6, anexo 6).

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

- Presión en la capa media del líquido (P_{m1}): 0,0895 MPa. (Ec. 2.24, capítulo 2).
- Caída de presión hidrostática (ΔP_{h1}): 0,0094 MPa. (Ec. 2.25, capítulo 2).
- Densidad del puré de tomate (ρ_1): 959,31 kg/m³ (Ec. 2.26, capítulo 2).
- Temperatura de ebullición del agua a P_{m1} (T_{m1}): 94,5 °C.
- Área de transferencia de calor (A_1): 53,96 m². (Ec. 2.30, capítulo 2).

Segundo efecto

- Concentración de sólidos solubles a la entrada (B_{xf2}): 4,38 °Brix.
- Concentración de sólidos solubles a la salida (B_{xL2}): 5,93 °Brix.
- Presión de operación (P_2): 0,5795 bar.
- Temperatura de saturación del agua a P_2 ($T_{sat(2)}$): 85,04 °C.
- Calor latente de vaporización del agua evaporada a P_2 (λ_{op2}): 2295,3 kJ/kg.
- Calor específico del agua evaporada a P_2 ($C_{p_{vapor2}}$): 1,920 kJ/kg°C.
- Temperatura media del puré de tomate entre T_{b1} y T_{b2} : 92,45 °C.
- Temperatura de ebullición del puré de tomate a P_2 (T_{eb2} (puré tomate)): 86,14°C. (Figura A.6, anexo 6).
- Área de transferencia de calor (A_2): 103,43 m².

Tercer efecto

- Concentración de sólidos solubles a la entrada (B_{xf3}): 5,93 °Brix.
- Concentración de sólidos solubles a la salida (B_{xL3}): 9,42 °Brix.
- Presión de operación (P_3): 0,3375 bar.
- Temperatura de saturación del agua a P_3 ($T_{sat(3)}$): 71,83 °C.
- Calor latente de vaporización del agua evaporada a P_3 (λ_{op3}): 2328,5 kJ/kg.
- Calor específico del agua evaporada a P_3 ($C_{p_{vapor3}}$): 1,910 kJ/kg°C.
- Temperatura media del puré de tomate entre T_{b2} y T_{b3} : 82,69 °C.
- Temperatura de ebullición del puré de tomate a P_3 (T_{eb3} (puré tomate)): 74°C. (Figura A.6, anexo 6).
- Área de transferencia de calor (A_3): 103,43 m².

Cuarto efecto

- Concentración de sólidos solubles a la entrada (B_{xf4}): 9,42 °Brix.
- Concentración de sólidos solubles a la salida (B_{xL4}): 24 °Brix.
- Presión de operación (P_4): 0,1245 bar.
- Temperatura de saturación del agua a P_4 ($T_{sat(4)}$): 50,16 °C.
- Calor latente de vaporización del agua evaporada a P_4 (λ_{op4}): 2381,6 kJ/kg.
- Calor específico del agua evaporada a P_4 ($C_{p_{vapor4}}$): 1,905 kJ/kg°C.
- Temperatura media del puré de tomate entre T_{b3} y T_{b4} : 66,4 °C.

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

- Temperatura de ebullición del puré de tomate a P_4 (T_{eb4} (puré tomate)): 53°C. (Figura A.6, anexo 6).
- Área de transferencia de calor (A_4): 95,19 m².

Después de la realización de los balances de masa y energía en el evaporador, se pudieron determinar los flujos correspondientes a cada una de las corrientes desconocidas en el proceso, como se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Resultados obtenidos en los balances de masa y energía realizados.

Primer efecto	Kg/h
Flujo de puré de tomate a la salida (L_1)	9 405,9
Flujo de agua evaporada (W_1)	2 364,9
Flujo de vapor directo (W_{S1})	2 892,4
Segundo efecto	
Flujo de puré de tomate a la entrada (W_{f2})	9 405,9
Flujo de puré de tomate a la salida (L_2)	6 947,4
Flujo de agua evaporada (W_2)	2 458,5
Flujo de vapor secundario (W_{S2})	2 364,9
Tercer efecto	
Flujo de puré de tomate a la entrada (W_{f3})	6 947,4
Flujo de puré de tomate a la salida (L_3)	4 373,5
Flujo de agua evaporada (W_3)	2 573,9
Flujo de vapor secundario (W_{S3})	2 458,5
Cuarto efecto	
Flujo de puré de tomate a la entrada (W_{f4})	4 373,5
Flujo de puré de tomate a la salida (L_4)	1 716,6
Flujo de agua evaporada (W_4)	2 656,9
Flujo de vapor secundario (W_{S4})	2 573,9

Fuente: Elaboración propia.

Como muestra la tabla 3.1, para las condiciones actuales de operación del evaporador, se obtienen volúmenes de producción de puré de tomate concentrado satisfactorios.

3.1.2. Análisis de las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición

En la tabla 3.2, se muestran las pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición que se producen en cada uno de los efectos del evaporador.

Tabla 3.2. Pérdidas térmicas por elevación del punto de ebullición.

Elevación del punto de ebullición	Primer efecto	Segundo efecto	Tercer efecto	Cuarto efecto
EPE por concentración (°C)	0,5	1,1	2,17	2,84
EPE por hidrodinámica (°C)	1,3	1,3	1,3	1,3
EPE por hidrostática (°C)	1	1,16	1,47	1,74
EPE (°C)	2,8	3,56	4,94	5,88

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla anterior se puede apreciar como las mayores pérdidas se manifiestan en el tercer y cuarto efecto (4,94 y 5,88°C respectivamente), pues en estos cuerpos la EPE por concentración ejerce una mayor influencia (2,17 y 2,84°C respectivamente). Esto se debe al aumento de la concentración y la viscosidad de la disolución a medida que pasa de un efecto a otro. A continuación, se muestran las temperaturas de ebullición que alcanzaría el puré de tomate en cada efecto al considerar la EPE:

- Primer efecto (T_{b1}): 96,3 °C.
- Segundo efecto (T_{b2}): 88,6 °C.
- Tercer efecto (T_{b3}): 76,77 °C.
- Cuarto efecto (T_{b4}): 56,04 °C.

3.1.3. Análisis de los coeficientes globales de transferencia de calor del evaporador

A partir de las ecuaciones (2.40), (2.41), (2.42) y (2.43), se determinaron los coeficientes globales de transferencia de calor de cada uno de los efectos. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.3.

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

Tabla 3.3. Coeficiente global de transferencia de calor presente en cada efecto del evaporador.

	Coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)	
	Condiciones actuales	Condiciones de referencia
Primer efecto	2 010,9	2 200
Segundo efecto	1 875,2	2 000
Tercer efecto	1 281,1	1 500
Cuarto efecto	843,7	750

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede apreciar en la tabla 3.3 los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor actuales son aproximados a los reportados en la literatura por Kern (*Kern, 1999*), sin embargo en el último efecto el valor es mayor, pero otros autores reportan valores como 930 (Hugot), (*Hugot, 1980*), 966 (Average), 1020 (Honig), por lo que se considera adecuado.

3.1.4. Análisis de la capacidad y economía de evaporación

En la tabla 3.4, se muestran los resultados obtenidos en los cálculos realizados para la determinación de la capacidad de evaporación para las condiciones actuales de operación y las de diseño del evaporador.

Tabla 3.4. Capacidad de evaporación del evaporador.

	Condiciones actuales	Condiciones de diseño
Capacidad de evaporación	17 954,02	18 000

Fuente: Elaboración propia.

Como refleja la tabla 3.4, la capacidad de evaporación actual es aproximada a la de diseño pues solo presenta una diferencia de 0,28%.

La economía de evaporación da una idea de la eficiencia con que se emplea la energía disponible (vapor), en la evaporación del agua presente en la disolución a concentrar. A partir de la ecuación (2.45) del capítulo 2, se determinó que la economía de evaporación para las condiciones actuales de operación es de 3,48 lo cual es un buen resultado para un evaporador de cuádruple efecto, pues este valor debe ser igual o aproximado al número de efectos.

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

3.1.5. Análisis del coeficiente de evaporación y la eficiencia de la estación evaporadora

El coeficiente de evaporación actual de la estación evaporadora se obtuvo a partir de la ecuación (2.46), dando como resultado $28,24 \text{ kg/h-m}^2$, el valor de referencia para evaporadores de cuádruple efecto es de 25 kg/h-m^2 según Hugot (Hugot, 1980), la diferencia entre ambos valores es de 3,24; por lo que se considera adecuado.

A partir de la ecuación (2.47) se determinó que la eficiencia del área de evaporación es de 73,57 %; para las condiciones actuales de operación este valor no es adecuado, pues se debería alcanzar una eficiencia mayor, se considera que una de las causas fundamentales sea las pérdidas de calor por falta de aislamiento térmico.

3.2. Análisis de las condiciones óptimas de operación

Las condiciones óptimas de operación se determinaron para cada efecto individualmente, comenzando por el primero, una vez teniendo los valores óptimos de este, se continuó con el segundo y así sucesivamente hasta llegar al cuarto efecto. En la tabla 3.5 y 3.6 se muestran los resultados obtenidos, teniendo en cuenta los criterios de Kern (Kern, 1999) y Hugot (Hugot, 1980) para los coeficientes de transferencia de calor.

Tabla 3.5. Valores óptimos de operación teniendo en cuenta los coeficientes de transferencia de calor reportados por Kern (Kern, 1999).

	1er efecto		2do efecto		3er efecto		4to efecto	
Ws (kg/h)	P (bar)	0,7263	P (bar)	0,5117	P (bar)	0,3125	P (bar)	0,1245
2851,21	Tsat (°C)	90,53	Tsat (°C)	82,42	Tsat (°C)	70,99	Tsat (°C)	49,68
	Teb (°C)	94,05	Teb (°C)	85,98	Teb (°C)	75,93	Teb (°C)	55,56
	λ (kJ/kg)	2287,55	λ (kJ/kg)	2308,83	λ (kJ/kg)	2338,80	λ (kJ/kg)	2383,10

Tabla 3.6. Valores óptimos de operación teniendo en cuenta los coeficientes de transferencia de calor reportados por Hugot (Hugot, 1980).

	1er efecto		2do efecto		3er efecto		4to efecto	
Ws (kg/h)	P (bar)	0,6500	P (bar)	0,4500	P (bar)	0,2827	P (bar)	0,0916
2800,06	Tsat (°C)	87,96	Tsat (°C)	79,44	Tsat (°C)	68,67	Tsat (°C)	42,57
	Teb (°C)	91,48	Teb (°C)	83,00	Teb (°C)	73,61	Teb (°C)	48,45
	λ (kJ/kg)	2294,30	λ (kJ/kg)	2316,64	λ (kJ/kg)	2344,88	λ (kJ/kg)	2400,78

Capítulo 3: Análisis y discusión de los resultados

Como se puede apreciar en las tablas 3.5 y 3.6 las mejores condiciones se obtuvieron para las menores presiones posibles dentro del rango que establecen los coeficientes de transferencia de calor reportados, pues tomando los valores referidos por Kern (*Kern, 1999*) se consumen 2851,21 kg/h de vapor, mientras que por Hugot (*Hugot, 1980*) se consumen 2800,06 kg/h. Al observar las ecuaciones (2.49, 2.50, 2.51 y 2.52) se puede apreciar la relación inversa entre los coeficientes de transferencia de calor y las entalpías, por esta razón los resultados tomando en cuenta como restricciones los coeficientes de transferencia de calor reportados por Hugot (*Hugot, 1980*) son mejores, pues estos refieren rangos superiores.

3.3. Análisis del ahorro económico por el empleo de las condiciones óptimas de operación

Al emplear las condiciones óptimas de operación teniendo en cuenta los valores de los coeficientes de transferencia de calor reportados por Kern (*Kern, 1999*) se ahorran 2508,44 \$/campaña, mientras que tomando los valores referidos por Hugot (*Hugot, 1980*) serían 5625,72 \$/campaña.

Conclusiones

1. Las áreas de transferencia de calor calculadas del evaporador de cuádruple efecto son 53,97; 103,43; 103,43 y 95,19 m² respectivamente.
2. Las condiciones actuales de operación del evaporador de cuádruple efecto son satisfactorias, siendo los coeficientes de transferencia de calor 2010,92; 1875,24; 1281,06 y 843,69 W/m²°C respectivamente; la economía de 3,48; la capacidad de evaporación del equipo de 17954,02 kg/h y el coeficiente de evaporación de 28,24 kg/h-m². Sin embargo, la eficiencia es de 73,57%.
3. A través del método Simplex LP se determinaron como valores óptimos de presión del evaporador de cuádruple efecto 0,6500; 0,4500; 0,2827 y 0,0916 bar respectivamente, siendo el flujo de vapor consumido de 2800,06 kg/h.
4. Las condiciones óptimas de operación representan un ahorro económico por concepto de combustible de 5625,72 \$/campaña.

Recomendaciones

1. Realizar un estudio de la eficiencia del evaporador de cuádruple efecto teniendo en cuenta los efectos del aislamiento térmico.
2. Extender la metodología aplicada a otros productos que se procesan en este equipo como guayaba y mango.

Bibliografía

- ANAYA, D., A. 1996. *A shortcut for designing evaporators* [Online]. Available: <http://www.chemengonline.com>.
- ANDRADE, F. 2015. *Repotenciación del evaporador de doble efecto del laboratorio de operaciones unitarias*. Universidad Técnica de Manabí, Ecuador.
- BERK, Z. 2013. *Food Process Engineering and Technology*, Berlin, Editorial Academic Press.
- BROWN, G. 1985. *Operaciones Básicas de la Ingeniería Química*, La Habana, Editorial Pueblo y Educación.
- CABRERA, E. G., J. 1983. *Fundamento de las Operaciones Unitarias*, La Habana:, Editorial Pueblo y Educación.
- CANO, E. Y. R., L. 2010. *Dimensionamiento de los cuerpos de un sistema de evaporación de múltiple efecto para la producción de mieles a partir de jugos de caña*. Universidad Industrial de Santander. Colombia, Bucaramanga.
- CARDOSO, O. Y. C., G. 2010. *Establecimiento del coeficiente global de transferencia de calor de un evaporador de múltiple efecto para concentración de jugos de caña panelera*.
- CASADO, M. C. 2008. Manual Básico de MatLab.
- CASAS, M. J. Conceptos de simulación de procesos. 2004. Universidad de Chile.
- CENZANO, J. V., A. Y ESTEIRE, E. 2013. *Ciencia y tecnología de los alimentos*, Madrid, Editorial AMV Ediciones.
- CHOI, Y. Y. O., M. R. 1986. *Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods*, New York, Editorial Elsevier.
- DURAN, E. 2010. *Determinación de la eficiencia energética de un sistema de evaporación de múltiple efecto empleado en la concentración de jugos de caña panelera*. Fundación Universidad de América, Colombia.
- ESTRADA, C. Y. F., L. 2010. Algoritmo para el diseño conceptual de evaporadores de múltiple efecto. *Revista Tecnología, Ciencia y Educación*.
- GEANKOPLIS, C. J. 2006. *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*, México, Editorial CECSA.
- GOULD, W. 2008. *Tomato Production, Processing, and Technology*, New York, Editorial Elsevier.
- HAHN, G. 2014. *Evaporator design*. In: *Concentration and drying of foods*, London, Editorial Elsevier.
- HELDMAN, D. Y. L., D. 2008. *Handbook of Food Engineering. Food Science and Technology*, New York, Editorial Taylor and Francis Group and CRC Press.
- HERNÁNDEZ, J. 2013. *Caracterización físico-química y microbiológica del tomate margariteño (Lycopersicum Esculentum Var. España) y*

- evaluación de la efectividad de tratamientos de pre-ensado para el incremento de su vida comercial a temperatura ambiente.* Tesis presentada en opción al grado de Doctor en Ciencias, Universidad de Córdoba, España.
- HERRERA, W. Y. A., J. 2015. *Formulación del diseño del proyecto de una planta productora de pulpa de fruta derivada de mora y tomate de árbol en la ciudad de Cuenca.* Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Industrial, Universidad Politécnica Salesiana, Ecuador.
- HUGOT, E. 1980. *Manual Para Ingenieros Azucareros*, Editorial Pueblo y Educacion
- HUI, Y. Y. E., E. 2015. *Handbook of Vegetable Preservation and Processing*, New York, Editorial Taylor and Francis Group and CRC Press.
- IBARZ, A. Y. F., V. 2014. *Juice Processing: Quality, Safety and Value – Added Opportunities*, New York, Editorial Taylor and Francis Group and CRC Press.
- KERN, D. Q. 1999. *Procesos de Transferencia de Calor*, México, Editorial McGraw-Hill.
- LANZA, G. 2013. *Control multivariable para un evaporador de circulación forzada mediante realimentación del vector de estado.* Universidad de Carabobo, Venezuela.
- MCCABE, W. S., J. Y HARRIOTT, P. 2007. *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*, México D.F, Editorial McGraw-Hill.
- MINTON, P. E. 1986. *Handbook of Evaporation Technology*, New Jersey, Editorial Noyes Publications.
- MIRANDA, W. Y. S., N. 2016. *Procesamiento térmico de alimentos. Teoría, práctica y cálculos*, Madrid, Editorial AMV Ediciones.
- MUÑOZ, A. 2016. *Aplicación informática para el diseño y operación de evaporadores de múltiple efecto en la industria.* Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Industrial, Universidad de Sevilla.
- NÚÑEZ, S. R., E. Y MENDOZA, J. 2011. *Algunas Operaciones Básicas de la Industria Química para el Ingeniero Industrial*, La Habana, Editorial Félix Varela.
- ORTEGA, F. I., Y.; TIRADO, T. Y MONTES, E. 2015. Efecto de la concentración y presión sobre la elevación del punto de ebullición de pasta de tomate (*Lycopersicon esculentum* Mill).
- PANANA, A. E. 2013. *Diseño de evaporadores de múltiple efecto conectados en serie.* Universidad Nacional del Callao, Perú.
- PAVLOV, K. 1981. *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química*, Moscú, Editorial Mir.
- PÉREZ, L. E. A. 2001. Libro de conferencias de optimización.
- PERRY, R. H. Y. G., D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, New York, Editorial McGraw-Hill.
- REIN, P. 2012. *Ingeniería de la caña de azúcar*, Berlin, Editorial Bartens.
- RICHARDSON, P. 2014. *Thermal Technologies in Food Processing*, Cambridge, Editorial Woodhead Publishing Limited.

- RODRÍGUEZ, S. 2013. *Advances in Fruit Processing Technologies*, New York, Editorial Taylor and Francis Group and CRC Press.
- SARAVACOS, G. Y. K., A. 2016. *Handbook of Food Processing Equipment*, New York, Editorial Springer.
- SCENNA, N. Y. C. 2004. *Modelado, simulación y optimización de procesos químicos*, Argentina, Editorial Universidad Tecnológica Nacional.
- SINGH, R. Y. H., D. 2013. *Introduction to Food Engineering*. 5ta ed. San Diego:: Editorial Elsevier.
- SINHA, N. E. A. 2012. *Handbook of Fruits and Fruit Processing*, New Jersey, Editorial John Wiley & Sons.
- SMITH, P. G. 2011. *Introduction to Food Process Engineering*, New York, Editorial Springer.
- SUKANCHAN, P. 2011. *Design of multiple effect evaporator: in a sugar factory with backward feed*, New York, LAP LAMBERT Academic Publishing.
- TOLEDO, R. 2008. *Fundamentals of Food Process Engineering*, New York, Editorial Springer.
- VALDIVIESO, C. 2010. *Instalación y puesta en marcha del evaporador de película descendente UOP20-X-PHW y su aplicación en la obtención de concentrados de sulfato de cobre, jugo de naranja y glucosa*. Universidad San Francisco de Quito, Ecuador.
- VARZAKAS, T. Y. T., C. 2014. *Food Engineering Fundamentals*, New York, Editorial Taylor and Francis Group and CRC Press.
- VICENTE, A. 2016. *Ingeniería y producción de alimentos*, Madrid, Editorial AMV Ediciones.
- VICTORIA, R. Y. M., M. 1995. "ANSTE: Sistema Experto para el análisis de sistemas termo energéticos en centrales azucareros". Trabajo de Diploma.
- WALAS, S. C., J.; PENNEY, W. Y FAIR, J. 2012. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*, New York, Editorial Elsevier.

Anexos

Anexo 1

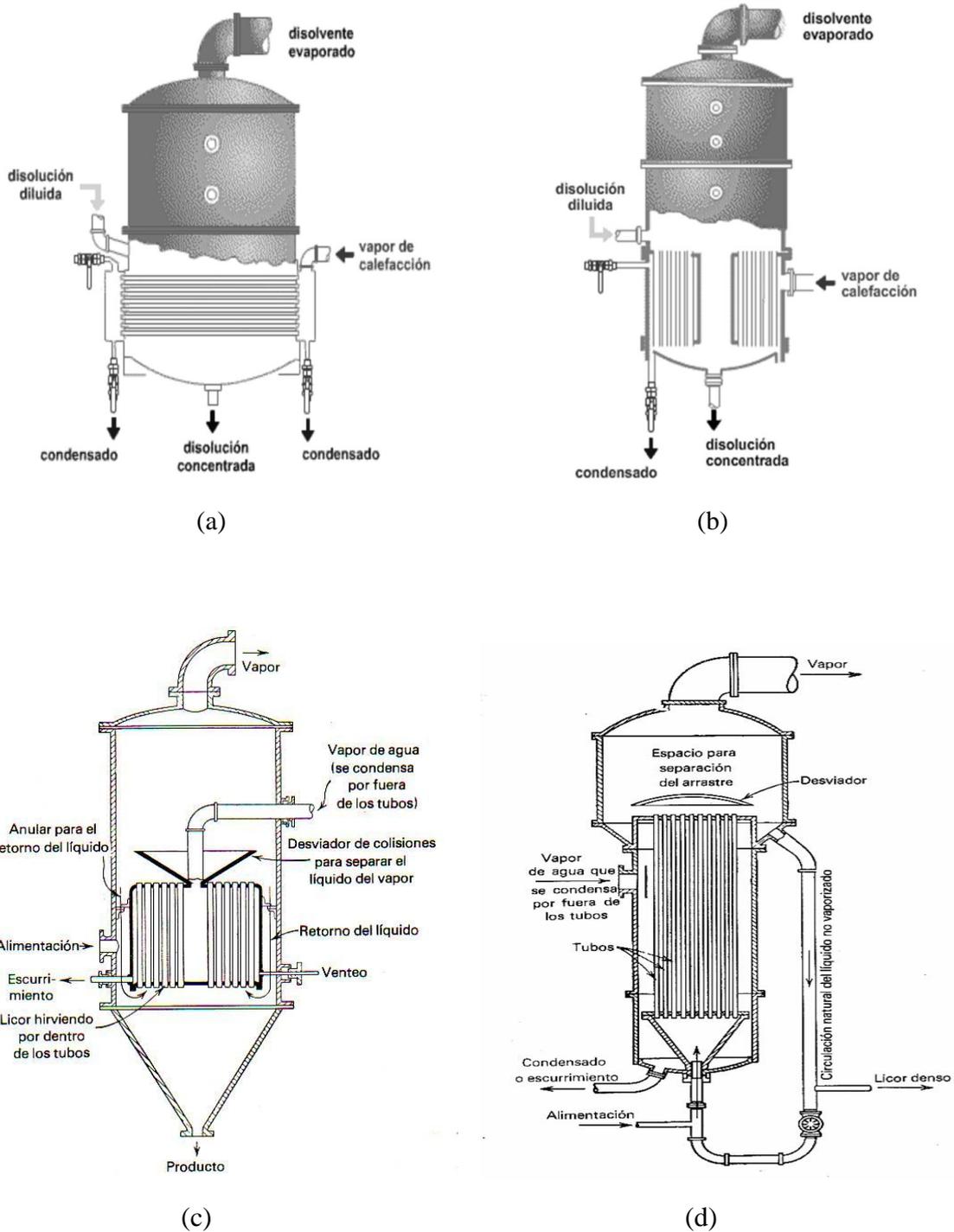
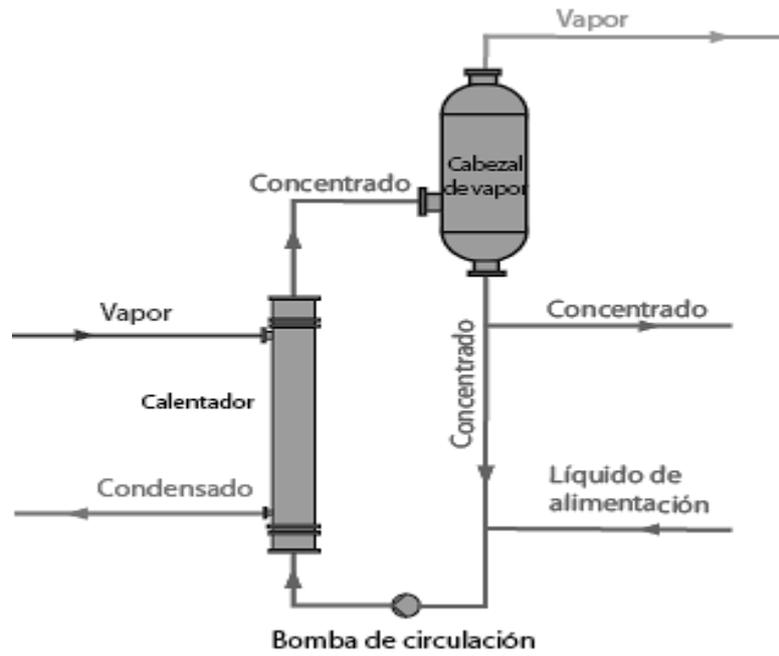
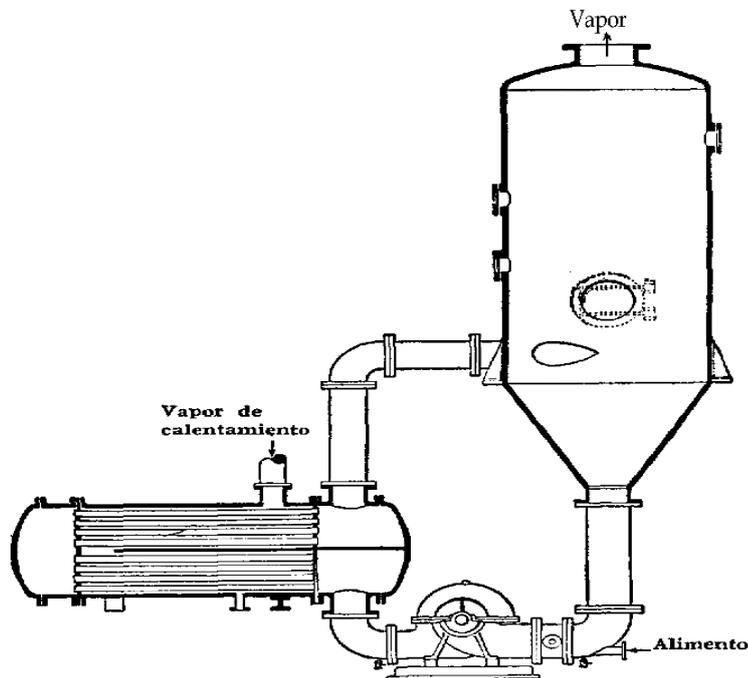


Figura A.1. Evaporadores de circulación natural: (a) evaporador de tubos horizontales, (b) evaporador de calandria con tubos verticales, (c) evaporador de tubos verticales con canasta, (d) evaporador de tubos verticales largos.

Anexo 2



(a)



(b)

Figura A.2. Evaporadores de circulación forzada: (a) con elemento calefactor vertical, (b) con elemento calefactor horizontal.

Anexo 3

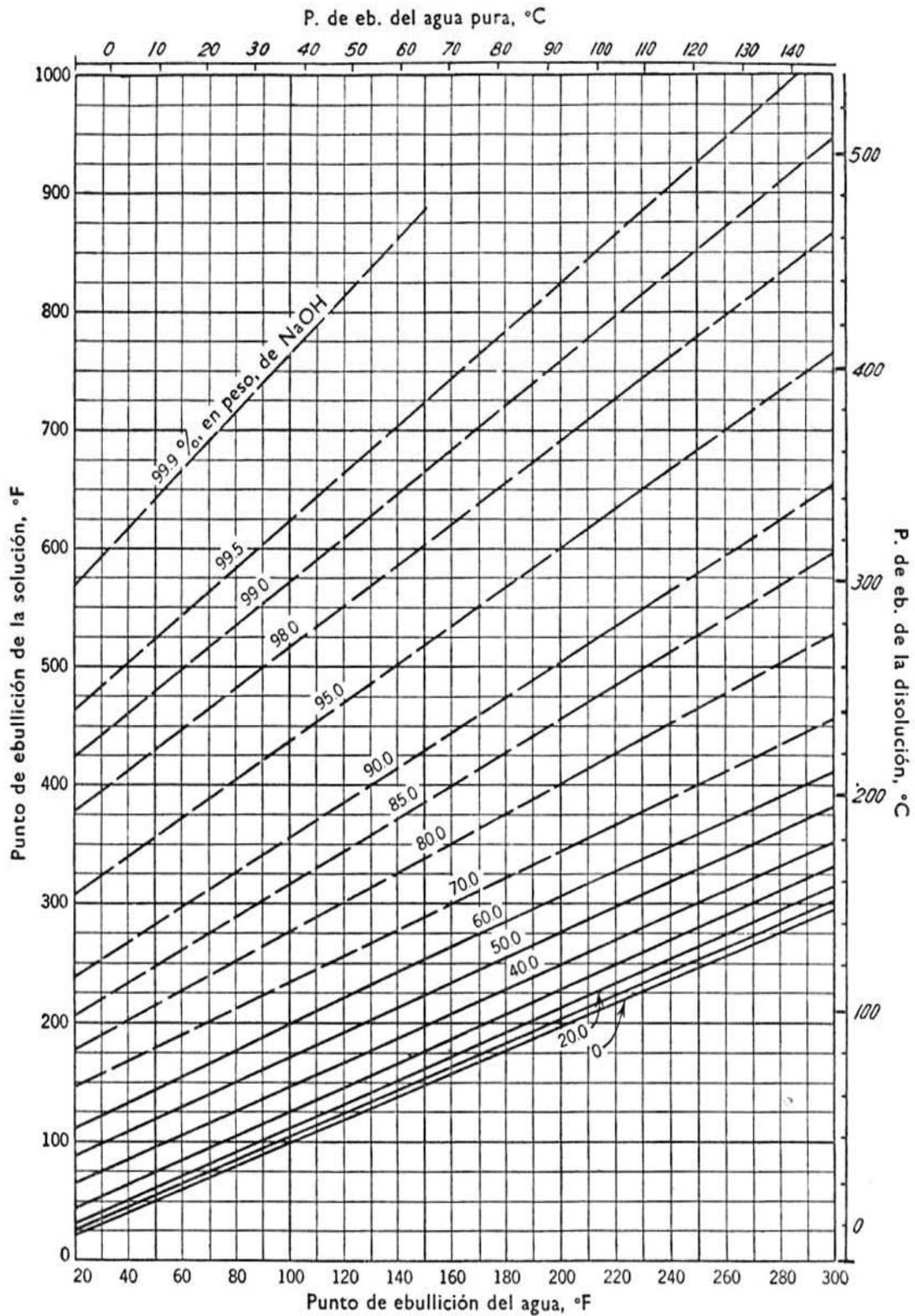


Figura A.3. Diagrama de *Dühring* para disoluciones acuosas de hidróxido de sodio.

Fuente: Brown, 1985.

Anexo 4

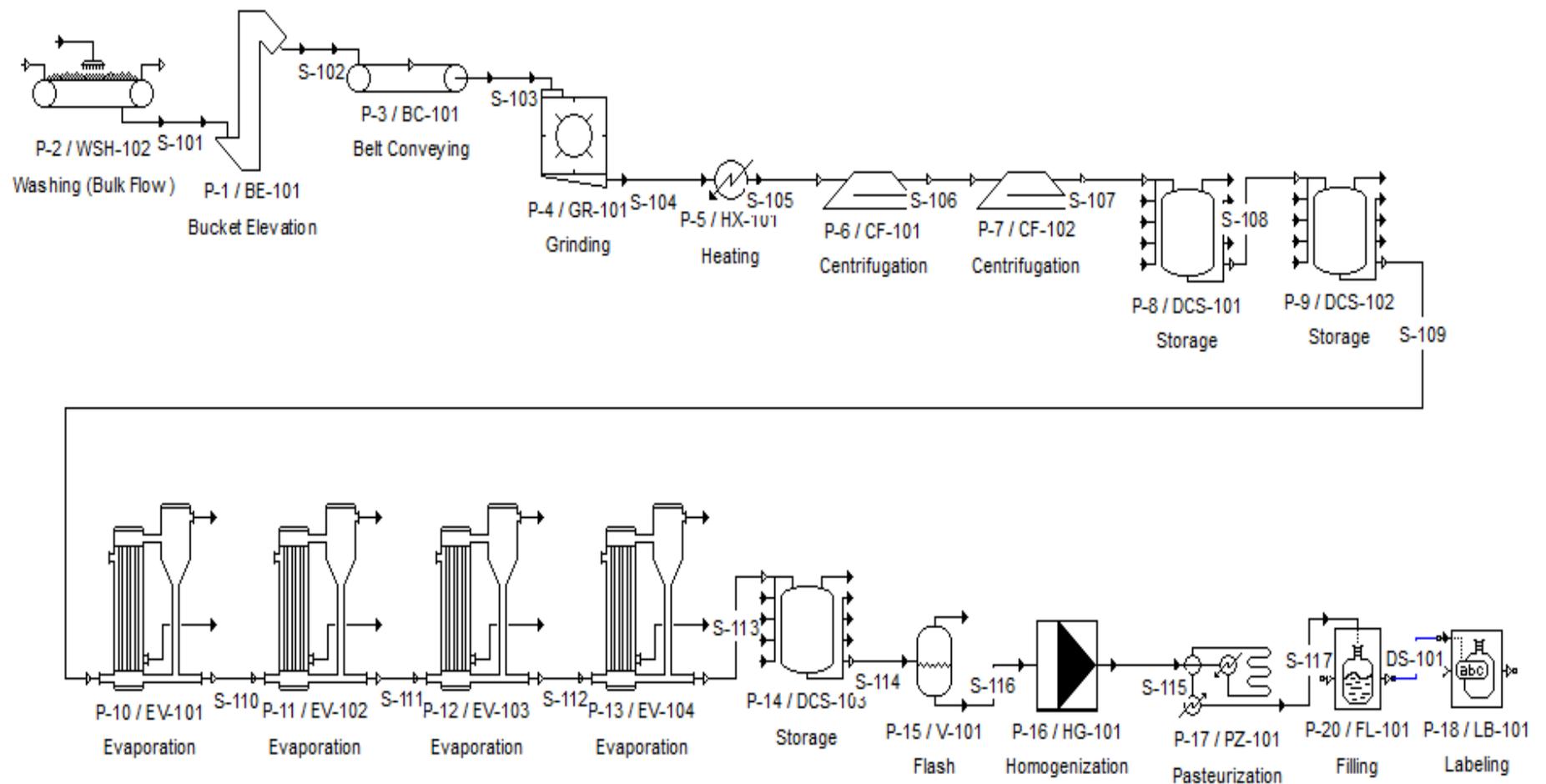


Figura A.4. Diagrama de flujo del proceso de producción de puré de tomate concentrado.

Anexo 5



Figura A.5. Evaporador de cuádruple efecto con circulación forzada, modelo AN/360.

Anexo 6

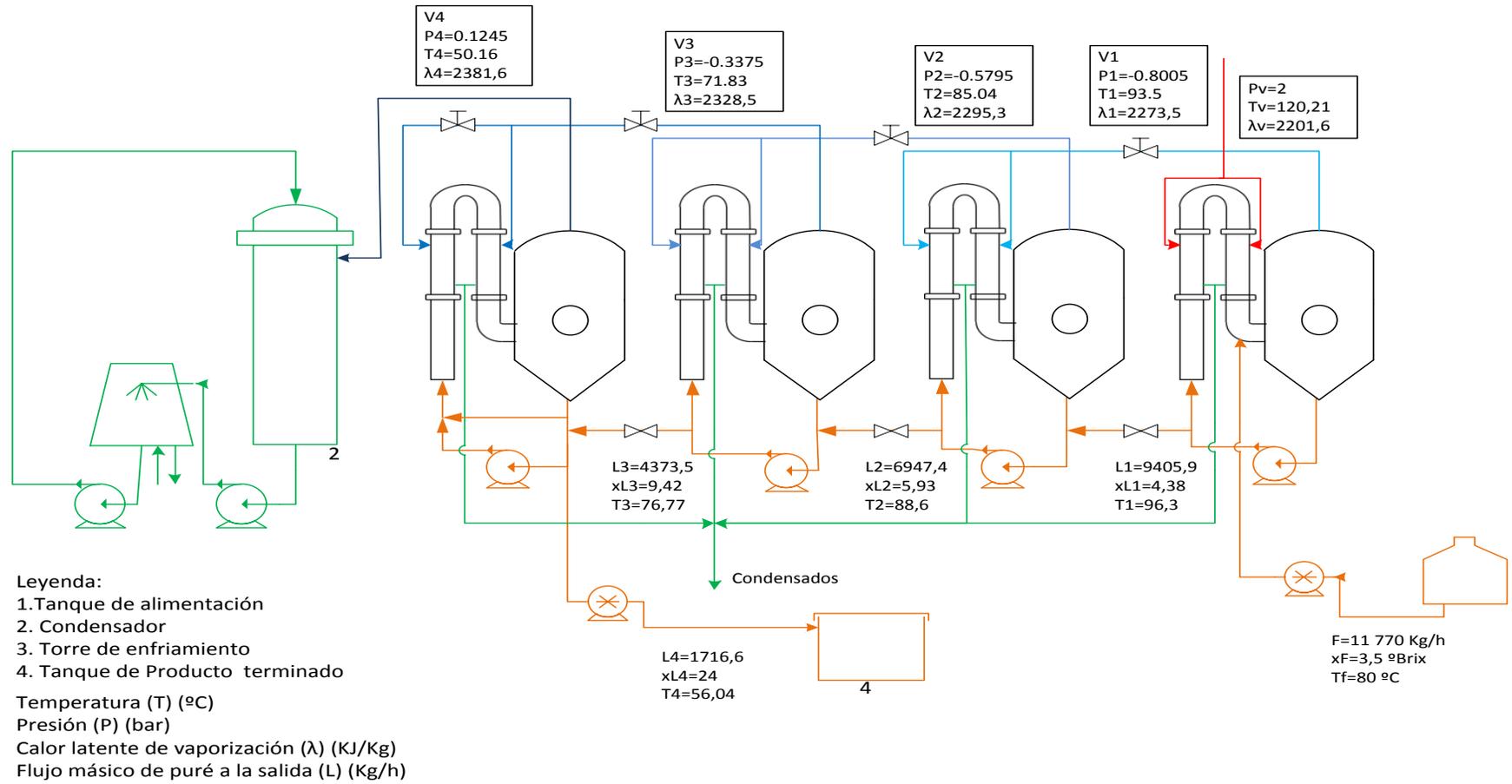


Figura A.6. Evaporador de cu3druple efecto con circulaci3n forzada.

Anexo 7

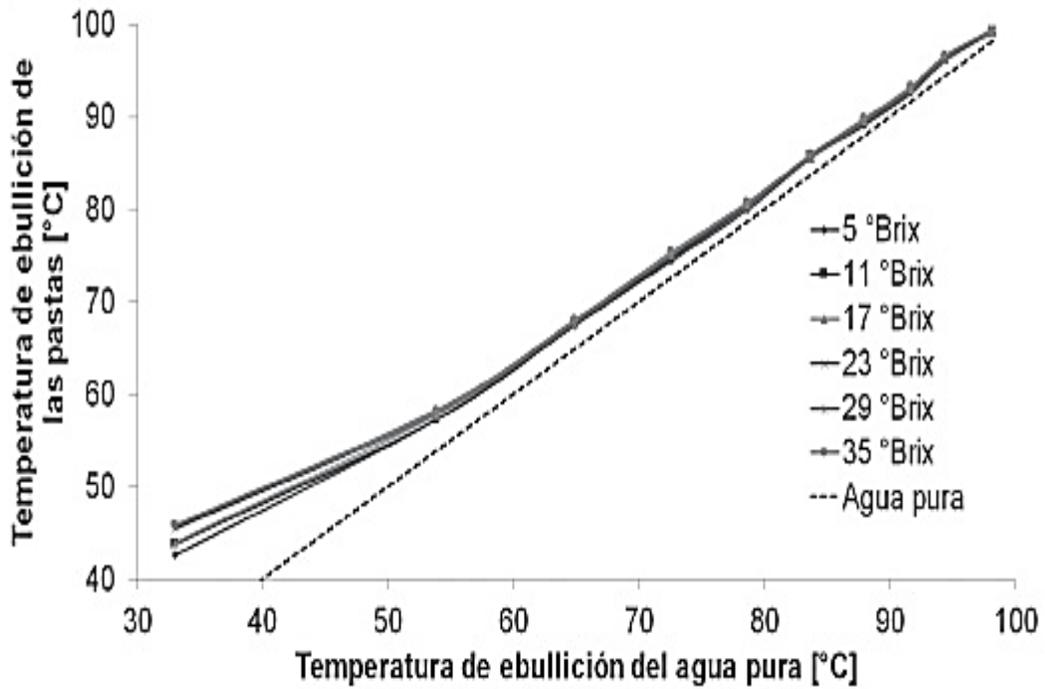


Figura A.7. Diagrama de *Dühring* para pastas de tomate a diferentes concentraciones.

Fuente: Ortega *et al.*, 2015.

Anexo 8

```

%Datos
clc
P1=0.8005;          c1=4.13;
P2=0.5795;          Tb1=100.344+21.0904.*log(P1);
P3=0.3375;          l1=2270.7-49.4955.*log(P1);
P4=0.1245;          c2=4.11;
Ts=120.21;          Tb2=100.344+21.0904.*log(P2);
ls=2201.6;          l2=2270.7-49.4955.*log(P2);
WF=11770;           c3=4.04;
cF=4.14;            Tb3=100.344+21.0904.*log(P3);
TF=80;              l3=2270.7-49.4955.*log(P3);
t=0.56;             Tb4=100.344+21.0904.*log(P4);
                    l4=2270.7-49.4955.*log(P4);

A1=54;
A2=103.5;
A3=103.5;
A4=95;

xF=0.035;
x4=0.24;
W14=WF*(1-xF/x4);

@Iniciamos
% Ws; W1; W2; W3; W4; x1; x2; x3;

calc1=WF.*cF.*(TF-Tb1);
calc2=c1.*(Tb1-Tb2);
calc3=WF.*c1.*(Tb1-Tb2);
calc4=c2.*(Tb2-Tb3);
calc5=WF.*c2.*(Tb2-Tb3);
calc6=c3.*(Tb3-Tb4);
calc7=WF.*c3.*(Tb3-Tb4);

p11=1s;      p12=-11;      p13=0;      p14=0;      p15=0;
p21=0;      p22=11-calc2;  p23=-12;   p24=0;      p25=0;
p31=0;      p32=-calc4;    p33=12-calc4; p34=-13;   p35=0;
p41=0;      p42=-calc6;    p43=-calc6; p44=13-calc6; p45=14;
p51=0;      p52=1;      p53=1;      p54=1;      p55=1;

A=[p11,p12,p13,p14,p15;p21,p22,p23,p24,p25;p31,p32,p33,p34,p35;p41,p44,p45;p51,p52,p53,p54,p55];

b=[-calc1;-calc3;-calc5;-calc7;W14];

x=(A)\b;

W=x';
Ws=W(1);
W1=W(2);
W2=W(3);
W3=W(4);
W4=W(5);

UD1=((Ws+1s)*1000/3600)/(A1*(Tb1-TF))
UD2=((W1+11)*1000/3600)/(A2*(Tb1-Tb2))
UD3=((W2+12)*1000/3600)/(A3*(Tb2-Tb3))
UD4=((W3+13)*1000/3600)/(A4*(Tb3-Tb4))

x1=WF+xF/(WF-W1)
x2=(WF-W1)*x1/(WF-W1-W2)
x3=(WF-W1-W2)*x2/(WF-W1-W2-W3)

```

Figura A.8. Algoritmo de programación para determinar la composición másica de puré de tomate a la salida del primer, segundo y tercer efecto del evaporador de múltiple efecto.

Anexo 9



(a)



(b)



(c)



(d)

Figura A.9. Haz de tubos en los calentadores del evaporador: (a) primer efecto, (b) segundo efecto, (c) tercer efecto, (d) cuarto efecto.