

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL
FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES Y MATEMÁTICAS

**“Evaluación de un sistema de evaporación para concentrar levadura inactiva,
reemplazando el proceso de centrifugación”**

TRABAJO FINAL DE GRADUACIÓN

Proyecto integrador

Código del proyecto:

INGE - 3000

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Presentado por:

ANDRADE GONZÁLEZ ISAÍAS GABRIEL
TERÁN PEÑARRIETA ROBERTH ANTHONY

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2025

Dedicatoria

Dedico el presente proyecto a mis padres, por su constante apoyo y motivación durante mis estudios. A mis abuelos, mis hermanos, mis tíos, quienes siempre me motivaban a seguir estudiando y poder cumplir mis sueños. A mis amigas Kaisy, Mabell, y Andrea quienes me ayudaban a siempre continuar la carrera.

Andrade González Isaías Gabriel

Dedicatoria

A Dios, por darme la sabiduría y la salud necesaria para culminar este proyecto. A mis padres y familiares, cuya confianza y apoyo económico y emocional fueron el motor de mis estudios. Y a mis amigos de carrera, con quienes compartí muchas risas y cuya amistad valoro profundamente.

Roberth Anthony Terán Peñarrieta

Agradecimientos

Agradezco a nuestro tutor, el MSc. Marcelo Arizaga y al Ing. Wilfrido Quiñonez, por su constante guía y por ser piezas claves durante la realización de este trabajo. A la MSc. Myrian Santos, cuya contribución fue esencial para el desarrollo del proyecto. A mi compañero de tesis Roberth Terán por siempre apoyarme y motivarme a seguir adelante y a los amigos que hice durante la carrera.

Andrade González Isaías Gabriel

Agradecimientos

Expreso mi más profundo agradecimiento a nuestro tutor, el MSc. Marcelo Arizaga, y al Ing. Wilfrido Quiñónez, por su guía constante y paciencia. De igual manera, agradezco a la MSc. Myrian Santos, cuya contribución y conocimientos fueron esenciales para culminar este proyecto.

A mi compañero de tesis, Isaías Andrade, le agradezco por su apoyo y por el excelente trabajo en equipo. Finalmente, extendo mi gratitud a los amigos que hice durante la carrera, con quienes compartí este camino de aprendizaje y crecimiento personal.

Roberth Anthony Terán Peñarrieta

Declaración Expresa

Nosotros **Andrade González Isaías Gabriel** y **Terán Peñarrieta Roberth Anthony** acordamos y reconocemos que:

La titularidad de los derechos patrimoniales de autor (derechos de autor) del proyecto de graduación corresponderá al autor o autores, sin perjuicio de lo cual la ESPOL recibe en este acto una licencia gratuita de plazo indefinido para el uso no comercial y comercial de la obra con facultad de sublicenciar, incluyendo la autorización para su divulgación, así como para la creación y uso de obras derivadas. En el caso de usos comerciales se respetará el porcentaje de participación en beneficios que corresponda a favor del autor o autores.

La titularidad total y exclusiva sobre los derechos patrimoniales de patente de invención, modelo de utilidad, diseño industrial, secreto industrial, software o información no divulgada que corresponda o pueda corresponder respecto de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada por nosotros durante el desarrollo del proyecto de graduación, pertenecerán de forma total, exclusiva e indivisible a la ESPOL, sin perjuicio del porcentaje que nos corresponda de los beneficios económicos que la ESPOL reciba por la explotación de nuestra innovación, de ser el caso.

En los casos donde la Oficina de Transferencia de Resultados de Investigación (OTRI) de la ESPOL comunique a los autores que existe una innovación potencialmente patentable sobre los resultados del proyecto de graduación, no se realizará publicación o divulgación alguna, sin la autorización expresa y previa de la ESPOL.

Guayaquil, 22 de octubre de 2025.

Andrade González Isaías
Gabriel

Terán Peñarrieta Roberth
Anthony

EVALUADORES

MSc. Nadia Flores

Profesor de Materia

MSc. Marcelo Arizaga

Tutor de proyecto

RESUMEN

El presente proyecto evalúa un sistema de evaporación térmica como alternativa al proceso de centrifugación para la concentración de levadura inactiva y la recuperación de etanol en una planta destiladora. El objetivo es diseñar y analizar un evaporador de simple efecto que permita reducir las pérdidas de alcohol, mejorar la eficiencia energética del proceso y aumentar la rentabilidad operativa. Se plantea como hipótesis que la sustitución del proceso de centrifugación por un sistema de evaporación controlada permite una recuperación más eficiente del etanol, justificándose por su impacto técnico, económico y ambiental en el sector agroindustrial. El desarrollo del proyecto se basó en el diseño y simulación de un evaporador de película descendente, utilizando balances de materia y energía, correlaciones termodinámicas y simulación en Aspen Plus. Se consideraron parámetros operativos, propiedades físico-químicas de la solución y criterios de diseño térmico y mecánico, bajo supuestos de operación en estado estacionario. Los resultados mostraron una adecuada concentración de la levadura hasta 80 °Brix, una recuperación significativa de etanol y un desempeño térmico favorable del sistema. El análisis económico evidenció indicadores positivos de rentabilidad frente al proceso de centrifugación. Se concluye que el sistema de evaporación propuesto constituye una alternativa técnica y económicamente viable para la planta destiladora evaluada.

Palabras Clave: Evaporación térmica, Recuperación de alcohol, Análisis económico, Simulación de procesos

ABSTRACT

This project evaluates a thermal evaporation system as an alternative to the centrifugation process for the concentration of inactive yeast and the recovery of ethanol in a single distillery plant. The objective is to design and analyze a single-effect evaporator that reduces alcohol losses, improves process energy efficiency, and increases operational profitability. The hypothesis proposes that replacing centrifugation with a controlled evaporation system enables more efficient ethanol recovery, which is justified by its technical, economic, and environmental impact on the agroindustrial sector. The project development was based on the design and simulation of a falling film evaporator, using mass and energy balances, thermodynamic correlations, and process simulation with Aspen Plus. Operating parameters, physicochemical properties of the solution, and thermal and mechanical design criteria were considered under steady-state operating assumptions. The results showed adequate yeast concentration up to 80 °Brix, significant ethanol recovery, and favorable thermal performance of the system. The economic analysis demonstrated positive profitability indicators when compared to the centrifugation process. It is concluded that the proposed evaporation system represents a technically and economically viable alternative for improving process efficiency and resource utilization in the evaluated distillery plant.

Keywords: *Thermal evaporation, Alcohol recovery, Economic analysis, Process simulation*

ÍNDICE GENERAL

Evaluadores.....	vii
Resumen	viii
Abstract	ix
Índice general	x
Abreviaturas	xiv
Simbología.....	xv
Índice de figuras	xvi
Índice de tablas	xvii
Capítulo 1	1
1 Introducción	2
1.1 Descripción del Problema	3
1.2 Justificación	3
1.3 Objetivos	5
1.3.1 Objetivo general	5
1.3.2 Objetivos específicos.....	5
1.4 Marco teórico	5
1.4.1 Evaporación	5
1.4.2. Concentrado de levadura y etanol en evaporadores para industrias destiladoras	6
1.4.3. Factores relevantes de la solución a concentrar	6
1.4.3.1 Concentración	6
1.4.3.2. Formación de espuma.....	7
1.4.3.3 Sensibilidad a la temperatura.....	7
1.4.3.4 Incrustaciones	7
1.4.3.5 Materiales de construcción	8

1.4.3.6 Elevación del punto de ebullición	8
1.4.3.7 Otras propiedades del líquido.....	8
1.4.4 Tipos de evaporadores	9
1.4.4.1 Evaporadores de tubos horizontales con circulación natural.....	9
1.4.4.2 Evaporador de tubos verticales con circulación natural.....	9
1.4.4.3 Evaporador de tubos largos	10
1.4.4.4 Evaporador de película descendente (falling film)	11
1.4.4.5 Evaporador de circulación forzada	11
1.4.4.6 Evaporador de película agitada	12
1.4.5 Evaporadores de simple efecto	12
1.4.6 Balance de materia.....	13
1.4.7 Balance de energía	14
1.4.8 Cantidad de calor transferido	15
1.4.9 Economía del vapor.....	16
1.4.10 Coeficiente global de transferencia de calor.....	16
Capítulo 2	17
2. Metodología.....	18
2.1 Definición del sistema	18
2.1.1 Supuestos de diseño	18
2.1.2 Especificaciones de diseño	19
2.1.3 Calor específico y composiciones	20
2.2 Balances de materia y energía	21
2.2.1 Balance de materia.....	22
2.3 Datos preliminares para el balance de energía.....	23
2.3.1 Cálculos de las entalpías de alimentación y concentrado	23
2.3.2 Cálculo de la entalpía y temperatura en base al vapor de la solución.....	23
2.3.3 Cálculo de la elevación del punto de ebullición (EPE).....	24

2.3.4 Cálculo de la entalpía y temperatura en base al vapor de agua.....	26
2.3.5 Balance de energía para todo el sistema	26
2.3.6 Calculo del área de transferencia de calor	26
2.3.7 Cálculo de la economía del vapor	28
2.4 Metodología de la simulación en Aspen Plus.....	28
2.4.1 Configuración inicial del entorno de simulación.....	28
2.4.2 Selección del modelo termodinámico	29
2.4.3 Definición de componentes del sistema	29
2.4.4 Ingreso de la corriente de alimentación.....	30
2.4.5 Modelado del evaporador en Aspen Plus.....	30
2.4.6 Corrientes de salida del proceso	31
2.4.7 Verificación de convergencia del modelo	31
2.4.8 Validación de resultados	32
Capítulo 3	33
3. Resultados y análisis.....	34
3.1 Alcance y enfoque del análisis de resultados	34
3.2 Resultados de configuración general y geometría del evaporador	34
3.3 Resultados operativos finales del sistema de evaporación.....	36
3.3.1 Desempeño térmico del evaporador.....	36
3.3.2 Comportamiento hidráulico y caída de presión	37
3.3.3 Evaluación del régimen falling film	38
3.3.4 Análisis mecánico y vibracional.....	39
3.4 Síntesis del desempeño del equipo	40
3.5 Relación entre el área teórica requerida y el área de diseño del evaporador.....	41
3.6 Evaluación económica del proceso de evaporación	42
3.6.1 Costos de inversión de capital (CAPEX).....	42
3.6.2 Costos operativos (OPEX)	43

3.6.3 Desglosado de costos por equipos	44
3.6.4 Indicadores de rentabilidad	45
3.7 Comparación técnico-económica entre el proceso de centrifugación y el proceso de evaporación	46
3.8 Discusión integrada de resultados.....	48
3.9 Consideraciones y limitaciones del análisis.....	49
Capítulo 4	52
4.1 Conclusiones y recomendaciones	53
4.1.1 Conclusiones	53
4.1.2 Recomendaciones	54
Referencias	56
Apéndice A	60

ABREVIATURAS

ASHRAE	American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers
CAPEX	Capital Expenditure (Inversión de capital)
EDR	Exchanger Design & Rating
EPE	Elevación del punto de ebullición
FOB	Free On Board (Franco a Bordo)
MARR	Minimum Acceptable Rate of Return (Tasa mínima aceptable de retorno)
OPEX	Operating Expenditure (Costos de operación)
TIR	Tasa Interna de Retorno
USD	United States Dólar (Dólar estadounidense)
VAN	Valor Actual Neto

SIMBOLOGÍA

CO_2	Dióxido de Carbono
E	Economía del vapor
m^2	Metro cuadrado
kJ/kg	Kilojoule por kilogramo
$kJ/kg\ ^\circ C$	Kilojoule por kilogramo – grados centígrados
K	Grados Kelvin
mbar	Milibares
P	Presión
U	Coefficiente global de transferencia de calor
$W/m^2\ ^\circ C$	Watts por metro cuadrado – grados centígrados

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: <i>Diagrama de un evaporador de tubos horizontales con circulación natural</i>	9
Figura 1.1: <i>Diagrama de un evaporador de tubos verticales con circulación natural</i>	10
Figura 1.2: <i>Diagrama de un evaporador de tubos largos</i>	10
Figura 1.3: <i>Diagrama de un evaporador de película descendente</i>	11
Figura 1.4: <i>Diagrama de un evaporador de circulación forzada</i>	12
Figura 1.5: <i>Diagrama básico de un evaporador de simple efecto</i>	13
Figura 2.1: <i>Diagrama básico del evaporador con los datos de diseño</i>	22
Figura 2.2: <i>Valores de los parámetros para evaluar el aumento del punto de ebullición de soluciones azucaradas</i>	25
Figura 2.3: <i>Tabla de coeficientes globales típicos de evaporadores</i>	27
Figura 2.4: <i>Representación del evaporador modelado en Aspen Plus</i>	31

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1: <i>Datos de entrada del diseño del evaporador</i>	19
Tabla 2.2: <i>Valores de Cp para cada componente y concentración inicial</i>	20
Tabla 2.3: <i>Valores de Cp para cada componente y concentración final</i>	20
Tabla 3.1: <i>Configuración general y geometría del evaporador de película descendente</i>	34
Tabla 3.2: <i>Resultados térmicos y distribución de resistencias del evaporador</i>	36
Tabla 3.3: <i>Resultados hidráulicos del evaporador</i>	37
Tabla 3.4: <i>Verificación del régimen de evaporación tipo falling film</i>	38
Tabla 3.5: <i>Parámetros mecánicos y verificación vibracional del evaporador</i>	39
Tabla 3.6: <i>Datos de inversión de capital</i>	43
Tabla 3.7: <i>Datos de costos operativos anuales</i>	43
Tabla 3.8: <i>Datos de los componentes del sistema de evaporación</i>	45
Tabla 3.9: <i>Indicadores de retorno de la inversión del proyecto</i>	46
Tabla 3.10: <i>Comparativa de balance de masa para la recuperación de alcohol etílico</i> .	48

CAPÍTULO 1

1 INTRODUCCIÓN

Actualmente en Ecuador existen empresas del sector agroindustrial que se dedican al procesamiento y comercialización de productos derivados de la miel y caña de azúcar, entre ellos alcohol etílico extra neutro, CO_2 , alcohol anhidro, levadura seca y vinaza (Gavilánez & Hernández, 2013). Este sector se halla inmerso en un proceso constante de modernización tecnológica con un enfoque primordial en la eficiencia energética y el aprovechamiento de todos sus recursos. En este contexto, las técnicas de separación y recuperación de componentes de alto valor, como el etanol y la levadura, se vuelven cruciales buscando cómo mejorar estas operaciones para asegurar la sostenibilidad económica de las instalaciones productivas y fortalecer la competitividad del sector a nivel general (Suárez et al., 2016).

Sin embargo, uno de los principales desafíos que enfrentan estas industrias es la pérdida de etanol durante las operaciones de separación, lo cual afecta la eficiencia global de los procesos y disminuye la rentabilidad de la producción (Pérez et al., 2015). Este problema técnico ha impulsado la búsqueda de alternativas que permitan optimizar la recuperación de compuestos volátiles mediante procesos térmicos controlados, asegurando un mejor aprovechamiento energético y un menor impacto ambiental (Padilla et al., 2020). La concentración es la fase más crucial para el desarrollo de este proyecto, ya que implica la utilización de la evaporación, la cual se reconoce como uno de los métodos de separación predominante en el ámbito industrial (Raviolo, 2021).

En el presente trabajo se busca analizar el diseño y evaluación de un evaporador de película descendente, considerando las distintas propiedades que afectan el funcionamiento del equipo (Díaz et al., 2013). Este tipo de evaporador es ampliamente hoy en día en la elaboración de jugo de caña de azúcar, entre otras más soluciones, los factores más importantes que se tomaron en cuenta para la selección de este equipo son: sus coeficientes de transferencia de calor (U), área de transferencia, la concentración inicial de la solución y la elevación del punto de ebullición (Colcha, 2017). Si bien el proceso de evaporación puede ejecutarse con diversos diseños (como evaporadores de tubos verticales u horizontales, cuya

elección depende de las restricciones y parámetros de la solución), el presente proyecto se enfoca específicamente en desarrollar el diseño y la simulación de un evaporador de simple efecto acorde con las especificaciones técnicas establecidas.

De manera general, la investigación se orienta a proponer una alternativa tecnológica eficiente que mejore la recuperación de etanol y el aprovechamiento energético en plantas destiladoras, contribuyendo así a la sostenibilidad y competitividad del sector agroindustrial ecuatoriano.

1.1 Descripción del Problema

Desde el año 2022, una empresa destiladora de alcoholes, enfrenta pérdidas significativas de etanol durante la etapa de centrifugación empleada para la separación de levadura. En esta operación, aunque se obtiene una levadura inactiva seca y de buena calidad, una fracción considerable del alcohol se pierde junto con la corriente líquida del proceso, generando un impacto económico notable y reduciendo la eficiencia global del sistema de producción.

El problema radica en que la centrífuga, diseñada para la separación sólido-líquido, no resulta adecuada para la recuperación de compuestos volátiles como el etanol. Esta limitación técnica impide aprovechar completamente la materia prima y afecta los balances de materia y energía, comprometiendo la rentabilidad y el uso eficiente de los recursos.

Ante esta situación, surge la necesidad de identificar una alternativa tecnológica que permita mejorar la recuperación del etanol y las condiciones de operación del proceso. Para ello, se consideran como variables de interés la temperatura, la presión, el flujo de vapor y la eficiencia térmica, parámetros que inciden directamente en la concentración de levadura y en el aprovechamiento energético del sistema.

1.2 Justificación

La pérdida de etanol que ocurre durante la fase de centrifugación, fundamental para la separación de la levadura, constituye una limitación técnica y financiera significativa para las

plantas destiladoras que utilizan subproductos de la caña de azúcar. Esta ineficiencia reduce el aprovechamiento global del sistema, incrementa las pérdidas de materia prima y afecta de manera negativa la rentabilidad de la operación (Guevara et al., 2023). En este contexto, se justifica la necesidad de implementar una alternativa tecnológica que permita recuperar dicho etanol y fortalecer el control del proceso.

Desde una perspectiva técnica, la incorporación de un sistema de evaporación térmica representa una solución efectiva, ya que permite recuperar el alcohol presente en el flujo líquido mediante su transformación en vapor, el cual puede ser posteriormente condensado y reutilizado (Basantes, Montesdeoca & Santos, 2014). Al mismo tiempo, facilita una concentración más eficiente de la levadura mediante principios de transferencia de calor y equilibrio de fases. Así, el proyecto contribuye a reducir las pérdidas de etanol y ofrece un mayor control sobre variables operacionales críticas como la temperatura, la presión y el flujo de vapor.

En el ámbito económico, la recuperación del etanol actualmente perdido constituye una oportunidad para incrementar los ingresos de la planta sin necesidad de aumentar la cantidad de materia prima procesada. Adicionalmente, al mejorar la eficiencia energética mediante el aprovechamiento del vapor disponible, se reducen los costos operativos asociados a la generación de calor y al funcionamiento de los equipos. Esta mejora favorece la sostenibilidad del proceso y aporta beneficios directos a la competitividad del sistema productivo.

Finalmente, desde un enfoque ambiental y social, la valorización integral de los subproductos de la industria destiladora se alinea con los principios de la economía circular. La disminución de pérdidas y el uso más eficiente de la energía contribuyen a reducir la huella ecológica del proceso, fortaleciendo la sostenibilidad y la responsabilidad ambiental del sector agroindustrial (Flores, 2019).

En conjunto, estos elementos justifican plenamente la pertinencia del proyecto, ya que su implementación permitirá mejorar la eficiencia técnica y económica del proceso de destilación y del manejo de la levadura, además de generar beneficios sostenibles y replicables en otras plantas del sector.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

- Diseñar un sistema de evaporación térmica de simple efecto que permita la recuperación de etanol y concentración de levadura, reduciendo en un 5% las pérdidas de alcohol, asegurando el consumo energético y la rentabilidad a largo plazo.

1.3.2 Objetivos específicos

- Analizar las condiciones operativas del proceso actual de separación de levadura identificando las causas de las pérdidas de etanol y su impacto en la eficiencia del sistema productivo
- Determinar los parámetros termodinámicos y de operación necesarios para el diseño del sistema de evaporación térmica de simple efecto
- Evaluar la eficiencia energética, costos de mantenimiento y la recuperación de etanol del sistema propuesto, comparando sus resultados con el proceso de centrifugación actual para el establecimiento de su viabilidad técnica y económica

1.4 Marco teórico

1.4.1 Evaporación

La evaporación es una operación unitaria que consiste en la separación de una solución compuesta de un componente volátil (en la mayoría de los casos es agua) y otro no volátil. Esto se logra mediante la ebullición de la mezcla, lo que genera un vapor compuesto por los elementos más volátiles del líquido original (McCabe et al., 2007). Este proceso se emplea en la concentración de diversas soluciones acuosas, abarcando desde productos como azúcar, cloruro de sodio, concentrado de frutas, hidróxido de sodio (soda cáustica), glicerina, leche, etc. (Bonilla et al., 2019). En todos estos procesos, el objetivo primordial es obtener la solución

concentrada como producto de valor, mientras que el agua es generalmente el componente que se desecha o se recupera como subproducto.

1.4.2. Concentrado de levadura y etanol en evaporadores para industrias destiladoras

En el Ecuador y a nivel internacional, existen distintas industrias que se encargan de la concentración de etanol y levadura a partir de derivados de la miel y caña de azúcar. No obstante, la limitante por reducción de la eficiencia de equipos desencadena en una disminución en el valor agregado de la producción. Es por esto que constantemente se busca en diferentes formas de innovar en la tecnología para aprovechar los recursos (Párraga et al., 2020).

Por ejemplo, en la Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas en Santa Clara, Cuba, se demostró que podían concentrar crema de levadura en evaporadores de triple efecto, lo que resultó ser un proceso que busca la rentabilidad y el aprovechamiento de los residuos de la destilería. Esta decisión se basa en que el consumo de vapor de la caldera disminuye con el aumento de efectos, logrando un mejor aprovechamiento. Este diseño garantiza condiciones operativas óptimas y minimiza los gastos de operación (Pérez et al., 2015).

1.4.3. Factores relevantes de la solución a concentrar

La solución práctica a un problema de evaporación está en estrecha relación con el carácter del líquido que se concentra. Es la gran variedad de características de licores (que demanda criterio y experiencia en el diseño y operación de evaporadores) lo que amplía esta operación desde una sencilla transferencia de calor hasta un arte separado. A continuación, se comentan algunas de las propiedades más importantes de los líquidos que se evaporan.

1.4.3.1 Concentración

En un proceso de evaporación, la solución de alimentación suele ingresar con un bajo contenido de sólidos y propiedades similares a las del agua. A medida que avanza la concentración, la mezcla se vuelve más densa y viscosa, lo que dificulta la transferencia de

calor. Cuando la solución alcanza la saturación, pueden formarse cristales que obstruyen los tubos del equipo si no se separan adecuadamente. Además, el incremento del contenido de sólidos eleva el punto de ebullición de la mezcla, por lo que una solución concentrada puede hervir a temperaturas significativamente mayores que el agua bajo la misma presión (McCabe et al., 2007).

1.4.3.2. Formación de espuma

Durante la vaporización, algunas soluciones, especialmente las que contienen compuestos orgánicos tienden a producir espuma estable. Esta espuma puede acompañar al vapor que sale del evaporador y ocasionar el arrastre de gotas líquidas, afectando la pureza del vapor y la eficiencia del proceso. Por ello, en operaciones industriales es común implementar separadores de gotas o deflectores que minimicen este fenómeno y garanticen una separación más limpia del vapor (Geankoplis, 2003).

1.4.3.3 Sensibilidad a la temperatura

Ciertos materiales, como productos farmacéuticos, alimentos y químicos finos, pueden degradarse o perder propiedades cuando se someten a temperaturas moderadas por tiempos prolongados. En estos casos, es necesario emplear técnicas que reduzcan tanto la temperatura de operación como el tiempo de exposición al calor, tal como ocurre en los evaporadores de película descendente, donde el contacto térmico es breve y controlado (Raviolo, 2021).

1.4.3.4 Incrustaciones

Algunas soluciones generan depósitos sólidos o costras sobre la superficie de intercambio térmico, lo que reduce el coeficiente global de transferencia de calor y obliga a detener la operación para realizar limpieza. Este problema puede mitigarse seleccionando materiales adecuados y operando a condiciones que minimicen la precipitación de sales o compuestos orgánicos (Treybal, 1980).

1.4.3.5 Materiales de construcción

Los evaporadores suelen fabricarse con acero al carbono o inoxidable debido a su resistencia y buena conductividad térmica. No obstante, cuando las soluciones son corrosivas o sensibles a la contaminación metálica, se emplean materiales especiales como cobre, níquel, aluminio, grafito o plomo. Dado que estos materiales suelen tener un costo elevado, es fundamental diseñar equipos que logren altas tasas de transferencia de calor, optimizando así el tamaño y el costo del sistema (Geankoplis, 2003).

1.4.3.6 Elevación del punto de ebullición

En el proceso de evaporación de soluciones, los solutos que no se evaporan con el solvente (no volátiles) causan un aumento en la temperatura de ebullición de la mezcla, un fenómeno conocido como Elevación del Punto de Ebullición (EPE). Esta elevación se produce porque las partículas disueltas impiden la vaporización del líquido, requiriendo más energía para alcanzar el punto de ebullición (Treybal, 1980). Desde la perspectiva del diseño industrial, la EPE es un factor crítico, ya que reduce la diferencia de temperatura efectiva disponible para la transferencia de calor dentro del evaporador. Por lo tanto, una estimación precisa de la EPE es indispensable para realizar el balance térmico correcto, dimensionar de manera eficiente el *área de transferencia de calor requerida y optimizar las condiciones operativas del equipo* (Wankat, 2012).

1.4.3.7 Otras propiedades del líquido

Además de los factores anteriores, el diseño de un evaporador debe considerar propiedades como el calor específico, el calor de vaporización, la temperatura de congelación y la posible liberación de gases durante la ebullición. También se deben tomar precauciones si la sustancia es tóxica, inflamable o requiere condiciones de esterilidad. Estas variables determinan el tipo de evaporador más adecuado y las condiciones seguras de operación (Coulson et al., 1999).

1.4.4 Tipos de evaporadores

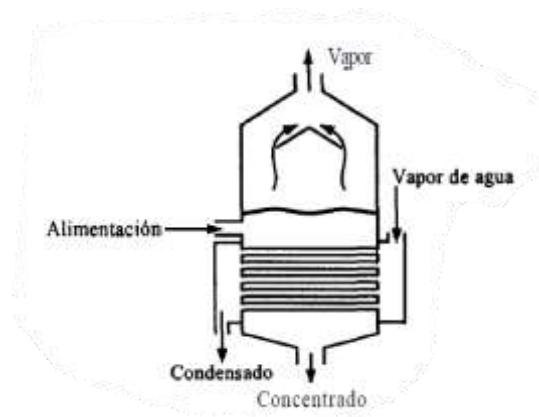
Existen diversos diseños de evaporadores utilizados en la industria, cuya selección depende de las propiedades físicas del líquido, la sensibilidad térmica del producto, el grado de concentración requerido y los costos energéticos involucrados. Los modelos más comunes son los evaporadores de tubos horizontales o verticales, de película descendente o ascendente, de circulación forzada y de película agitada (Treybal, 1980).

1.4.4.1 Evaporadores de tubos horizontales con circulación natural

El vapor de calentamiento fluye por el interior de los tubos mientras que el líquido se evapora en el exterior. Este tipo se utiliza principalmente con líquidos de baja viscosidad y que no tienden a formar incrustaciones. No obstante, su eficiencia térmica es limitada debido a la circulación reducida del fluido (Coulson et al., 1999).

FIGURA 1

DIAGRAMA DE UN EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES CON CIRCULACIÓN NATURAL



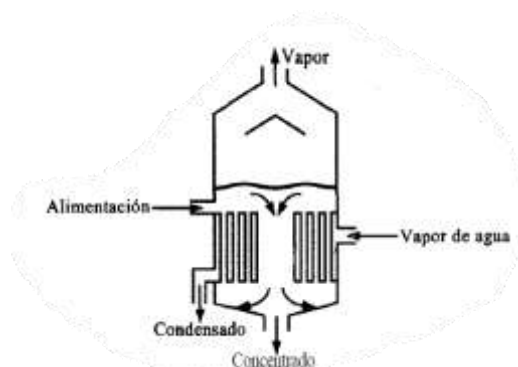
Fuente: Geankoplis C.J., Procesos de transporte y operaciones unitarias, 1998

1.4.4.2 Evaporador de tubos verticales con circulación natural

Este evaporador mejora la transferencia de calor mediante la convección ascendente generada por la diferencia de densidades entre el líquido caliente y el líquido frío. Es ampliamente empleado en la concentración de soluciones como jugos de caña o salmuera, aunque no resulta adecuado para fluidos viscosos o espumosos (Geankoplis, 2003).

FIGURA 1.1

DIAGRAMA DE UN EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES CON CIRCULACIÓN NATURAL



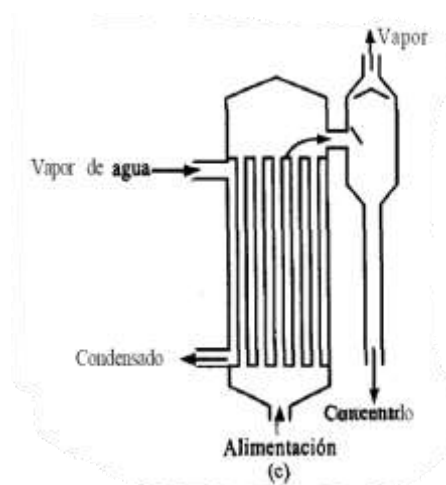
Fuente: Geankoplis C.J., Procesos de transporte y operaciones unitarias, 1998

1.4.4.3 Evaporador de tubos largos

Favorece una alta velocidad del líquido dentro de los tubos, lo cual mejora el coeficiente de transferencia de calor y reduce el tiempo de residencia del producto. Esta característica lo hace especialmente útil en procesos donde es necesario evitar la degradación térmica (Treybal, 1980).

FIGURA 1.2

DIAGRAMA DE UN EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS



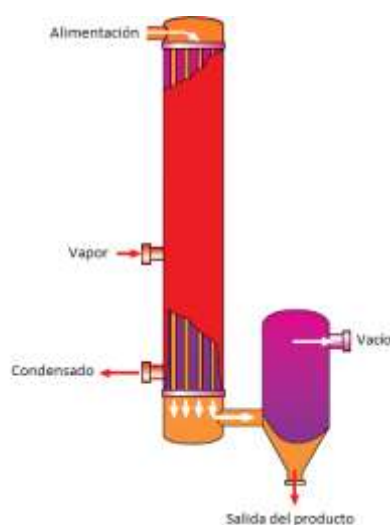
Fuente: Geankoplis C.J., Procesos de transporte y operaciones unitarias, 1998

1.4.4.4 Evaporador de película descendente (falling film)

Se considera uno de los más eficientes para la concentración de líquidos sensibles al calor. En este sistema, el líquido se alimenta por la parte superior del conjunto de tubos y fluye formando una película delgada que se calienta rápidamente mientras desciende, favoreciendo una evaporación uniforme con un tiempo de contacto corto (Wankat, 2012). Su principal ventaja es el alto coeficiente de transferencia de calor y la posibilidad de operar con una diferencia mínima de temperatura entre el vapor y el líquido. Este tipo de evaporador es el más adecuado para la recuperación de etanol y la concentración de levadura en destilerías, debido a su bajo consumo energético y operación continua.

FIGURA 1.3

DIAGRAMA DE UN EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE



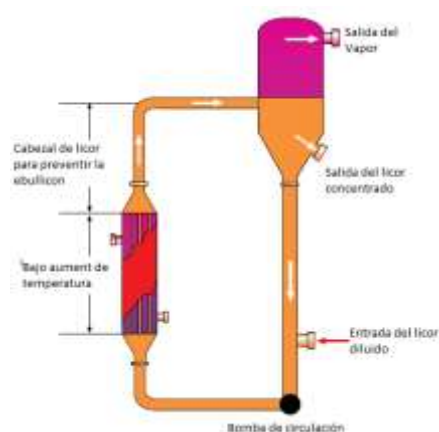
Fuente: Evaporator Handbook. 2008

1.4.4.5 Evaporador de circulación forzada

Este evaporador utiliza una bomba para impulsar el líquido a través de los tubos a alta velocidad, incrementando la turbulencia y, con ello, la transferencia de calor. Es apropiado para soluciones viscosas o con tendencia a formar incrustaciones, aunque requiere mayor consumo energético por el bombeo adicional (Coulson et al., 1999).

FIGURA 1.4

DIAGRAMA DE UN EVAPORADOR DE CIRCULACIÓN FORZADA



Fuente: Evaporator Handbook. 2008

1.4.4.6 Evaporador de película agitada

El equipo emplea un agitador mecánico interno que dispersa el líquido en forma de película turbulenta sobre las paredes del tubo de calentamiento. Este diseño permite procesar líquidos muy viscosos o termosensibles, pero su capacidad de producción es baja y los costos de operación son altos (Geankoplis, 2003).

1.4.5 Evaporadores de simple efecto

El evaporador de simple efecto es una alternativa práctica y eficiente para esta etapa, ya que concentra la solución mediante un único cuerpo o cámara de evaporación, utilizando vapor de agua como fuente térmica. Su funcionamiento se basa en transferir calor a la mezcla líquida hasta alcanzar la temperatura de ebullición, separando así los componentes más volátiles como el etanol y el agua del residuo más concentrado. Este tipo de sistema se caracteriza por su diseño sencillo, bajos costos de instalación y operación, y facilidad de control térmico (Escobar y Santillán, 2012).

Entre las principales ventajas del evaporador de simple efecto destacan su capacidad para operar con soluciones diluidas, su alta estabilidad operativa y la posibilidad de adaptarse a diferentes condiciones de presión y temperatura. A diferencia de los sistemas multiefecto, su

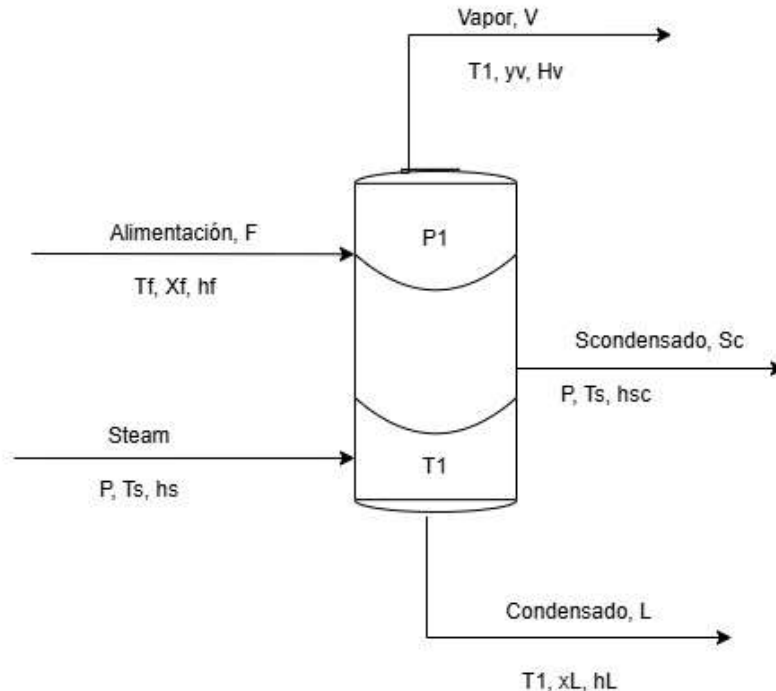
estructura compacta reduce la complejidad del mantenimiento y el espacio requerido en planta, aspectos valiosos para destilerías de pequeña y mediana escala. Aunque su rendimiento energético es menor que el de los equipos multietapa, resulta ideal cuando el objetivo prioritario es maximizar la recuperación de etanol sin incrementar significativamente el consumo de vapor (Balseca y Flores, 2016).

1.4.6 Balance de materia

El principio fundamental de un balance de materia establece que la tasa a la que el material entra a un sistema, menos la tasa a la que sale, debe ser igual a la tasa de cambio o acumulación de material dentro de ese sistema. Si se considera la Figura 1.5, esto permite establecer la ecuación o modelo correspondiente.

FIGURA 1.5

DIAGRAMA BÁSICO DE UN EVAPORADOR DE SIMPLE EFECTO



$$F = L + V \text{ (Ec. 1.1)}$$

Ahora considerando que el vapor de agua que entra por medio de la caldera sale como vapor de agua condensado, tenemos que:

$$S = S_{cond} \text{ (Ec. 1.2)}$$

Con la Ecuación 1 establecemos el balance de materia global para el evaporador de simple efecto. A partir de allí, podemos proceder a desarrollar el balance de soluto, utilizando las concentraciones iniciales y finales del soluto en la solución que se está concentrando, asumiendo que no habrá arrastre alguno de soluto en el vapor ($x_v = 0$).

$$Fx_F = Lx_L \text{ (Ec. 1.3)}$$

De donde:

F: Flujo de alimentación que entra al evaporador (kg/h)

S: Vapor de agua que entra por medio de la caldera (kg/h)

L: Flujo del líquido concentrado que sale del evaporador (kg/h)

V: Vapor de la solución que sale del evaporador (kg/h)

S_{cond} : Vapor de agua condensado que sale del evaporador (kg/h)

x_F : Concentración inicial de la solución de alimentación

x_L : Concentración final de la solución

1.4.7 Balance de energía

Si se asume que no existen pérdidas de calor por convección y radiación hacia los alrededores, el balance de energía queda como:

$$Fh_F + Sh_S = Lh_L + Vh_V + Sh_{S_C} \text{ (Ec. 1.4)}$$

$$Fh_F + S(h_S - h_{S_C}) = Lh_L + Vh_V \text{ (Ec. 1.5)}$$

El vapor de agua ingresa al evaporador por medio de la caldera tiene una temperatura (T_S) y una entalpía (h_S). Se considera que el agua condensada (líquida) abandona la cámara a la misma temperatura (T_S), pero con una entalpía diferente (h_{S_C}), la ecuación final queda como:

$$Fh_F + S\lambda_S = Lh_L + Vh_V \text{ (Ec. 1.6)}$$

Esto nos indica que el vapor de agua solo transfiere su calor latente, es decir, solo cambia de fase, pero no de temperatura, por lo tanto:

$$\lambda_S = h_S - h_{S_C} \text{ (Ec. 1.7)}$$

De donde:

h_F : Entalpía específica de la alimentación (kJ/kg)

λ_S : Calor latente del vapor de agua (kJ/kg)

h_L : Entalpía específica del líquido concentrado (kJ/kg)

h_V : Entalpía específica del vapor de la solución (kJ/kg)

El calor latente del vapor de agua y la entalpía del vapor de la solución pueden determinarse de las tablas de vapor de agua (Apéndice A) por medio de las temperaturas T_S y T_1 , respectivamente. Sin embargo, la entalpía de la alimentación y la entalpía del líquido concentrado no se conocen generalmente, pero se pueden estimar si se conocen sus calores específicos usando las siguientes fórmulas:

$$h_F = cp_F(T_F - T_{ref}) \quad (Ec. 1.8)$$

$$h_L = cp_L(T_L - T_{ref}) \quad (Ec. 1.9)$$

De donde:

cp_F : Calor específico de la alimentación (kJ/kg°C)

T_F : Temperatura de entrada de la alimentación (°C)

cp_L : Calor específico del líquido concentrado (kJ/kg °C)

T_1 : Temperatura de ebullición del líquido concentrado (°C)

T_{ref} : Temperatura de referencia, generalmente es 0 °C

1.4.8 Cantidad de calor transferido

En un evaporador, el calor necesario para concentrar la solución proviene del vapor de agua que ingresa a la cámara de calefacción. Como se mencionó previamente, este vapor solo experimenta un cambio de fase (condensación), transfiriendo así únicamente su calor latente.

Por lo tanto, la cantidad de calor transferido puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$Q = S\lambda_S \quad (Ec. 1.10)$$

O de otra manera:

$$Q = UA\Delta T \quad (Ec. 1.11)$$

De donde:

U : coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2\text{°C}$)

A : Área de transferencia de calor (m^2)

ΔT : Diferencia de temperatura (°C)

1.4.9 Economía del vapor

La economía del vapor se toma como una medida de la eficiencia energética de un evaporador o de un sistema de evaporación de múltiple efecto. Se define como la cantidad de vapor de agua evaporada (o disolvente evaporado) de la solución, por unidad de masa de vapor de calefacción (vapor vivo) que se alimenta al sistema. En evaporadores de un solo efecto, este valor es menor a 1,1 (Tibaquirá et al., 2022).

$$E = \frac{V}{S} \quad (\text{Ec. 1.12})$$

1.4.10 Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor (U) es un factor clave que determina la capacidad de un evaporador, siendo fuertemente afectado por su diseño y las condiciones operacionales. Este coeficiente es el inverso de la resistencia térmica total a la transferencia de calor entre el vapor de calefacción y el líquido en ebullición. Esta resistencia total es la suma de cinco resistencias individuales: la capa de vapor condensado, la costra (ensuciamiento) dentro y fuera de los tubos, la pared del tubo, y la película del líquido hirviendo (Incropera & DeWitt, 1999).

Aunque los coeficientes de película individuales son difíciles de medir, los resultados experimentales suelen reportarse como coeficientes globales (U), los cuales se basan en la caída de temperatura ajustada por el aumento del punto de ebullición. Si una resistencia específica (como la de la película líquida) domina el proceso, los cambios en las demás resistencias tendrán un efecto mínimo en el coeficiente global (Incropera & DeWitt, 1999).

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

2.1 Definición del sistema

Antes de plantear el diseño del evaporador, se realizó una revisión de investigaciones y proyectos previos relacionados con evaporadores de película descendente, con el fin de identificar criterios de diseño, rangos de operación y metodologías comúnmente empleadas en procesos de concentración. Esta revisión permitió establecer una base comparativa y seleccionar los enfoques más adecuados para las características de la corriente estudiada.

A partir de esta información, se definió el sistema y se establecieron sus límites operativos, considerando únicamente las etapas relacionadas con el intercambio térmico y la concentración del fluido. El análisis contempló la identificación de los componentes principales de la corriente de alimentación, así como la recopilación de sus propiedades físicas relevantes para el diseño.

2.1.1 Supuestos de diseño

Para simplificar el análisis y garantizar la resolución del modelo, se establecieron los siguientes supuestos:

- El proceso operó en estado estacionario, sin acumulación de masa o energía dentro del evaporador.
- La película descendente fue continua y uniforme, lo que permitió usar correlaciones estándar de transferencia de calor.
- El vapor de calefacción condensó completamente en la chaqueta o carcasa.
- La caída de presión en el lado del vapor fue despreciable, por lo que se asumió una temperatura constante de condensación.
- La elevación del punto de ebullición (EPE) se consideró según correlaciones, y se asumió despreciable para cada concentración definida.
- El calor específico (C_p) del líquido varió únicamente con la temperatura o se tomó como promedio, dependiendo de la disponibilidad de datos.

- La eficiencia global del equipo se asumió según valores reportados en la bibliografía para evaporadores de película descendente nuevos.
- El ensuciamiento fue despreciable, dado que se trató de un diseño inicial y no de un análisis operacional.
- Se asumió que no existieron pérdidas térmicas hacia el ambiente, al tratarse de un modelo idealizado.
- El vapor generado se separó completamente del líquido concentrado al final del evaporador.

2.1.2 Especificaciones de diseño

Para el desarrollo del diseño del evaporador se establecieron previamente las condiciones operativas y los parámetros de dimensionamiento necesarios para la simulación. Estos valores incluyeron temperaturas, presiones, composición de la corriente de alimentación y criterios de desempeño del equipo.

A partir de estas especificaciones iniciales, se estructuró la metodología de cálculo y el modelado del sistema, garantizando la coherencia entre los parámetros de entrada y los objetivos de diseño. La base de datos utilizada para definir estas condiciones provino de información suministrada por la empresa destiladora de alcohol de “Marcelino Maridueña”, la cual proporcionó los parámetros característicos de la corriente tratada y las condiciones de operación habituales en planta. Estos valores se detallan en la Tabla 2.1.

TABLA 2.1

DATOS DE ENTRADA DEL DISEÑO DEL EVAPORADOR

Descripción	Cantidad	Unidades
Flujo de entrada de alimentación	5000	kg/h
Temperatura de entrada de alimentación	32	°C
Concentración de levadura inicial	15	°Brix

Concentración de levadura final	80	°Brix
Temperatura de evaporación	80	°C
Presión de entrada de vapor saturado	120	psi
Temperatura de salida del concentrado	80	°C

2.1.3 Calor específico y composiciones

A continuación, en las tablas 2.2 y 2.3, se detallan los valores para los calores específicos y la concentración inicial y final de cada componente de la mezcla de alimentación y a la salida del concentrado.

TABLA 2.2

VALORES DE C_p PARA CADA COMPONENTE Y CONCENTRACIÓN INICIAL

Componente	$C_{p_i} \left(\frac{kJ}{kg * K} \right)$	x_i (%)
Agua	4.18	0.79
etanol	2.44	0.05
levadura	3.55	0.15
Azúcar	3.2	0.01
$C_{p_F} \left(\frac{kJ}{kg * K} \right)$	3.99	

Nota: Datos de C_p obtenidos ASHRAE (2006), y composición de la base de datos empresa destiladora

TABLA 2.3

VALORES DE C_p PARA CADA COMPONENTE Y CONCENTRACIÓN FINAL

Componente	$C_{p_i} \left(\frac{kJ}{kg * K} \right)$	x_F (%)
Agua	4.18	0.182
etanol	2.44	0.01

levadura	3.55	0.80
Azúcar	3.2	0.008
$C_{pL} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right)$		3.65

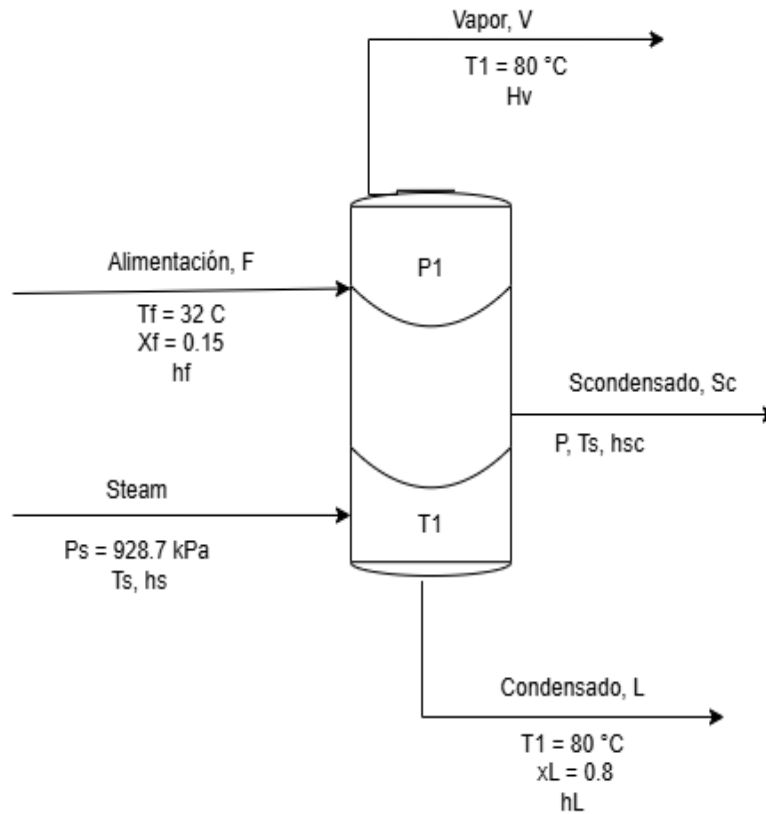
Nota: Datos de Cp obtenidos ASHRAE (2006), y composición de la base de datos empresa destiladora

2.2 Balances de materia y energía

Para los cálculos del evaporador, se definieron primero las corrientes de alimentación, vapor y productos según el esquema mostrado en la Figura 2.1. Luego se recopilaron las condiciones de operación y propiedades necesarias. Con estos datos se aplicaron los balances de materia y energía para determinar el vapor generado, el condensado y la concentración final. Finalmente, se estimó la carga térmica, el área requerida a partir del coeficiente global de transferencia de calor reportado en la bibliografía y la economía del vapor.

FIGURA 2.1

DIAGRAMA BÁSICO DEL EVAPORADOR CON LOS DATOS DE DISEÑO



2.2.1 Balance de materia

$$F = V + L \quad (\text{Ec. 1.1})$$

$$x_F F = x_L L \quad (\text{Ec. 1.3})$$

Reemplazando datos en 1.3 tenemos que:

$$L = \frac{x_F F}{x_L}$$

$$L = \frac{(0.15)(5000)}{(0.80)}$$

$$L = 937.5 \text{ kg/h}$$

Ahora reemplazando datos en 1.1 tenemos que:

$$5000 = V + 937.5$$

$$V = 5000 - 937.5$$

$$V = 4062.5 \text{ kg/h}$$

2.3 Datos preliminares para el balance de energía

2.3.1 Cálculos de las entalpías de alimentación y concentrado

$$h_F = cp_F(T_F - T_{ref}) \quad (Ec. 1.8)$$

$$h_L = cp_L(T_L - T_{ref}) \quad (Ec. 1.9)$$

Para calcular estas entalpías, fue necesario conocer sus respectivos calores específicos. El calor específico de la mezcla de alimentación a 32 °C según la Tabla 2.2 es 3.99 (kJ/kg °C) y según la Tabla 2.3 a 80°C, el calor específico del concentrado es de 3.65 (kJ/kg °C) respectivamente, entonces tenemos que:

Tomamos 0 °C como temperatura de referencia para el sistema

$$h_F = cp_{prom}(T_F - T_{ref})$$

$$h_F = 3.55 \frac{kJ}{kg} K(32 - 0)^\circ C$$

$$h_F = 127.68 \frac{kJ}{kg}$$

Asumimos que la temperatura de ebullición de la mezcla alimentada es de 80°C

$$h_L = cp_{prom}(T_L - T_{ref})$$

$$h_L = 3.65 \frac{kJ}{kg} K(80 - 0)^\circ C$$

$$h_L = 292 \frac{kJ}{kg}$$

2.3.2 Cálculo de la entalpía y temperatura en base al vapor de la solución

Mediante la tabla de vapor A4 de Cengel & Boles, 2015, se determinó la entalpía de vaporización de la solución. Para este caso, se asumió que el punto de ebullición es 80 °C. Por lo tanto:

$$h_V = 2643.0 \text{ kJ/kg}$$

2.3.3 Cálculo de la elevación del punto de ebullición (EPE)

La solución procesada contenía una fracción apreciable de componentes no volátiles; sin embargo, la mayor parte de dicha fracción correspondía a biomasa de levadura en suspensión y no a solutos moleculares disueltos. Desde el punto de vista coligativo, la elevación del punto de ebullición (EPE) está determinada principalmente por la cantidad de solutos no volátiles efectivamente disueltos en el líquido. En la corriente de alimentación, la lectura inicial era de 15 °Brix, valor asociado a la presencia de levadura, la cual debía concentrarse hasta una lectura cercana a 80 °Brix. No obstante, esta lectura correspondía únicamente a aproximadamente un 21% de sólidos reales, dado que la mayor proporción permanecía como células suspendidas y no como solutos verdaderamente disueltos.

La presencia de sólidos disueltos reduce la actividad del agua y, en consecuencia, la presión de vapor del líquido; sin embargo, esta reducción es proporcional al contenido de solutos que se encuentran disueltos a nivel molecular. Al aplicar la correlación experimental propuesta por Crapiste y Lozano (1988), desarrollada para soluciones azucaradas y utilizada aquí como referencia conservadora, se determinó que las concentraciones presentes en este proceso producirían únicamente una EPE pequeña, del orden de 0.3 a 0.6 °C, muy inferior a los valores reportados para sistemas ricos en azúcares disueltos.

De acuerdo con la Figura 2.2, si se considera que la fracción de azúcar presente en la corriente de alimentación puede tratarse como un azúcar reductor, y que la presión de vapor del agua a 32 °C es de aproximadamente 46.6 mbar, la EPE resultante sería:

FIGURA 2.2

VALORES DE LOS PARÁMETROS PARA EVALUAR EL AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN DE SOLUCIONES AZUCARADAS

	$\alpha \times 10^2$	β	$\gamma \times 10^2$	δ	r^{2b}	σ^c
Sucrose	3.0612	0.09417	5.329	0.1356	0.999	0.083
Reducing sugars	2.2271	0.5878	3.593	0.1186	0.997	0.078
Apple juice	1.3602	0.7489	3.390	0.1054	0.998	0.062

^a $\Delta T_r = \alpha W^\beta \exp(\gamma W) P^\delta$

^b r^2 = multiple correlation coefficient (squared)

^c σ = standard error

Fuente: Crapiste, G. H., & Lozano, J. E. (1988)

$$\Delta T_b = \alpha W^\beta e^{\gamma W} P^\delta \quad (Ec. 2.1)$$

Donde:

W: Porcentaje de solutos no volátiles

P: Presión en mbar

$$\Delta T_b = (2.2271 \times 10^{-2})(16)^{0.5878} \times e^{(3.592 \times 10^{-2} \times 16)}(46.6)^{0.1186}$$

$$\Delta T_b = 0.318 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Por lo tanto, no resultó apropiado asumir una EPE elevada para esta mezcla, ya que la biomasa de levadura en suspensión no ejerció el mismo efecto coligativo que los solutos totalmente disueltos. En consecuencia, la EPE se consideró prácticamente despreciable en el diseño preliminar, y la temperatura de ebullición del sistema se aproximó a 80 °C bajo las condiciones de vacío establecidas.

Para el evaporador de película descendente se consideró condiciones de vacío con el fin de reducir la temperatura de ebullición del fluido y evitar la desnaturalización térmica de los componentes sensibles, además de mejorar la transferencia de calor al disminuir la diferencia entre la temperatura de pared y la del líquido. El vacío también permitió incrementar la fuerza impulsora para la evaporación, reduciendo el riesgo de incrustaciones y favoreciendo una distribución más uniforme del film. Para mantener este nivel de vacío, el sistema requirió una

bomba de vacío seleccionada por su capacidad para manejar vapores saturados y pequeñas cantidades de arrastre de líquido. Adicionalmente, para la bomba se tomó en cuenta que debe contar con materiales resistentes a la corrosión y un sello mecánico adecuado para operación continua.

2.3.4 Cálculo de la entalpía y temperatura en base al vapor de agua

La presión de vapor suministrada al evaporador fue:

$$P_{abs} = P_{manométrica} + P_{atm}$$

$$P_{abs} = 120 \text{ psig} + 14.7$$

$$P_{abs} = 134.7 \text{ psia} = 928.7 \text{ kPa}$$

De Tabla A5 de Cengel & Boles, 2015, interpolando se obtuvo λ_s y T_s :

$$\lambda_s = 2025.85 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$T_s = 176.67^\circ\text{C}$$

2.3.5 Balance de energía para todo el sistema

$$Fh_F + S\lambda_s = Lh_L + Vh_V$$

$$5000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(127.68 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) + S \left(2025.85 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 937.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(292 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) + 4062.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (2643)$$

$$S = 5120.1 \text{ kg/h}$$

Entonces la cantidad de calor necesario será:

$$Q = S\lambda_s$$

$$Q = 5120.1 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \left(2025.85 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)$$

$$Q = 1.03 \times 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 2.9 \times 10^6 \text{ W}$$

2.3.6 Cálculo del área de transferencia de calor

De acuerdo con McCabe, Smith y Harriott, los evaporadores de tubos verticales largos presentaban coeficientes globales de transferencia de calor entre 1000 y 3000 $\text{W/m}^2\text{°C}$ para circulación natural y hasta 5000 $\text{W/m}^2\text{°C}$ en circulación forzada. Aunque los evaporadores de

película descendente no operaban exactamente bajo estos regímenes, la literatura indicaba que sus valores de U solían ubicarse dentro del rango asociado a los equipos de circulación natural, por lo que dicho intervalo constituyó una base adecuada para las estimaciones preliminares de diseño.

FIGURA 2.3

TABLA DE COEFICIENTES GLOBALES TÍPICOS DE EVAPORADORES

Tipo	Coeficiente global U	
	BTU/h ft ² °F	W/m ² °C
Evaporadores de tubos verticales largos:		
Circulación natural	200 - 600	1000 - 3000
Circulación forzada	400 - 1000	2000 - 5000
Evaporadores de película agitada, líquido newtoniano, viscosidad:		
1 cP	400	2000
1P	300	2000
100 P	120	600

Fuente: McCabe W., Smith J., Harriott P. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química

Despejando A de la ecuación 1.11, y asumiendo un valor intermedio de $1500 \text{ W/m}^2\text{°C}$ para el coeficiente de transferencia de calor, tenemos un área de:

$$Q = UA\Delta T \quad (\text{Ec. 1.11})$$

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T}$$

$$A = \frac{2.9 \times 10^6 \text{ W}}{1500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} (176.67\text{°C} - 80\text{°C})}$$

$$A = 19.98 \text{ m}^2$$

Como rango de seguridad en la construcción del evaporador se tomó un 15% más del área calculada teóricamente (Cárdenas, Chong-Qui, & Valdivieso, 1984), es decir, que el área final fue de:

Área final: 23.00 m².

2.3.7 Cálculo de la economía del vapor

$$E = \frac{V}{S} \text{ (Ec. 1.12)}$$

Reemplazando los valores obtenidos en la ecuación 1.12, obtenemos:

$$E = \frac{4062.5 \text{ kg/h}}{5120.1 \text{ kg/h}} = 0.793$$

La economía de vapor obtenida fue de 0.793, y corresponde a valores característicos de un evaporador de un solo efecto sin recuperación de calor. Esto indicó que por cada kilogramo de vapor suministrado se evaporaron aproximadamente 0.793 kg de agua.

2.4 Metodología de la simulación en Aspen Plus

La simulación del sistema de evaporación se llevó a cabo utilizando el software Aspen Plus como herramienta principal de modelación, con la finalidad de representar de forma realista el comportamiento térmico y de separación de la mezcla compuesta por agua, etanol, levadura y azúcar. Este procedimiento permitió estudiar el desempeño del evaporador de película descendente bajo condiciones de estado estacionario y comparar los resultados obtenidos con los cálculos teóricos realizados previamente.

La metodología aplicada no se limitó únicamente a la ejecución del simulador, sino que incluyó una etapa de estructuración lógica del proceso, la selección de modelos termodinámicos coherentes con el sistema físico y la validación de resultados con base en principios de balances de materia y energía (Carlson, 1996).

2.4.1 Configuración inicial del entorno de simulación

En primer lugar, se inició un nuevo caso de simulación en Aspen Plus, seleccionando el ambiente de simulación de procesos. Posteriormente, se definió el sistema de unidades bajo el Sistema Internacional para asegurar la consistencia de los resultados, empleando kilogramos por hora (kg/h) para flujos másicos, grados Celsius (°C) para temperatura y presión en kPa.

2.4.2 Selección del modelo termodinámico

Dado que la corriente de proceso estuvo conformada por una mezcla no ideal de componentes polares (agua y etanol) y sólidos disueltos (levadura y azúcar), fue necesario seleccionar un modelo termodinámico capaz de describir adecuadamente el equilibrio entre fases líquida y vapor.

Para este propósito, se utilizó el modelo NRTL (Non-Random Two Liquid), ampliamente recomendado en sistemas con interacciones moleculares fuertes y comportamiento no ideal. Este modelo permitió una representación adecuada del equilibrio líquido–vapor durante la evaporación, garantizando resultados más cercanos al comportamiento real del proceso industrial (De Hemptinne et al., 2012).

2.4.3 Definición de componentes del sistema

Una vez seleccionado el paquete termodinámico, se procedió a definir los componentes que formaron parte de la mezcla tratada en el evaporador. Estos fueron:

- Agua, como principal componente volátil.
- Etanol, componente de interés por su recuperación.
- Azúcar, representada como glucosa por ser un soluto típico en procesos derivados de la caña de azúcar.
- Levadura, representada como un sólido inerte no volátil.

El software Aspen Plus no dispone de una base de datos específica para la biomasa de levadura. Por tal motivo, la levadura fue representada utilizando las propiedades fisicoquímicas de la glucosa como aproximación termodinámica, criterio empleado comúnmente en simuladores especializados como SuperPro Designer. Esta aproximación consideró a la glucosa como un componente equivalente para modelar biomasa debido a su naturaleza orgánica, peso molecular relativamente alto y comportamiento no volátil.

Esta representación permitió describir adecuadamente el comportamiento térmico de la levadura dentro del sistema sin afectar los resultados globales del proceso de evaporación,

dado que la biomasa permaneció exclusivamente en la fase líquida y no participó del equilibrio líquido–vapor.

2.4.4 Ingreso de la corriente de alimentación

Se definió la corriente de alimentación hacia el evaporador. Para ello se ingresaron las condiciones de operación determinadas mencionadas antes en la Tabla 2.1.

La corriente debe ser configurada como una mezcla líquida con presencia de sólidos disueltos, permitiendo que Aspen establezca automáticamente el estado de las fases mediante el modelo termodinámico seleccionado.

2.4.5 Modelado del evaporador en Aspen Plus

Dado que Aspen Plus no dispone de un bloque específico denominado *falling film evaporator*, el evaporador se representó mediante un bloque de tipo HEATX, el cual estuvo vinculado con el módulo Aspen Exchanger Design and Rating (Aspen EDR) para realizar el diseño térmico detallado del equipo. Mediante Aspen EDR se calcularon el coeficiente global de transferencia de calor, el área efectiva de intercambio térmico y se verificaron las condiciones hidráulicas internas del equipo, permitiendo modelar de manera realista el comportamiento de un evaporador *falling film* en condiciones industriales.

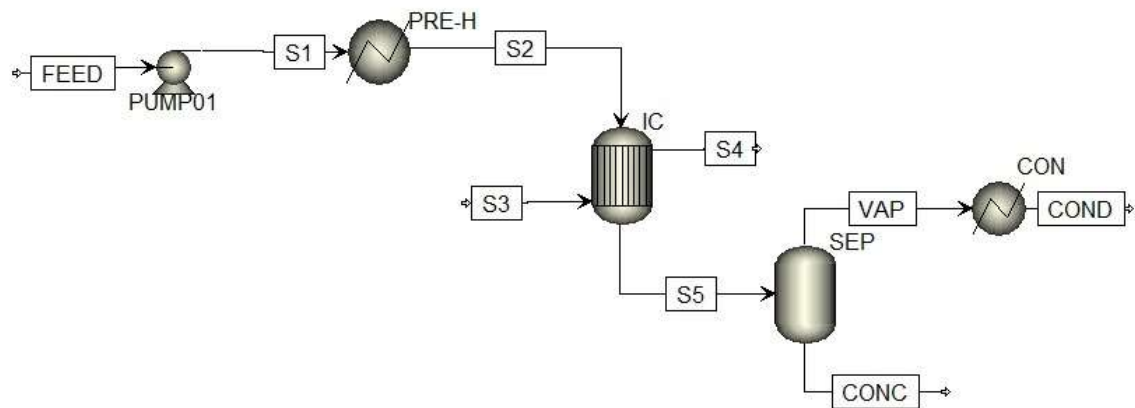
Antes de este bloque, se utilizó un precalentador cuyo objetivo fue elevar la temperatura de la alimentación antes de ingresar al evaporador, reduciendo así la carga térmica que debió suministrarse posteriormente en la etapa principal de evaporación.

Posteriormente, se empleó un bloque FLASH para modelar la separación entre el vapor generado y el concentrado líquido, generando así dos corrientes de salida: una rica en componentes volátiles (agua y etanol) y otra concentrada en sólidos.

El uso conjunto de Aspen Plus y Aspen EDR aseguró que el modelo de simulación no solo fuera representativo a nivel de proceso, sino también técnicamente viable desde el punto de vista del diseño del equipo. La configuración final del modelo se muestra en la Figura 2.4, la cual sintetiza la disposición de los equipos y las corrientes definidas en Aspen Plus, representando gráficamente los elementos descritos en esta sección.

FIGURA 2.4

REPRESENTACIÓN DEL EVAPORADOR MODELADO EN ASPEN PLUS



2.4.6 Corrientes de salida del proceso

El modelo generó dos corrientes de salida:

- Una corriente de vapor, compuesta principalmente por agua y etanol recuperado.
- Una corriente de concentrado, rica en levadura y azúcar con mayor contenido de sólidos.

No se asignaron manualmente valores de temperatura, presión o composición a las corrientes de salida para evitar la sobre especificación del sistema, permitiendo que Aspen Plus resolviera el modelo mediante sus balances internos.

2.4.7 Verificación de convergencia del modelo

Una vez definido el sistema completo, se ejecutó la simulación de forma iterativa hasta lograr la convergencia del modelo. Se verificó que se cumplieran los siguientes criterios:

- Cierre adecuado de los balances de materia.
- Consistencia energética entre entrada y salida.
- Correcta distribución de componentes entre fases.
- Estabilidad del sistema ante pequeñas variaciones de condiciones.

2.4.8 Validación de resultados

Finalmente, los resultados obtenidos en Aspen Plus fueron comparados con los valores calculados teóricamente mediante balances de materia y energía. Se validaron particularmente:

- El flujo másico de vapor generado.
- La fracción de etanol recuperada.
- La concentración final del licor de levadura.
- La carga térmica requerida.
- La economía del vapor del sistema.

La concordancia entre ambos enfoques confirmó que el modelo computacional representó adecuadamente el comportamiento real del evaporador de simple efecto bajo las condiciones establecidas, validando así el uso de Aspen Plus como herramienta de análisis y diseño dentro del presente proyecto.

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1 Alcance y enfoque del análisis de resultados

En el presente capítulo se presentan y analizan los resultados obtenidos del diseño térmico, hidráulico y mecánico de un evaporador de película descendente de simple efecto, desarrollado mediante el módulo Aspen EDR. El análisis se enfoca en la evaluación del equipo como un intercambiador de calor tipo carcasa y tubos operando bajo condiciones de vacío, considerando los ajustes operativos aplicados al modelo y su desempeño energético y económico, sin abordar aún su acoplamiento dinámico con Aspen Plus, el cual corresponde a una etapa posterior del proyecto. Los resultados permiten verificar la factibilidad técnica del equipo propuesto y su coherencia con los supuestos de diseño establecidos en el Capítulo 2, sirviendo además como base para la comparación técnico-económica de alternativas de proceso y la selección final del sistema de evaporación.

3.2 Resultados de configuración general y geometría del evaporador

El equipo diseñado corresponde a un intercambiador de calor vertical tipo AEL, clasificado bajo la norma TEMA Clase R, adecuado para operación industrial continua y compatible con su aplicación como evaporador de película descendente de simple efecto. Esta configuración favorece una distribución uniforme del líquido, un drenaje eficiente y una operación estable bajo condiciones de vacío.

La configuración general del evaporador, así como sus principales dimensiones geométricas y características constructivas, se resumen en la Tabla 3.1. El diseño contempla un solo casco y una disposición simple en el lado de tubos, coherente con los requerimientos hidráulicos y térmicos del proceso.

TABLA 3.1

CONFIGURACIÓN GENERAL Y GEOMETRÍA DEL EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE

Parámetro	Descripción / Valor
Tipo de equipo	Intercambiador de calor tipo carcasa y tubos

Orientación	Vertical
Clasificación TEMA	Tipo AEL
Clase TEMA	Clase R
Número de cascos	1
Configuración hidráulica	1 paso en el lado de tubos
Disposición serie/paralelo	1 serie – 1 paralelo
Diámetro interno de carcasa	685.8 mm
Longitud efectiva de tubos	3.8386 m
Longitud total de tubos	3.9624 m
Número de tubos	88
Tipo de tubos	Tubos lisos
Arreglo del haz tubular	Triangular
Ángulo del arreglo	60°
Paso de tubos	63.5 mm
Diámetro externo de tubos	50.8 mm
Material de tubos	Acero inoxidable AISI 304
Material de carcasa	Acero inoxidable AISI 316L
Material de componentes estructurales	Acero inoxidable AISI 316L
Área efectiva de transferencia de calor	53.9 m ²

El haz tubular está constituido por tubos lisos dispuestos en un arreglo triangular, selección que permite maximizar el área de transferencia de calor dentro de un diámetro de carcasa compacto. La selección de aceros inoxidables en los principales componentes del equipo garantiza resistencia a la corrosión y compatibilidad química con soluciones acuosas que contienen etanol y sólidos orgánicos, en concordancia con las condiciones de operación definidas en el Capítulo 2.

De acuerdo con los resultados obtenidos en Aspen EDR, el área efectiva de transferencia de calor del equipo resulta superior al área mínima requerida por el proceso. Este margen adicional constituye un sobredimensionamiento controlado que contribuye a la robustez operativa del evaporador frente a variaciones en las propiedades físicas del fluido, posibles fenómenos de ensuciamiento y desviaciones en las condiciones nominales de operación.

3.3 Resultados operativos finales del sistema de evaporación

3.3.1 Desempeño térmico del evaporador

La simulación térmica realizada en Aspen EDR permitió evaluar el desempeño térmico del evaporador bajo las condiciones de operación definidas en el Capítulo 2. Los principales resultados térmicos del equipo, así como la distribución de las resistencias térmicas, se presentan en la Tabla 3.2.

TABLA 3.2

RESULTADOS TÉRMICOS Y DISTRIBUCIÓN DE RESISTENCIAS DEL EVAPORADOR

Parámetro	Valor	Unidad
Carga térmica total	1863	kW
MTD corregida	65.36	°C
Coefficiente global (condición limpia)	957.6	W/m ² °C
Coefficiente global (condición con ensuciamiento)	708	W/m ² °C
Resistencia térmica – lado carcasa (condensación)	64	% del total

El evaporador transfiere la carga térmica requerida desde vapor saturado en el lado carcasa hacia la solución que circula por el lado de los tubos, operando con una diferencia media logarítmica de temperatura corregida coherente con sistemas de evaporación bajo vacío. Este resultado confirma la consistencia entre las condiciones asumidas durante el diseño preliminar y el comportamiento térmico estimado por el modelo.

Durante la etapa de diseño preliminar se asumió un coeficiente global de transferencia de calor de $2500 \text{ W/m}^2 \times K$, valor típico reportado en la literatura para evaporadores de película descendente bajo condiciones ideales. Este supuesto permitió realizar una estimación inicial del área de transferencia requerida.

Sin embargo, el diseño detallado realizado mediante Aspen EDR arrojó un coeficiente global de transferencia de calor de $957.6 \text{ W/m}^2 \times K$. Este valor es significativamente menor, debido a que el simulador considera de forma explícita las distintas resistencias térmicas involucradas en el proceso, incluyendo la condensación del vapor en el lado carcasa, la transferencia de calor a través de la película líquida en los tubos, la resistencia de la pared del material y los efectos asociados al ensuciamiento.

La diferencia entre el valor asumido y el valor calculado no representa una inconsistencia del modelo, sino una mejora en la precisión del diseño al pasar de un enfoque teórico simplificado a un análisis de ingeniería detallada. Como consecuencia directa de este menor coeficiente global, el área de transferencia de calor diseñada resulta mayor que la estimada inicialmente, proporcionando además un margen de seguridad adecuado para la operación del evaporador bajo condiciones reales. La disminución del coeficiente global al incorporar resistencias por ensuciamiento refleja el efecto esperado de la deposición de sólidos y de la resistencia térmica asociada a la pared del tubo.

3.3.2 Comportamiento hidráulico y caída de presión

Desde el punto de vista hidráulico, el evaporador presenta un desempeño adecuado y se mantiene dentro de los límites de operación segura establecidos durante la etapa de diseño. Los principales resultados hidráulicos del equipo se resumen en la Tabla 3.3.

TABLA 3.3

RESULTADOS HIDRÁULICOS DEL EVAPORADOR

Parámetro	Valor	Unidad
-----------	-------	--------

Caída de presión – lado carcasa	0.352	psi
Caída de presión máxima admisible – carcasa	0.500	psi
Caída de presión – lado tubos	0.160	psi
Caída de presión máxima admisible – tubos	0.200	psi
Velocidad máxima – lado carcasa	2.49	m/s
Velocidad máxima – lado tubos	18.49	m/s
Criterio (ρV^2)	Cumple	No se superan valores críticos

Las caídas de presión calculadas tanto en el lado carcasa como en el lado de los tubos resultan inferiores a los valores máximos admisibles definidos como criterio de diseño, lo cual garantiza una operación estable sin requerimientos adicionales de potencia de bombeo ni riesgos de sobrepresión.

Las velocidades de flujo alcanzadas en ambos lados del intercambiador se encuentran dentro de rangos aceptables para este tipo de equipo, evitando fenómenos de erosión, vibraciones excesivas o inestabilidad hidráulica. Asimismo, el análisis del criterio ρV^2 confirma que ninguno de los valores críticos es superado, validando la seguridad mecánica e hidráulica del evaporador bajo las condiciones de operación evaluadas.

3.3.3 Evaluación del régimen falling film

Aspen EDR permitió verificar el cumplimiento de los criterios específicos asociados a la operación de evaporadores de película descendente. Los principales parámetros relacionados con la formación y estabilidad de la película líquida se presentan en la Tabla 3.4.

TABLA 3.4

VERIFICACIÓN DEL RÉGIMEN DE EVAPORACIÓN TIPO FALLING FILM

Parámetro	Valor	Observación
Caudal mínimo de mojado	2422	kg/h
Caudal real de operación	—	Superior al mínimo requerido

Tasa de arrastre de líquido	6	kg/h (aceptable)
Régimen de evaporación	Falling film	Estable

El caudal de operación del evaporador supera el caudal mínimo de mojado requerido para garantizar la formación continua de la película líquida sobre la superficie externa de los tubos. Este resultado confirma que, bajo las condiciones de diseño evaluadas, la superficie de transferencia de calor permanece adecuadamente mojada durante la operación.

Asimismo, la tasa de arrastre de líquido estimada resulta baja y se encuentra dentro de valores aceptables para este tipo de equipos, lo que minimiza la pérdida de solución concentrada hacia la corriente de vapor.

3.3.4 Análisis mecánico y vibracional

El análisis mecánico del evaporador indica que el equipo cumple con los criterios establecidos por el código ASME Sección VIII, División 1. Las condiciones de diseño de presión y temperatura fueron definidas de manera conservadora, proporcionando márgenes de seguridad adecuados frente a las condiciones reales de operación bajo vacío. Los principales parámetros de diseño mecánico se resumen en la Tabla 3.5.

TABLA 3.5

PARÁMETROS MECÁNICOS Y VERIFICACIÓN VIBRACIONAL DEL EVAPORADOR

Parámetro	Valor	Criterio / Norma
Código de diseño	ASME Sección VIII, Div. 1	Cumple
Presión de diseño – carcasa	10.34	bar
Temperatura de diseño – carcasa	215.56	°C
Presión de diseño – tubos	3.45	bar
Método de análisis vibracional	HTFS	Aspen EDR
Inestabilidad fluido-elástica	No	Cumple

Resonancia	No	Cumple
Desprendimiento de vórtices	No	Cumple
Límites TEMA	Cumple	—

El análisis vibracional, realizado mediante el método HTFS implementado en Aspen EDR, confirmó que el haz tubular no presenta riesgo de inestabilidad fluido-elástica, resonancia ni desprendimiento de vórtices. Las frecuencias naturales de los tubos se mantienen alejadas de las frecuencias de excitación inducidas por el flujo, y las amplitudes de vibración calculadas se encuentran por debajo de los límites permisibles establecidos por la norma TEMA.

3.4 SÍNTESIS DEL DESEMPEÑO DEL EQUIPO

Los resultados obtenidos a partir del diseño térmico, hidráulico, mecánico y operativo del evaporador de película descendente permiten evaluar de forma integral el desempeño del equipo bajo las condiciones de operación consideradas. Desde el punto de vista térmico, el evaporador es capaz de manejar la carga térmica requerida, presentando valores del coeficiente global de transferencia de calor y de la diferencia media logarítmica de temperatura coherentes con sistemas de evaporación operando bajo vacío.

El análisis hidráulico confirmó que las caídas de presión tanto en el lado carcasa como en el lado de los tubos se mantienen muy por debajo de los límites admisibles, garantizando una operación estable sin riesgos de erosión, vibración inducida por el flujo ni inestabilidades hidrodinámicas. Asimismo, la evaluación del régimen de película descendente verificó que el caudal de operación supera el caudal mínimo de mojado requerido, asegurando la formación continua del film líquido y minimizando el arrastre de líquido hacia la corriente de vapor.

Desde el punto de vista mecánico y vibracional, el equipo cumple con los criterios establecidos por los códigos ASME y TEMA, sin presentar riesgos asociados a resonancia, desprendimiento de vórtices o inestabilidad fluido-elástica. La relación entre el área de transferencia de calor instalada y el área mínima requerida evidencia un sobredimensionamiento moderado, el cual resulta técnicamente justificable al proporcionar un

margen de seguridad frente a ensuciamiento, variaciones en las propiedades del fluido y posibles desviaciones operativas.

3.5 RELACIÓN ENTRE EL ÁREA TEÓRICA REQUERIDA Y EL ÁREA DE DISEÑO DEL EVAPORADOR

Durante la etapa de diseño preliminar, el área mínima de transferencia de calor requerida para el evaporador fue estimada mediante ecuaciones teóricas, obteniéndose un valor del orden de 23 m^2 . Este cálculo se realizó a partir de supuestos simplificados, considerando un coeficiente global de transferencia de calor asumido y condiciones promedio del proceso, con el objetivo de dimensionar inicialmente el equipo y evaluar la viabilidad del sistema.

Posteriormente, al realizar el diseño detallado del evaporador mediante el módulo Aspen EDR, el área efectiva de transferencia de calor resultó significativamente mayor, alcanzando un valor aproximado de 53.9 m^2 . Esta diferencia se debe a que Aspen EDR incorpora de forma explícita resistencias térmicas asociadas a la condensación del vapor, a la transferencia de calor del lado del líquido en régimen de película descendente, a la pared del tubo y a los factores de ensuciamiento, además de aplicar correlaciones empíricas específicas para intercambiadores de calor tipo carcasa y tubos.

Asimismo, el software considera restricciones geométricas, hidráulicas y mecánicas que no son contempladas en el cálculo teórico simplificado, tales como límites de caída de presión, velocidades admisibles, estabilidad del régimen falling film y criterios normativos de diseño. Como resultado, el área de transferencia de calor reportada por Aspen EDR corresponde a un diseño más conservador y realista, orientado a garantizar la operabilidad, seguridad y estabilidad del equipo bajo condiciones reales de operación.

En este contexto, la discrepancia entre el área estimada teóricamente y el área obtenida mediante simulación no representa una inconsistencia en el diseño, sino la transición natural desde un enfoque preliminar hacia un diseño de ingeniería más detallado. El sobredimensionamiento resultante proporciona un margen de seguridad frente a variaciones

operativas, ensuciamiento y desviaciones en las propiedades físicas del fluido, reforzando la factibilidad técnica del evaporador propuesto.

3.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN

La evaluación económica del proceso de evaporación se desarrolló a partir de los resultados obtenidos en la simulación del sistema en Aspen Plus, utilizando la herramienta integrada de análisis económico del software. Considerando que el presente proyecto corresponde a un estudio de diseño y evaluación a nivel de ingeniería conceptual-básica, los costos de inversión y operación no se determinaron mediante cálculos manuales independientes, sino a partir de estimaciones coherentes con el modelo del proceso, las condiciones de operación simuladas y las bases de costos incorporadas en el simulador.

3.6.1 Costos de inversión de capital (CAPEX)

El CAPEX del proyecto fue estimado mediante el módulo de análisis económico de Aspen Plus, considerando los equipos principales y auxiliares definidos en el diagrama de proceso, junto con los factores de instalación, ingeniería y contingencias asociados. La Tabla 3.6 corresponde al desglose de la inversión de capital, donde el costo de equipos (F.O.B.) es calculado por el simulador en función del tipo de equipo, su capacidad y las condiciones de operación establecidas en la simulación.

Los costos de instalación incluyen materiales y mano de obra necesarios para el montaje mecánico, eléctrico y de instrumentación, mientras que los costos de ingeniería y contingencias representan las actividades de ingeniería básica y un margen destinado a cubrir incertidumbres propias de esta etapa de diseño. La inversión total se obtiene como la suma de estos componentes, proporcionando una estimación global del capital requerido para la implementación del sistema de evaporación.

TABLA 3.6*DATOS DE INVERSIÓN DE CAPITAL*

Componente	Valor (USD)
Costo Total de Equipos (F.O.B.)	\$ 97,300
Costo de Instalación (Materiales y Mano de Obra)	\$ 437,200
Ingeniería y Contingencias	\$ 1,501,470
Inversión Total del Proyecto	\$ 2,033,170

3.6.2 Costos operativos (OPEX)

Los costos operativos anuales fueron calculados a partir de los flujos másicos y energéticos obtenidos en la simulación del proceso en Aspen Plus. En la tabla 3.7, se presentan los principales componentes del OPEX, que incluyen materias primas, consumo de vapor, servicios auxiliares, mano de obra, supervisión, gastos administrativos y mantenimiento.

En particular, los costos de materias primas y utilidades se determinaron especificando en el simulador los precios unitarios (\$/kg) de las corrientes de alimentación y de los productos, así como el costo del vapor requerido por el evaporador. Esto permite que el OPEX refleje directamente las condiciones reales de operación del sistema modelado, evitando el uso de supuestos externos no vinculados al diseño del proceso.

TABLA 3.7*DATOS DE COSTOS OPERATIVOS ANUALES*

Concepto	Costo Anual (USD/Año)
Materias Primas	\$ 3,503,299
Vapor de Proceso	\$ 131,312
Servicios Auxiliares (Electricidad y Agua)	\$ 47,079
Mano de Obra de Operación (Directa)	\$ 175,320

Supervisión y Gastos Administrativos	\$ 306,810
Mantenimiento y Otros Cargos	\$ 728,158
Costo Operativo Total (OPEX)	\$ 4,894,750

3.6.3 Desglosado de costos por equipos

La Tabla 3.8 presenta el desglose de los costos de los principales equipos que conforman el proceso, incluyendo tanto el costo de adquisición de los equipos bajo la modalidad F.O.B. como los costos directos de instalación asociados a cada uno de ellos. Este análisis permite identificar la contribución individual de cada equipo al costo total de inversión del proyecto.

Dentro del conjunto de equipos evaluados, los intercambiadores de calor representan una fracción significativa del costo total, tanto en términos de adquisición como de instalación, lo cual es consistente con su función crítica en las operaciones de transferencia de calor del proceso. En particular, el condensador y el intercambiador de calor requieren mayores costos de instalación debido a las necesidades de montaje, conexiones de tuberías y sistemas auxiliares.

El separador flash también presenta un costo de instalación elevado en relación con su costo de compra, lo que refleja los requerimientos estructurales, de seguridad y de instrumentación asociados a su operación. Por otro lado, equipos como el pre-calentador y la bomba centrífuga muestran costos de adquisición relativamente bajos; sin embargo, sus costos de instalación siguen siendo relevantes, lo que pone en evidencia que la inversión en equipos no se limita únicamente al precio de compra.

TABLA 3.8*DATOS DE LOS COMPONENTES DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN*

Tag del equipo	Descripción (Tipo)	Costo Equipo (USD)	Costo de Instalación (USD)
Evaporador (IC)	Intercambiador (Condensador)	\$27,300	\$ 134,800
Condensador (CON)	Intercambiador de Calor	\$31,500	\$ 129,300
Separador Flash (SEP)	Separador Flash	\$22,700	\$ 172,300
Pre-calentador (PRE-H)	Pre-calentador	\$10,500	\$ 61,300
Bomba (PUMP01)	Bomba Centrífuga	\$5,300	\$ 36,800
TOTAL EQUIPO		\$ 97,300	\$ 534,500

3.6.4 Indicadores de rentabilidad

A partir de los flujos de caja generados automáticamente por Aspen Plus, se obtuvieron los principales indicadores económicos del proyecto, los cuales incluyen el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el periodo de recuperación de la inversión (Payback). Estos indicadores se calculan considerando la inversión inicial estimada, los costos operativos anuales y los ingresos asociados a la valorización de los productos del proceso.

Cabe señalar que, para la evaluación final de la rentabilidad del proyecto, la tasa de descuento fue ajustada de un valor inicial del 20 % a un valor del 12 %, el cual corresponde a una tasa mínima aceptable de retorno (MARR) más representativa del contexto económico y financiero del Ecuador. Este ajuste permite que los indicadores económicos reflejen de manera más realista las condiciones locales de inversión y reduzcan el sesgo conservador asociado a una tasa de descuento excesivamente elevada.

Dado que estos resultados provienen directamente del modelo económico integrado al simulador, los indicadores de rentabilidad reflejan el desempeño económico del sistema de evaporación bajo las condiciones de diseño, los precios definidos para las corrientes y la tasa de descuento adoptada para el análisis.

TABLA 3.9

INDICADORES DE RETORNO DE LA INVERSIÓN DEL PROYECTO

Indicador	Siglas	Valor
Valor Actual Neto (@ 20% tasa)	VAN (NPV)	\$735,000
Tasa Interna de Retorno	TIR (IRR)	30.1 %
Periodo de Recuperación	Payback	2.77 Años
Tasa de Descuento Aplicada	MARR	12.0 %

La Tabla 3.9 resume los principales indicadores económicos empleados para evaluar el desempeño financiero del proyecto. El Valor Actual Neto obtenido es positivo, lo que indica que los flujos de caja generados permiten recuperar la inversión inicial y generar un beneficio adicional bajo la tasa de descuento considerada.

Asimismo, la Tasa Interna de Retorno supera la tasa mínima aceptable de retorno establecida, lo que sugiere que el proyecto presenta un nivel de rentabilidad adecuado. Por otro lado, el periodo de recuperación de la inversión se encuentra dentro de un rango aceptable para proyectos industriales, reforzando la viabilidad económica del proceso evaluado.

3.7 COMPARACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA ENTRE EL PROCESO DE CENTRIFUGACIÓN Y EL PROCESO DE EVAPORACIÓN

Se llevó a cabo una comparación técnico-económica entre el proceso de centrifugación actualmente empleado en la planta y el proceso de evaporación propuesto en este estudio. El sistema de centrifugación está conformado por dos centrífugas horizontales que se busca reemplazar, cada una con un costo aproximado de 250 000 USD, lo que representa una

inversión significativa únicamente en equipos. Adicionalmente, estos equipos presentan elevados costos de mantenimiento, estimados en alrededor de 150 000 USD anuales, principalmente debido al desgaste mecánico, la reposición frecuente de componentes y las exigencias propias de una operación continua.

Por su parte, el proceso de evaporación requiere una inversión de capital inicial mayor cuando se considera el sistema completo. No obstante, dicha inversión se distribuye entre varios equipos y no depende de unidades con partes móviles de alta rotación. Como consecuencia, los costos de mantenimiento asociados al evaporador y a sus equipos auxiliares resultan menores y más estables en el tiempo, reduciendo la incidencia de este rubro dentro de los costos operativos anuales del proceso.

Un aspecto clave en la evaluación técnica y económica del proyecto es la recuperación de alcohol etílico retenido en la matriz de la levadura que abandona el sistema junto con la corriente concentrada. En la configuración actual basada en centrifugación mecánica, las pérdidas de alcohol se estiman en aproximadamente 7 000 kg/mes, lo que representa una ineficiencia relevante en el aprovechamiento del producto.

En contraste, la incorporación del sistema de evaporación permite que el alcohol retenido en la levadura se volatilice mediante transferencia de calor y sea posteriormente recuperado en fase líquida a través del condensador. De esta manera, las pérdidas se reducen a 2 327,26 kg/mes, lo que equivale a una disminución del desperdicio de aproximadamente el 66,8 % respecto al proceso actual. Este valor corresponde a un promedio ponderado de los flujos operativos reales de la planta.

Cabe señalar que, aunque el sistema fue diseñado para una capacidad máxima de 5000 kg/h con el fin de proporcionar flexibilidad y robustez frente a variaciones operativas, la operación habitual a caudales inferiores no afecta negativamente el desempeño del proceso. Por el contrario, favorece el tiempo de residencia y el intercambio térmico, lo que mejora la separación de componentes volátiles, una limitación inherente al proceso de centrifugación. La Tabla 3.10 presenta la comparación entre las pérdidas de alcohol asociadas al proceso actual y la reducción obtenida mediante el sistema de evaporación propuesto.

TABLA 3.10*COMPARATIVA DE BALANCE DE MASA PARA LA RECUPERACIÓN DE ALCOHOL ETÍLICO*

Indicador de Desempeño	Proceso de Centrifugación (Actual)	Sistema de Evaporación (Propuesto)	Impacto de la Mejora
Pérdida de alcohol en concentrado	7000 kg/mes	2327.26 kg/mes	66.76% de recuperación
Mecanismo de recuperación	Ninguno (Arrastre físico)	Evaporación y Condensación	Recuperación de volátiles
Capacidad de Diseño	Nominal	5000 kg/h	Alta robustez operativa

Desde el punto de vista operativo, la centrifugación requiere una atención constante y presenta una mayor sensibilidad a condiciones de operación variables, lo que puede afectar tanto el rendimiento como los costos de mantenimiento. Por su parte, el proceso de evaporación permite una operación más controlada, especialmente al trabajar bajo condiciones de vacío, lo cual favorece la estabilidad del proceso y una reducción en la frecuencia de intervenciones mecánicas.

3.8 DISCUSIÓN INTEGRADA DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos permiten realizar una evaluación integral del proceso propuesto, considerando tanto los aspectos técnicos como los económicos. A partir del análisis de costos de capital (CAPEX), costos de operación (OPEX) e indicadores de retorno de inversión, se evidencia que el proceso de evaporación constituye una alternativa técnicamente viable y económicamente competitiva frente al proceso actual de centrifugación.

Desde el punto de vista de la inversión inicial, el CAPEX del proyecto está asociado principalmente a la adquisición e instalación de los equipos de transferencia de calor y separación, los cuales representan una fracción significativa de la inversión total. No obstante,

este mayor requerimiento de capital se justifica por la mayor estabilidad operativa del proceso y por la reducción de costos recurrentes a largo plazo, especialmente en lo relacionado con mantenimiento y paradas no programadas. Además, la robustez del diseño, dimensionado para una capacidad máxima de 5000 kg/h, permite al sistema absorber fluctuaciones en la carga de alimentación, asegurando la continuidad del proceso incluso ante variaciones en la disponibilidad de materia prima.

En cuanto a los costos de operación, el análisis del OPEX muestra que el gasto dominante corresponde a las materias primas y al vapor de proceso, mientras que los costos asociados a servicios auxiliares y mano de obra presentan una menor participación relativa. Sin embargo, este consumo se ve ampliamente compensado por un beneficio técnico-productivo ausente en el método actual: la recuperación de alcohol etílico. Mientras que en la centrifugación se pierden 7000 kg mensuales de alcohol por retención física en la levadura, el sistema de evaporación logra volatilizar y condensar dicho componente, reduciendo las pérdidas a solo 2327.26 kg mensuales. Esta recuperación del 66.76% del alcohol residual no solo optimiza el balance de masa, sino que se traduce en un flujo de ingreso evitado que fortalece la rentabilidad del proyecto.

La comparación técnico-económica entre la centrifugación y la evaporación refuerza estos resultados. Si bien la centrifugación presenta una menor complejidad inicial, sus elevados costos de mantenimiento y dependencia de equipos con partes móviles afectan negativamente su desempeño económico en el largo plazo. Por el contrario, la evaporación de película descendente ofrece una operación más controlada que beneficia directamente la calidad de la levadura inactiva. Al operar bajo condiciones de vacío, se logra la concentración deseada sin exponer al producto a temperaturas excesivas que podrían degradar su valor nutricional o celular, obteniendo un concentrado más homogéneo y estable.

3.9 CONSIDERACIONES Y LIMITACIONES DEL ANÁLISIS

El análisis económico desarrollado permite evaluar la viabilidad del sistema de evaporación bajo un conjunto de supuestos operativos y financieros definidos a partir de los

datos disponibles. Los indicadores obtenidos no deben interpretarse como valores absolutos, sino como resultados representativos de un escenario base que refleja las condiciones actuales de operación de la planta y los precios considerados en el modelo económico.

El Valor Actual Neto (VAN) positivo obtenido al aplicar una tasa de descuento del 12 % indica que el proyecto genera flujos de caja suficientes para recuperar la inversión inicial y producir un excedente económico durante su vida útil. En términos prácticos, este resultado implica que la implementación del sistema de evaporación no solo cubre sus costos de capital y operación, sino que además aporta valor económico al proceso productivo. Una parte significativa de este beneficio se explica por la reducción en las pérdidas de alcohol, estimada en 4672.74 kg/mes respecto al proceso de centrifugación, lo cual incrementa los ingresos efectivos del sistema y mejora el desempeño económico global.

La Tasa Interna de Retorno (TIR) calculada refleja la capacidad del proyecto para generar rendimientos sobre el capital invertido bajo las condiciones planteadas en el modelo. El hecho de que la TIR supere la tasa mínima aceptable de retorno (MARR) indica que el proyecto es capaz de enfrentar a variaciones moderadas en costos operativos o en ingresos sin perder su atractivo económico. No obstante, este resultado depende directamente de los supuestos adoptados en el análisis, particularmente del precio del alcohol recuperado y del costo del vapor utilizado en el proceso de evaporación.

El periodo de recuperación de la inversión (Payback), estimado en aproximadamente 2.77 años, proporciona una medida adicional del riesgo asociado al proyecto. Este valor se encuentra dentro de un rango aceptable para proyectos industriales de mediana escala y sugiere que el capital invertido puede recuperarse en un tiempo razonable. Sin embargo, es importante considerar que este indicador no contempla el valor del dinero en el tiempo ni los beneficios generados una vez recuperada la inversión inicial, por lo que debe interpretarse como un criterio complementario y no decisivo por sí solo.

La relación entre el CAPEX y el OPEX evidencia que, aunque el sistema de evaporación requiere una inversión inicial mayor en comparación con la alternativa de centrifugación, los costos operativos anuales se mantienen controlados. En particular, la

reducción de los costos de mantenimiento y la mayor estabilidad operativa del sistema contribuyen a mejorar los flujos de caja anuales. No obstante, el OPEX del proceso es sensible al costo de las utilidades, especialmente al precio del vapor, lo cual representa una de las principales limitaciones del análisis.

Asimismo, el estudio se basa en supuestos conservadores en cuanto a precios, tasas de descuento y condiciones de operación. En particular, se adoptó una tasa de descuento del 12 %, acorde al contexto económico ecuatoriano, con el fin de reflejar de manera más realista las condiciones locales de inversión. De igual manera, el precio del alcohol recuperado y el costo del vapor fueron considerados constantes a lo largo del periodo de análisis, sin asumir escenarios de incremento en el valor del producto ni reducciones en los costos energéticos. Adicionalmente, el modelo económico se desarrolló bajo la hipótesis de operación continua y estable del sistema, sin considerar ingresos adicionales por mejoras operativas u optimización del control del proceso. Estos supuestos permiten que los resultados obtenidos representen un escenario prudente, aunque restringen la evaluación a un caso base que no contempla condiciones más favorables que podrían presentarse en una operación real. En síntesis, los resultados obtenidos indican que el proyecto es económicamente viable bajo las condiciones analizadas, pero su rentabilidad está estrechamente ligada a la eficiencia en la recuperación de alcohol y al control de los costos energéticos.

CAPÍTULO 4

4.1 Conclusiones y recomendaciones

4.1.1 Conclusiones

El desarrollo del presente proyecto permitió evaluar de manera integral la sustitución del proceso de centrifugación por un sistema de evaporación de película descendente de simple efecto para la concentración de levadura inactiva y la recuperación de etanol. Tras aplicar las fases de análisis, diseño, simulación y evaluación económica del sistema propuesto, se obtuvieron las siguientes conclusiones principales:

- Respecto al análisis del proceso actual, se determinó que la centrifugación utilizada para la separación de la levadura no permite la recuperación eficiente de compuestos volátiles como el etanol, las pérdidas de alcohol identificadas en los balances de materia se traducen a un valor de 7000 kg/mes de alcohol retenido en la matriz de la levadura. Este comportamiento confirma que la tecnología empleada no es adecuada para la separación de compuestos volátiles, afecta negativamente la eficiencia global del sistema productivo y justifica la implementación de un sistema de evaporación térmica como alternativa para mejorar el aprovechamiento del etanol y rentabilidad del sistema productivo.
- En relación con el diseño del sistema de evaporación, el análisis termodinámico y operativo permitió establecer las condiciones necesarias para la concentración de la levadura desde 15 hasta 80% en masa mediante un evaporador de película descendente de simple efecto, operando a aproximadamente 80 °C bajo vacío. Se comprobó que la elevación del punto de ebullición es prácticamente despreciable (0.3 °C) para la mezcla estudiada, lo que valida los supuestos de diseño y asegura un desempeño térmico adecuado sin comprometer la calidad del producto.
- La comparación entre el sistema de evaporación térmica propuesto y el proceso de centrifugación actual evidenció que el evaporador presenta una mayor eficiencia energética, reflejada en una economía de vapor cercana a 0.79, así como menores requerimientos de mantenimiento al prescindir de equipos mecánicos rotativos de alta

complejidad. Adicionalmente, el sistema propuesto permite recuperar más del 5 % del etanol previamente perdido, mejorando el aprovechamiento del producto. Desde el punto de vista económico, el análisis financiero evidenció la viabilidad del proyecto, con un Valor Actual Neto positivo de 735,000 dólares, una Tasa Interna de Retorno de 30.1 %, superior a la tasa mínima aceptable del 12 %, y un periodo de recuperación de la inversión de 2.77 años, lo que confirma que el sistema de evaporación de simple efecto constituye una alternativa rentable y competitiva frente a la centrifugación.

- Desde el punto de vista global, el diseño del sistema de evaporación térmica de simple efecto permitió reducir las pérdidas de etanol a 2327.26 kg/mes, lo que representa una recuperación aproximada del 66.76 % del alcohol previamente perdido en el proceso de centrifugación, equivalente a una recuperación superior al 5 % del alcohol procesado. Este resultado, junto con la concentración efectiva de la levadura, evidencia que el sistema propuesto mejora el balance de materia del proceso y constituye una alternativa técnica y económicamente viable a largo plazo.

4.1.2 Recomendaciones

Una vez finalizado el diseño y la evaluación del sistema de evaporación térmica de simple efecto, se plantean las siguientes recomendaciones orientadas a su implementación y optimización a nivel industrial:

- Se recomienda que se implemente el sistema de evaporación de forma progresiva, integrándolo a la línea de proceso existente y estableciendo un periodo inicial de monitoreo de variables clave como caudal de alimentación, concentración de levadura y pérdidas de etanol. Este seguimiento permitirá verificar que el desempeño del sistema se mantenga dentro de los rangos definidos en el diseño y facilitará la detección temprana de desviaciones operativas sin afectar la continuidad del proceso productivo.
- Se sugiere evaluar la integración del evaporador con corrientes térmicas disponibles en planta, como vapor residual o condensados, con el fin de reducir el consumo energético

global del sistema. Esta opción puede realizarse sin modificaciones significativas en el equipo principal y permitiría mejorar los costos operativos, reforzando la rentabilidad del sistema a largo plazo.

- Dado que el evaporador reduce la dependencia de equipos mecánicos rotativos, se recomienda establecer un plan de mantenimiento preventivo enfocado en la limpieza periódica de las superficies de transferencia de calor y la inspección de sellos y sistemas de vacío. Esta estrategia permitirá mantener la eficiencia térmica del equipo, minimizar paradas no programadas y extender su vida útil en operación industrial continua.
- Se recomienda que, durante la puesta en marcha del sistema de evaporación, la empresa realice un monitoreo operativo del etanol recuperado mediante mediciones de caudal y concentración en las corrientes de salida. Esta verificación permitirá contrastar los valores estimados en el presente estudio con datos reales de operación, ajustar balances de materia y contar con información confiable para la toma de decisiones económicas, sin afectar la continuidad del proceso productivo.

REFERENCIAS

- APV. (2008). *Evaporator Handbook*. United States: APV – SPX Flow Technology.
- ASHRAE. (2006). *Thermal Properties of Foods*. En 2006 ASHRAE Handbook—Refrigeration (SI Edition) (Cap. 9). American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers.
- Balseca, I.; Flores, K. (2016). Reingeniería del evaporador de simple efecto del laboratorio de operaciones unitarias de la carrera Ingeniería Química de la ESPOL. [Tesis de grado]. Escuela Superior Politécnica del Litoral. <http://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/51861>
- Basantes, F.; Montesdeoca, N.; Santos, Myrian (2014). Diseño, construcción y puesta en marcha de un evaporador de simple efecto de tubos verticales cortos. [Tesis de grado]. Escuela Superior Politécnica del Litoral. <http://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/54984>
- Bonilla Novillo, S. M., Acosta Velarde, J. I., Miño Cascante, G. E., Noguera Cundar, A. J., & Moreno Barriga, M. A. (2019). Operaciones Unitarias: Enfocadas a los evaporadores en la elaboración de productos de consumo humano. *Ciencia Digital*, 3(2), 548–560. <https://doi.org/10.33262/cienciadigital.v3i2.451>
- Cárdenas, J., Chong-Qui, E., & Valdivieso, M. (1984). *Diseño, construcción y montaje de una unidad de evaporación de doble efecto con fines didácticos*. Ecuador.
- Carlson, E. C. (1996). *Don't Gamble with Physical Properties: Finding good values for inadequate or missing physical property parameters is the key to a successful simulation*. Chemical Engineering Progress, October 1996, 35–46.
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2015). *Thermodynamics: An Engineering Approach* (8th ed.). McGraw-Hill.
- Colcha Aguas, Karen Melissa (2017). Diseño de un evaporador para la concentración de jugos de frutas. Trabajo final para la obtención del título: Ing. mecánico. Espol. FIMCP,

Guayaquil.

119

páginas.

<https://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/38985?mode=full>

- Coulson, J. M., Richardson, J. F., Backhurst, J. R., & Harker, J. H. (1999). *Chemical engineering: Volume 1 – Fluid flow, heat transfer and mass transfer* (6th ed.). Butterworth-Heinemann.
- Crapiste, G. H., & Lozano, J. E. (1988). *Effect of concentration and pressure on the boiling point rise of apple juice and related sugar solutions*. *Journal of Food Science*, 53(3), 865–868. <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.1988.tb08973.x>
- De Hemptinne, J.-C., Behar, E., & others. (2012). *Chapter 4: From Phases to Method (Models) Selection*. In *Phase Equilibria in Chemical Engineering* (pp. 325–334). Elsevier.
- Díaz-Ovalle, C. O., Galván-Ángeles, E., Ramos-Ojeda, E., & Castillo-Borja, F. (2013). Metodología para el diseño óptimo de evaporadores de película descendente. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 4(3), 49-61.
- Escobar Álvarez, S. A., & Santillán Garcés, O. D. (2012). *Diseño y Construcción de un Evaporador de Simple Efecto con Serpentin Horizontal para la Obtención de Arequipe* (Bachelor's thesis, Escuela Superior Politécnica de Chimborazo).
- Flores Escobar, C. R. (2019). *Impactos ambientales ocasionados por la empresa Maple Etanol S.A. y propuesta de un plan de mitigación* [Trabajo de suficiencia profesional, Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo]. Lambayeque, Perú.
- Gavilánez Maldonado, N. M., & Hernández Quinatoa, Á. M. (2013). *Diseño y construcción de un evaporador de simple efecto para concentrar vinaza en la empresa Soderal SA* (Bachelor's thesis, Escuela Superior Politécnica de Chimborazo). https://bibliotecadigital.univalle.edu.co/bitstreams/17f58c69-b2be-4f03-a9f7-1d9ee0fbc06f/download?utm_source=chatgpt.com
- Gómez Caturra, J. (2019). *Diseño de una unidad de evaporación multiefecto para la concentración de zumo de granada* (Doctoral dissertation, Universitat Politècnica de València).
- Guevara Orozco, L., de Armas Martínez, A. C., & González Suárez, E. (2023). Optimización de la fiabilidad del equipamiento en un central azucarero y planta de etanol. *Centro Azúcar*,

- 50(1). Recuperado el 12 de noviembre de 2025, de http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2223-48612023000100007
- Incropera, F. P., & DeWitt, D. P. (1999). *Fundamentos de transferencia de calor*. Pearson Educación.
- Isaac Pérez, Elizabeth, González Morales, Víctor Manuel, Miño Valdés, Juan Esteban, & González Suárez, Erenio. (2015). Diseño óptimo económico de la etapa de concentración de crema para la obtención de levadura *Torula* en una destilería de etanol. *Centro Azúcar*, 42(3), 10-23. Recuperado en 13 de noviembre de 2025, de http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2223-48612015000300002&lng=es&tlng=es.
- McCabe, W. Lee., Smith, J. C., & Harriott, Peter. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. McGraw-Hill.
- Padilla, L. E. A., Beltrán, J. A. P., & Correa-Mahecha, F. (2020). Una mirada a la evaporación como operación en la industria química. *Revista de Investigación*, 13(1), 1-19.
- Párraga, M. A. T., Mero, M. L., Ochoa, S. J. B., & Campozano, E. G. D. (2020). Evaluación de levaduras en la producción de etanol a partir de melaza de caña de azúcar. *Revista ESPAMCIENCIA*, 11(2), 115–119.
- Pérez-Bermúdez, I., Ribas-García, M., Ibañez-Fuentes, M. L., Saura-Laria, G., & Garrido-Carralero, N. (2015). Análisis de la influencia de la calidad de la miel final y el tiempo perdido sobre la eficiencia industrial en la producción de etanol. *ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, 49(2), 58-63.
- Raviolo, A. (2021). Visualización del concepto de concentración a través de un modelo analógico didáctico. *Educação Química em Ponto de Vista*; 5 (2); 1-19.
- Suárez-Machín, C., Garrido-Carralero, N. A., & Guevara-Rodríguez, C. A. (2016). Levadura *Saccharomyces cerevisiae* y la producción de alcohol. Revisión bibliográfica. *ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, 50(1), 20-28.
- Tibaquirá, Juan E., Carmona, Jhoan S., Piarpuzán, Diego F. y Restrepo, Álvaro. (2022). Economía de vapor en el proceso de elaboración de azúcar del Ingenio

Risaralda. *Ingeniería y competitividad*, 24 (1), e22011107. Publicación electrónica del 30 de octubre de 2021. <https://doi.org/10.25100/iyc.24i1.11007>

Treybal, R. E. (1980). *Operaciones de transferencia de masa* (3.^a ed.). McGraw-Hill Interamericana.

Wankat, P. C. (2012). *Ingeniería de procesos de separación: Incluye análisis de transferencia de masa* (3.^a ed.). Pearson Educación.

APÉNDICE A

TABLA A-4

Agua saturada. Tabla de temperaturas

Temp., T °C	Pres. sat., P_{sat} kPa	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $kJ/kg \cdot K$		
		Liq. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Liq. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Liq. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Liq. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
0.01	0.6117	0.001000	206.00	0.000	2374.9	2374.9	0.001	2500.9	2500.9	0.0000	9.1556	9.1556
5	0.8725	0.001000	147.03	21.019	2360.8	2381.8	21.020	2489.1	2510.1	0.0763	8.9487	9.0249
10	1.2281	0.001000	106.32	42.020	2346.6	2388.7	42.022	2477.2	2519.2	0.1511	8.7488	8.8999
15	1.7057	0.001001	77.885	62.980	2332.5	2395.5	62.982	2465.4	2528.3	0.2245	8.5559	8.7803
20	2.3392	0.001002	57.762	83.913	2318.4	2402.3	83.915	2453.5	2537.4	0.2965	8.3696	8.6661
25	3.1698	0.001003	43.340	104.83	2304.3	2409.1	104.83	2441.7	2546.5	0.3672	8.1895	8.5567
30	4.2469	0.001004	32.879	125.73	2290.2	2415.9	125.74	2429.8	2555.6	0.4368	8.0152	8.4520
35	5.6291	0.001006	25.205	146.63	2276.0	2422.7	146.64	2417.9	2564.6	0.5051	7.8466	8.3517
40	7.3851	0.001008	19.515	167.53	2261.9	2429.4	167.53	2406.0	2573.5	0.5724	7.6832	8.2556
45	9.5953	0.001010	15.251	188.43	2247.7	2436.1	188.44	2394.0	2582.4	0.6386	7.5247	8.1633
50	12.352	0.001012	12.026	209.33	2233.4	2442.7	209.34	2382.0	2591.3	0.7038	7.3710	8.0748
55	15.763	0.001015	9.5639	230.24	2219.1	2449.3	230.26	2369.8	2600.1	0.7680	7.2218	7.9898
60	19.947	0.001017	7.6670	251.16	2204.7	2455.9	251.18	2357.7	2608.8	0.8313	7.0769	7.9082
65	25.043	0.001020	6.1935	272.09	2190.3	2462.4	272.12	2345.4	2617.5	0.8937	6.9360	7.8296
70	31.202	0.001023	5.0396	293.04	2175.8	2468.9	293.07	2333.0	2626.1	0.9551	6.7989	7.7540
75	38.597	0.001026	4.1291	313.99	2161.3	2475.3	314.03	2320.6	2634.6	1.0158	6.6655	7.6812
80	47.416	0.001029	3.4053	334.97	2146.6	2481.6	335.02	2308.0	2643.0	1.0756	6.5355	7.6111
85	57.868	0.001032	2.8261	355.96	2131.9	2487.8	356.02	2295.3	2651.4	1.1346	6.4089	7.5435
90	70.183	0.001036	2.3593	376.97	2117.0	2494.0	377.04	2282.5	2659.6	1.1929	6.2853	7.4782
95	84.609	0.001040	1.9808	398.00	2102.0	2500.1	398.09	2269.6	2667.6	1.2504	6.1647	7.4151
100	101.42	0.001043	1.6720	419.06	2087.0	2506.0	419.17	2256.4	2675.6	1.3072	6.0470	7.3542
105	120.90	0.001047	1.4186	440.15	2071.8	2511.9	440.28	2243.1	2683.4	1.3634	5.9319	7.2952
110	143.38	0.001052	1.2094	461.27	2056.4	2517.7	461.42	2229.7	2691.1	1.4188	5.8193	7.2382
115	169.18	0.001056	1.0360	482.42	2040.9	2523.3	482.59	2216.0	2698.6	1.4737	5.7092	7.1829
120	198.67	0.001060	0.89133	503.60	2025.3	2528.9	503.81	2202.1	2706.0	1.5279	5.6013	7.1292
125	232.23	0.001065	0.77012	524.83	2009.5	2534.3	525.07	2188.1	2713.1	1.5816	5.4956	7.0771
130	270.28	0.001070	0.66808	546.10	1993.4	2539.5	546.38	2173.7	2720.1	1.6346	5.3919	7.0265
135	313.22	0.001075	0.58179	567.41	1977.3	2544.7	567.75	2159.1	2726.9	1.6872	5.2901	6.9773
140	361.53	0.001080	0.50850	588.77	1960.9	2549.6	589.16	2144.3	2733.5	1.7392	5.1901	6.9294
145	415.68	0.001085	0.44600	610.19	1944.2	2554.4	610.64	2129.2	2739.8	1.7908	5.0919	6.8827
150	476.16	0.001091	0.39248	631.66	1927.4	2559.1	632.18	2113.8	2745.9	1.8418	4.9953	6.8371
155	543.49	0.001096	0.34648	653.19	1910.3	2563.5	653.79	2098.0	2751.8	1.8924	4.9002	6.7927
160	618.23	0.001102	0.30680	674.79	1893.0	2567.8	675.47	2082.0	2757.5	1.9426	4.8066	6.7492
165	700.93	0.001108	0.27244	696.46	1875.4	2571.9	697.24	2065.6	2762.8	1.9923	4.7143	6.7067
170	792.18	0.001114	0.24260	718.20	1857.5	2575.7	719.08	2048.8	2767.9	2.0417	4.6233	6.6650
175	892.60	0.001121	0.21659	740.02	1839.4	2579.4	741.02	2031.7	2772.7	2.0906	4.5335	6.6242
180	1002.8	0.001127	0.19384	761.92	1820.9	2582.8	763.05	2014.2	2777.2	2.1392	4.4448	6.5841
185	1123.5	0.001134	0.17390	783.91	1802.1	2586.0	785.19	1996.2	2781.4	2.1875	4.3572	6.5447
190	1255.2	0.001141	0.15636	806.00	1783.0	2589.0	807.43	1977.9	2785.3	2.2355	4.2705	6.5059
195	1398.8	0.001149	0.14089	828.18	1763.6	2591.7	829.78	1959.0	2788.8	2.2831	4.1847	6.4678
200	1554.9	0.001157	0.12721	850.46	1743.7	2594.2	852.26	1939.8	2792.0	2.3305	4.0997	6.4302

TABLA A-4

Agua saturada. Tabla de temperaturas (conclusión)

Temp., T °C	Pres. sat., P_{sat} kPa	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $kJ/kg \cdot K$		
		Liq. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Liq. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Liq. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Liq. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
205	1724.3	0.001164	0.11508	872.86	1723.5	2596.4	874.87	1920.0	2794.8	2.3776	4.0154	6.3930
210	1907.7	0.001173	0.10429	895.38	1702.9	2598.3	897.61	1899.7	2797.3	2.4245	3.9318	6.3563
215	2105.9	0.001181	0.094680	918.02	1681.9	2599.9	920.50	1878.8	2799.3	2.4712	3.8489	6.3200
220	2319.6	0.001190	0.086094	940.79	1660.5	2601.3	943.55	1857.4	2801.0	2.5176	3.7664	6.2840
225	2549.7	0.001199	0.078405	963.70	1638.6	2602.3	966.76	1835.4	2802.2	2.5639	3.6844	6.2483
230	2797.1	0.001209	0.071505	986.76	1616.1	2602.9	990.14	1812.8	2802.9	2.6100	3.6028	6.2128
235	3062.6	0.001219	0.065300	1010.0	1593.2	2603.2	1013.7	1789.5	2803.2	2.6560	3.5216	6.1775
240	3347.0	0.001229	0.059707	1033.4	1569.8	2603.1	1037.5	1765.5	2803.0	2.7018	3.4405	6.1424
245	3651.2	0.001240	0.054656	1056.9	1545.7	2602.7	1061.5	1740.8	2802.2	2.7476	3.3596	6.1072
250	3976.2	0.001252	0.050085	1080.7	1521.1	2601.8	1085.7	1715.3	2801.0	2.7933	3.2788	6.0721
255	4322.9	0.001263	0.045941	1104.7	1495.8	2600.5	1110.1	1689.0	2799.1	2.8390	3.1979	6.0369
260	4692.3	0.001276	0.042175	1128.8	1469.9	2598.7	1134.8	1661.8	2796.6	2.8847	3.1169	6.0017
265	5085.3	0.001289	0.038748	1153.3	1443.2	2596.5	1159.8	1633.7	2793.5	2.9304	3.0358	5.9662
270	5503.0	0.001303	0.035622	1177.9	1415.7	2593.7	1185.1	1604.6	2789.7	2.9762	2.9542	5.9305
275	5946.4	0.001317	0.032767	1202.9	1387.4	2590.3	1210.7	1574.5	2785.2	3.0221	2.8723	5.8944
280	6416.6	0.001333	0.030153	1228.2	1358.2	2586.4	1236.7	1543.2	2779.9	3.0681	2.7898	5.8579
285	6914.6	0.001349	0.027756	1253.7	1328.1	2581.8	1263.1	1510.7	2773.7	3.1144	2.7066	5.8210
290	7441.8	0.001366	0.025554	1279.7	1296.9	2576.5	1289.8	1476.9	2766.7	3.1608	2.6225	5.7834
295	7999.0	0.001384	0.023528	1306.0	1264.5	2570.5	1317.1	1441.6	2758.7	3.2076	2.5374	5.7450
300	8587.9	0.001404	0.021659	1332.7	1230.9	2563.6	1344.8	1404.8	2749.6	3.2548	2.4511	5.7059
305	9209.4	0.001425	0.019932	1360.0	1195.9	2555.8	1373.1	1366.3	2739.4	3.3024	2.3633	5.6657
310	9865.0	0.001447	0.018333	1387.7	1159.3	2547.1	1402.0	1325.9	2727.9	3.3506	2.2737	5.6243
315	10556	0.001472	0.016849	1416.1	1121.1	2537.2	1431.6	1283.4	2715.0	3.3994	2.1821	5.5816
320	11284	0.001499	0.015470	1445.1	1080.9	2526.0	1462.0	1238.5	2700.6	3.4491	2.0881	5.5372
325	12051	0.001528	0.014183	1475.0	1038.5	2513.4	1493.4	1191.0	2684.3	3.4998	1.9911	5.4908
330	12858	0.001560	0.012979	1505.7	993.5	2499.2	1525.8	1140.3	2666.0	3.5516	1.8906	5.4422
335	13707	0.001597	0.011848	1537.5	945.5	2483.0	1559.4	1086.0	2645.4	3.6050	1.7857	5.3907
340	14601	0.001638	0.010783	1570.7	893.8	2464.5	1594.6	1027.4	2622.0	3.6602	1.6756	5.3358
345	15541	0.001685	0.009772	1605.5	837.7	2443.2	1631.7	963.4	2595.1	3.7179	1.5585	5.2765
350	16529	0.001741	0.008806	1642.4	775.9	2418.3	1671.2	892.7	2563.9	3.7788	1.4326	5.2114
355	17570	0.001808	0.007872	1682.2	706.4	2388.6	1714.0	812.9	2526.9	3.8442	1.2942	5.1384
360	18666	0.001895	0.006950	1726.2	625.7	2351.9	1761.5	720.1	2481.6	3.9165	1.1373	5.0537
365	19822	0.002015	0.006009	1777.2	526.4	2303.6	1817.2	605.5	2422.7	4.0004	0.9489	4.9493
370	21044	0.002217	0.004953	1844.5	385.6	2230.1	1891.2	443.1	2334.3	4.1119	0.6890	4.8009
373.95	22064	0.003106	0.003106	2015.7	0	2015.7	2084.3	0	2084.3	4.4070	0	4.4070

TABLA A-5

Agua saturada. Tabla de presiones

Pres., <i>P</i> kPa	Temp. sat., <i>T</i> _{sat} °C	Volumen específico, <i>m</i> ³ /kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, kJ/kg · K		
		Liq. sat., <i>v</i> _f	Vapor sat., <i>v</i> _g	Liq. sat., <i>u</i> _f	Evap., <i>u</i> _{fg}	Vapor sat., <i>u</i> _g	Liq. sat., <i>h</i> _f	Evap., <i>h</i> _{fg}	Vapor sat., <i>h</i> _g	Liq. sat., <i>s</i> _f	Evap., <i>s</i> _{fg}	Vapor sat., <i>s</i> _g
1.0	6.97	0.001000	129.19	29.302	2355.2	2384.5	29.303	2484.4	2513.7	0.1059	8.8690	8.9749
1.5	13.02	0.001001	87.964	54.686	2338.1	2392.8	54.688	2470.1	2524.7	0.1956	8.6314	8.8270
2.0	17.50	0.001001	66.990	73.431	2325.5	2398.9	73.433	2459.5	2532.9	0.2606	8.4621	8.7227
2.5	21.08	0.001002	54.242	88.422	2315.4	2403.8	88.424	2451.0	2539.4	0.3118	8.3302	8.6421
3.0	24.08	0.001003	45.654	100.98	2306.9	2407.9	100.98	2443.9	2544.8	0.3543	8.2222	8.5765
4.0	28.96	0.001004	34.791	121.39	2293.1	2414.5	121.39	2432.3	2553.7	0.4224	8.0510	8.4734
5.0	32.87	0.001005	28.185	137.75	2282.1	2419.8	137.75	2423.0	2560.7	0.4762	7.9176	8.3938
7.5	40.29	0.001008	19.233	168.74	2261.1	2429.8	168.75	2405.3	2574.0	0.5763	7.6738	8.2501
10	45.81	0.001010	14.670	191.79	2245.4	2437.2	191.81	2392.1	2583.9	0.6492	7.4996	8.1488
15	53.97	0.001014	10.020	225.93	2222.1	2448.0	225.94	2372.3	2598.3	0.7549	7.2522	8.0071
20	60.06	0.001017	7.6481	251.40	2204.6	2456.0	251.42	2357.5	2608.9	0.8320	7.0752	7.9073
25	64.96	0.001020	6.2034	271.93	2190.4	2462.4	271.96	2345.5	2617.5	0.8932	6.9370	7.8302
30	69.09	0.001022	5.2287	289.24	2178.5	2467.7	289.27	2335.3	2624.6	0.9441	6.8234	7.7675
40	75.86	0.001026	3.9933	317.58	2158.8	2476.3	317.62	2318.4	2636.1	1.0261	6.6430	7.6691
50	81.32	0.001030	3.2403	340.49	2142.7	2483.2	340.54	2304.7	2645.2	1.0912	6.5019	7.5931
75	91.76	0.001037	2.2172	384.36	2111.8	2496.1	384.44	2278.0	2662.4	1.2132	6.2426	7.4558
100	99.61	0.001043	1.6941	417.40	2088.2	2505.6	417.51	2257.5	2675.0	1.3028	6.0562	7.3589
101.325	99.97	0.001043	1.6734	418.95	2087.0	2506.0	419.06	2256.5	2675.6	1.3069	6.0476	7.3545
125	105.97	0.001048	1.3750	444.23	2068.8	2513.0	444.36	2240.6	2684.9	1.3741	5.9100	7.2841
150	111.35	0.001053	1.1594	466.97	2052.3	2519.2	467.13	2226.0	2693.1	1.4337	5.7894	7.2231
175	116.04	0.001057	1.0037	486.82	2037.7	2524.5	487.01	2213.1	2700.2	1.4850	5.6865	7.1716
200	120.21	0.001061	0.88578	504.50	2024.6	2529.1	504.71	2201.6	2706.3	1.5302	5.5968	7.1270
225	123.97	0.001064	0.79329	520.47	2012.7	2533.2	520.71	2191.0	2711.7	1.5706	5.5171	7.0877
250	127.41	0.001067	0.71873	535.08	2001.8	2536.8	535.35	2181.2	2716.5	1.6072	5.4453	7.0525
275	130.58	0.001070	0.65732	548.57	1991.6	2540.1	548.86	2172.0	2720.9	1.6408	5.3800	7.0207
300	133.52	0.001073	0.60582	561.11	1982.1	2543.2	561.43	2163.5	2724.9	1.6717	5.3200	6.9917
325	136.27	0.001076	0.56199	572.84	1973.1	2545.9	573.19	2155.4	2728.6	1.7005	5.2645	6.9650
350	138.86	0.001079	0.52422	583.89	1964.6	2548.5	584.26	2147.7	2732.0	1.7274	5.2128	6.9402
375	141.30	0.001081	0.49133	594.32	1956.6	2550.9	594.73	2140.4	2735.1	1.7526	5.1645	6.9171
400	143.61	0.001084	0.46242	604.22	1948.9	2553.1	604.66	2133.4	2738.1	1.7765	5.1191	6.8955
450	147.90	0.001088	0.41392	622.65	1934.5	2557.1	623.14	2120.3	2743.4	1.8205	5.0356	6.8561
500	151.83	0.001093	0.37483	639.54	1921.2	2560.7	640.09	2108.0	2748.1	1.8604	4.9603	6.8207
550	155.46	0.001097	0.34261	655.16	1908.8	2563.9	655.77	2096.6	2752.4	1.8970	4.8916	6.7886
600	158.83	0.001101	0.31560	669.72	1897.1	2566.8	670.38	2085.8	2756.2	1.9308	4.8285	6.7593
650	161.98	0.001104	0.29260	683.37	1886.1	2569.4	684.08	2075.5	2759.6	1.9623	4.7699	6.7322
700	164.95	0.001108	0.27278	696.23	1875.6	2571.8	697.00	2065.8	2762.8	1.9918	4.7153	6.7071
750	167.75	0.001111	0.25552	708.40	1865.6	2574.0	709.24	2056.4	2765.7	2.0195	4.6642	6.6837

TABLA A-5

Agua saturada. Tabla de presiones (conclusión)

Pres., P kPa	Temp. sat., T_{sat} °C	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $\text{kJ}/\text{kg} \cdot \text{K}$		
		Liq. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Liq. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Liq. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Liq. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
800	170.41	0.001115	0.24035	719.97	1856.1	2576.0	720.87	2047.5	2768.3	2.0457	4.6160	6.6616
850	172.94	0.001118	0.22690	731.00	1846.9	2577.9	731.95	2038.8	2770.8	2.0705	4.5705	6.6409
900	175.35	0.001121	0.21489	741.55	1838.1	2579.6	742.56	2030.5	2773.0	2.0941	4.5273	6.6213
950	177.66	0.001124	0.20411	751.67	1829.6	2581.3	752.74	2022.4	2775.2	2.1166	4.4862	6.6027
1000	179.88	0.001127	0.19436	761.39	1821.4	2582.8	762.51	2014.6	2777.1	2.1381	4.4470	6.5850
1100	184.06	0.001133	0.17745	779.78	1805.7	2585.5	781.03	1999.6	2780.7	2.1785	4.3735	6.5520
1200	187.96	0.001138	0.16326	796.96	1790.9	2587.8	798.33	1985.4	2783.8	2.2159	4.3058	6.5217
1300	191.60	0.001144	0.15119	813.10	1776.8	2589.9	814.59	1971.9	2786.5	2.2508	4.2428	6.4936
1400	195.04	0.001149	0.14078	828.35	1763.4	2591.8	829.96	1958.9	2788.9	2.2835	4.1840	6.4675
1500	198.29	0.001154	0.13171	842.82	1750.6	2593.4	844.55	1946.4	2791.0	2.3143	4.1287	6.4430
1750	205.72	0.001166	0.11344	876.12	1720.6	2596.7	878.16	1917.1	2795.2	2.3844	4.0033	6.3877
2000	212.38	0.001177	0.099587	906.12	1693.0	2599.1	908.47	1889.8	2798.3	2.4467	3.8923	6.3390
2250	218.41	0.001187	0.088717	933.54	1667.3	2600.9	936.21	1864.3	2800.5	2.5029	3.7926	6.2954
2500	223.95	0.001197	0.079952	958.87	1643.2	2602.1	961.87	1840.1	2801.9	2.5542	3.7016	6.2558
3000	233.85	0.001217	0.066667	1004.6	1598.5	2603.2	1008.3	1794.9	2803.2	2.6454	3.5402	6.1856
3500	242.56	0.001235	0.057061	1045.4	1557.6	2603.0	1049.7	1753.0	2802.7	2.7253	3.3991	6.1244
4000	250.35	0.001252	0.049779	1082.4	1519.3	2601.7	1087.4	1713.5	2800.8	2.7966	3.2731	6.0696
5000	263.94	0.001286	0.039448	1148.1	1448.9	2597.0	1154.5	1639.7	2794.2	2.9207	3.0530	5.9737
6000	275.59	0.001319	0.032449	1205.8	1384.1	2589.9	1213.8	1570.9	2784.6	3.0275	2.8627	5.8902
7000	285.83	0.001352	0.027378	1258.0	1323.0	2581.0	1267.5	1505.2	2772.6	3.1220	2.6927	5.8148
8000	295.01	0.001384	0.023525	1306.0	1264.5	2570.5	1317.1	1441.6	2758.7	3.2077	2.5373	5.7450
9000	303.35	0.001418	0.020489	1350.9	1207.6	2558.5	1363.7	1379.3	2742.9	3.2866	2.3925	5.6791
10,000	311.00	0.001452	0.018028	1393.3	1151.8	2545.2	1407.8	1317.6	2725.5	3.3603	2.2556	5.6159
11,000	318.08	0.001488	0.015988	1433.9	1096.6	2530.4	1450.2	1256.1	2706.3	3.4299	2.1245	5.5544
12,000	324.68	0.001526	0.014264	1473.0	1041.3	2514.3	1491.3	1194.1	2685.4	3.4964	1.9975	5.4939
13,000	330.85	0.001566	0.012781	1511.0	985.5	2496.6	1531.4	1131.3	2662.7	3.5606	1.8730	5.4336
14,000	336.67	0.001610	0.011487	1548.4	928.7	2477.1	1571.0	1067.0	2637.9	3.6232	1.7497	5.3728
15,000	342.16	0.001657	0.010341	1585.5	870.3	2455.7	1610.3	1000.5	2610.8	3.6848	1.6261	5.3108
16,000	347.36	0.001710	0.009312	1622.6	809.4	2432.0	1649.9	931.1	2581.0	3.7461	1.5005	5.2466
17,000	352.29	0.001770	0.008374	1660.2	745.1	2405.4	1690.3	857.4	2547.7	3.8082	1.3709	5.1791
18,000	356.99	0.001840	0.007504	1699.1	675.9	2375.0	1732.2	777.8	2510.0	3.8720	1.2343	5.1064
19,000	361.47	0.001926	0.006677	1740.3	598.9	2339.2	1776.8	689.2	2466.0	3.9396	1.0860	5.0256
20,000	365.75	0.002038	0.005862	1785.8	509.0	2294.8	1826.6	585.5	2412.1	4.0146	0.9164	4.9310
21,000	369.83	0.002207	0.004994	1841.6	391.9	2233.5	1888.0	450.4	2338.4	4.1071	0.7005	4.8076
22,000	373.71	0.002703	0.003644	1951.7	140.8	2092.4	2011.1	161.5	2172.6	4.2942	0.2496	4.5439
22,064	373.95	0.003106	0.003106	2015.7	0	2015.7	2084.3	0	2084.3	4.4070	0	4.4070