Universidad Nacional Mayor de San Marcos
Universidad del Perú. Decana de América
Facultad de Química e Ingeniería Química
Escuela Profesional de Ingeniería Química

Determinación de los parámetros de operación de un evaporador al vacío a escala piloto para la recuperación del solvente etanólico

TESIS

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico

AUTOR

Juan Alberto MAMANI TOMAICONSA

ASESOR

Pedro José ROMERO Y OTINIANO

Lima, Perú

2026



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Mamani, J. (2026). *Determinación de los parámetros de operación de un evaporador al vacío a escala piloto para la recuperación del solvente etanólico*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química, Escuela Profesional de Ingeniería Química]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

Metadatos complementarios

Datos de autor	
Nombres y apellidos	Juan Alberto Mamani Tomaiconsa
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	72477757
Datos de asesor	
Nombres y apellidos	Pedro José Romero Y Otiniano
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	15612279
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0002-0474-6817
Datos del jurado	
Presidente del jurado	
Nombres y apellidos	Waldir Desiderio Estela Escalante
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	09548299
Miembro del jurado 1	
Nombres y apellidos	Oscar Julio Núñez Venegas
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	07042855
Datos de investigación	
Línea de investigación	NO APLICA
Grupo de investigación	NO APLICA
Agencia de financiamiento	SIN FINANCIAMIENTO

Ubicación geográfica de la investigación	Edificio: Facultad de Química e Ingeniería Química, UNMSM País: Perú Departamento: Lima Provincia: Lima Distrito: Cercado de Lima Calle: Av. Venezuela Cdra. 34 S/N Latitud: -12.06023721462852 Longitud: -77.08368131034993
Año o rango de años en que se realizó la investigación	FEBRERO 2026 – JUNIO 2026 2026
URL de disciplinas OCDE	Ingeniería química https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.01 Ingeniería de procesos https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02 Alimentos y bebidas https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.11.01

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
(Universidad del Perú, DECANA DE AMÉRICA)
FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA
Central Telefónica: 619-7000

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS

Los suscritos miembros del Jurado Calificador nombrados por el señor Presidente del Comité Ejecutivo del "VI Programa Ciclo Taller de Titulación Profesional por la Modalidad de Tesis y Trabajo de Suficiencia Profesional para la Facultad de Química e Ingeniería Química 2026-I", bajo la Presidencia del **Dr. Waldir Desiderio Estela Escalante;** el **Mg. Oscar Julio Núñez Venegas (Miembro)** y el **Ing. Pedro José Romero Y Otiniano (Asesor);** habiendo presentado para tal efecto la **TESIS,** titulada **"DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE UN EVAPORADOR AL VACÍO A ESCALA PILOTO PARA LA RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE ETANÓLICO",** después de **SUSTENTADA Y APROBADA** la tesis elaborada por el bachiller en Ingeniería Química: **MAMANI TOMAICONSA, JUAN ALBERTO;** para optar el **TÍTULO PROFESIONAL** de **INGENIERO QUÍMICO,** acordaron calificarlo con la **NOTA** de:

QUINCE 15

(LETRAS) (NÚMEROS)

Ciudad Universitaria, 20 de junio del 2026

Dr. WALDIR DESIDERIO ESTELA ESCALANTE
Presidente

Mg. OSCAR JULIO NÚÑEZ VENEGAS
Miembro

Ing. PEDRO JOSÉ ROMERO Y OTINIANO
Asesor

Dr. EDER CLIDIO VICUÑA GALINDO
Director de la E.P. de Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS • ESCUELA ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA • Facultad de Química e Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, Decana de América

CERTIFICADO DE SIMILITUD

Yo, **Pedro Josè Romero Y Otiniano** en mi condición de asesor con el Dictamen N°000008-2026-EPIQ-FQIQ/UNMSM de la tesis cuyo título es: **DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE UN EVAPORADOR AL VACÍO A ESCALA PILOTO PARA LA RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE ETANÓLICO"**, presentado por el bachiller: MAMANI TOMAICONSA, JUAN ALBERTO; para optar el título Profesional de Ingeniero Químico.

CERTIFICO que se ha cumplido con lo establecido en la Directiva de Originalidad y de Similitud de Trabajos Académicos, de Investigación y Producción Intelectual. Según la revisión, análisis y evaluación mediante la plataforma PIDS, el documento evaluado cuenta con el 3% de similitud, nivel **PERMITIDO** para continuar con los trámites correspondientes y para su **publicación en el repositorio institucional.**

Se emite el presente certificado en cumplimiento de lo establecido en las normas vigentes, como uno de los requisitos para la obtención del título Profesional de Ingeniero Químico.

Lima, 9 de setiembre del 2026

Firma del Asesor _____

Nombres y Apellidos del asesor: **Pedro Josè Romero Y Otiniano**
DNI: 15612279

La vigencia del presente certificado corresponde a un período de noventa (90) días desde la fecha de su emisión; siempre que no haya observaciones en el texto durante el proceso de revisión por el jurado informante o surja alguna contingencia.

RESUMEN

El presente trabajo se ha determinado las variables de operación del Equipo de Extracción al vacío, estas variables van a permitir procesar extractos naturales y obtener el extracto concentrado con la menor cantidad de solvente (etanol) para lo cual se requiere recuperar la mayor cantidad de etanol, para poder reutilizarlo nuevamente en el proceso.

El volumen máximo del evaporador al vacío es de 100L, pero se trabajó al 50% de su capacidad, para evitar un gasto excesivo de etanol en el proceso; y se logró manejar las variables independientes con buenos resultados de las variables de respuestas (Concentración alcohólica final y volumen recuperado de alcohol y Extracto final y concentración alcohólica mínima del extracto).

En el equipo de evaporación al vacío se logró recuperar un alto volumen de la mezcla alcohólica (de 22 a 25 litros) con una gran concentración alcohólica (de 76 a 84°).

En este equipo de evaporación al vacío se logró recuperación de extracto final de (17,15%); (20,23%); (18,9%); (28,19%) y (29,2%) litros con concentraciones alcohólicos final.

La recuperación del extracto se dio con valores bajo de alcohol, entre 2 a 19% de etanol, incluso se logró una concentración mínima del 2%, pero esto se dio en la prueba con menor concentración de etanol inicial (30%).

La chaqueta de calentamiento con aceite térmico es demasiada ancha, lo que ocasiona que la chaqueta contenga una gran cantidad de aceite térmico, que a la hora de recuperar el extracto se mantiene caliente demasiado tiempo.

La termocupla se encuentra situada muy cerca de las dos resistencias del evaporador, lo que ocasiona que la temperatura del aceite térmico tenga valores demasiado altos que no tienen ninguna relación con el proceso de evaporación al vacío, en otras palabras, esta temperatura debería estar relacionada con la temperatura del destilado, el cual es función de la concentración alcohólica que tiende a empobrecer en función del tiempo.

Palabras claves: Evaporador al vacío, Parámetros de operación, Recuperación de solventes

ABSTRACT

This study determined the operating variables of the vacuum extraction equipment. These variables allow for the processing of natural extracts and the obtaining of a concentrated extract with the least amount of solvent (ethanol). This requires recovering the maximum amount of ethanol for reuse in the process.

The maximum volume of the vacuum evaporator is 100 L, but it was operated at 50% of its capacity to avoid excessive ethanol consumption. The independent variables were successfully managed, yielding good results for the response variables (final alcoholic concentration and volume of alcohol recovered, and final extract and minimum alcoholic concentration of the extract).

The vacuum evaporation equipment successfully recovered a high volume of the alcoholic mixture (22 to 25 liters) with a high alcoholic concentration (76 to 84°).

The final extract recovery rates achieved with this vacuum evaporation equipment were: (17.15%), (20.23%), and (18.9%). (28.19%) and (29.2%) liters with final alcoholic concentrations.

The extract was recovered with low alcohol values, between 2% and 19% ethanol; a minimum concentration of 2% was even achieved, but this occurred in the test with the lowest initial ethanol concentration (30%).

The heating jacket with thermal oil is too wide, causing it to contain a large amount of thermal oil, which remains hot for too long during extract recovery.

The thermocouple is located too close to the two evaporator heating elements, causing the thermal oil temperature to be excessively high, values that are unrelated to the vacuum evaporation process. In other words, this temperature should be related to the distillate temperature, which is a function of the alcoholic concentration that tends to decrease over time.

Keywords: Vacuum evaporator, Operating parameters, Solvent recovery

ACTA DE SUSTENTACION

DEDICATORIA

Dedico esta tesis a mi **familia,** por ser el pilar fundamental en mi vida y por su apoyo incondicional en cada etapa de mi vida, sus valores y sacrificios permitieron realizar este logro.

A mi **pareja**, por su paciencia, compañía y por ser el impulso necesario en los momentos más difíciles.

A mis **amigos**, por las horas de estudio compartidas y por hacer el camino académico más ligero y memorable.

AGRADECIMIENTO

Agradezco a mi **asesor de tesis**, por su infinita paciencia y por orientar mis ideas hacia la culminación de este proyecto. Sus valiosos aportes fueron fundamentales para alcanzar la calidad académica requerida.

Asimismo, agradezco a la FQIQ, por brindarme las facilidades y el espacio necesario para llevar a cabo la parte experimental y práctica de esta investigación.

Contenido

I. INTRODUCCION 1
I.1. Introducción 1
I.2. Planteamiento del problema 2
I.2.1. Determinación del problema 2
I.2.2. Formulación del problema 3
I.3. Objetivos 3
I.4. Importancia y alcance de la investigación 4
I.5. Limitaciones de la investigación 4
II. REVISION DE LITERATURA 5
II.1. Marco teórico 5
II.2. Antecedentes del estudio 6
II.3. Bases teóricas 7
II.4. Definiciones de términos 12
III. HIPOTESIS Y VARIABLES 12
III.1. Hipótesis 12
III.2. Variables 13
III.3. Operacionalización de las variables 13
IV. MATERIALES Y MÉTODOS 14
IV.1. Área de Estudio 14
IV.2. Diseño de investigación 14
IV.3. Población y muestra 14
IV.4. Procedimientos, técnicas e instrumentos de recolección de información 14
V. RESULTADOS 25
V.1. Presentación y análisis de los resultados 25
VI. DISCUSIÓN 29
VII. CONCLUSIONES 31
VIII. RECOMENDACIONES 33
IX. BIBLIOGRAFIA 34
ANEXO1: BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE LA CORRIDA 1 36

I. INTRODUCCION

I.1. Introducción

En la actualidad, la extracción de principios activos a partir de matrices vegetales ha cobrado una gran relevancia en las industrias alimentaria. El uso de mezclas hidroalcohólicas como solventes de extracción son muy extendidos debido a su notable eficacia para disolver una amplia variedad de metabolitos (Azmir et al., 2013; García-Salas et al., 2020).

La importancia de esta investigación es la necesidad de procesar estos extractos naturales para obtener un producto concentrado con la menor cantidad de solvente residual posible. La eficiencia del proceso no solo depende de la extracción, sino de la capacidad de recuperar la mayor cantidad de etanol para su posterior reutilización, lo cual es vital para reducir los costos de operación al reutilizar el solvente recuperado, además, minimiza el impacto ambiental. El empleo de un sistema de evaporación al vacío se presenta como la solución técnica ideal, ya que permite operar a temperaturas reducidas, preservando la integridad biológica de los componentes termosensibles.

La falta de determinación de parámetros específicos en los evaporadores al vacío impide un funcionamiento óptimo. Según la literatura técnica, la ausencia de control sobre las variables de operación resulta en un consumo energético ineficiente y una baja recuperación del solvente (León Cueva et al., 2024; Darío Márquez et al., 2015). Esta carencia de estandarización se convierte en un "cuello de botella" que dificulta la escalabilidad de los procesos desde el nivel experimental hacia el nivel industrial (Tarazona Monzon & Portilla Socón, 2016).

La presente investigación propone determinar los parámetros de operación de un evaporador al vacío a escala piloto para la recuperación del solvente etanólico. Las metas establecidas son la identificación de variables significativas como el flujo de vapor, el tiempo de operación y el perfil de temperatura en función de diversas concentraciones iniciales. Se espera alcanzar una base técnica sólida para el funcionamiento del equipo y sirva como referencia para el escalamiento industrial.

I.2. Planteamiento del problema

I.2.1. Determinación del problema

En la actualidad la extracción de principios activos a partir de las matrices vegetales ha cobrado gran relevancia en la industria alimentaria y farmacéutica. El uso de las mezclas agua- etanol es uno de los más utilizados debido a su eficacia para disolver una amplia variedad de metabolitos como los compuestos fenólicos ((Azmir et al., 2013; García-Salas et al., 2020).

Después del proceso de extracción de los principios activos de las matrices vegetales el solvente se convierte en un residuo que debe ser separado para reducir los costos de operación y minimizar el impacto ambiental.

El proceso de evaporación tradicional a presión atmosférica presente retos termodinámicos y económicos, según la literatura (Geankoplis [2018]), la evaporación requiere grandes cantidades de calor para alcanzar el punto de ebullición del solvente; sin embargo, las altas temperaturas pueden degradar los compuestos extraídos, especialmente de aquellos termolábiles (Ibarz & Barbosa-Cánovas, 2014).

La aplicación de llevar el proceso al vacío surge como una solución necesaria, ya que permite reducir la presión del sistema, disminuyendo así, la temperatura de ebullición de la solución agua-etanol (Ortega González, 2012) y por ende se reduce el riesgo de degradación de los compuestos termolábiles.

La falta de la determinación de los parámetros de funcionamiento en unidades de evaporación al vacío a escala piloto impide el correcto funcionamiento del equipo. Como señala León Cueva et al. (2024) y Darío Márquez et al. (2015) la ausencia de un control o de la falta de parámetros sobre los parámetros de operación resulta en un consumo energético ineficiente y una baja recuperación del solvente. Esta falta de estandarización se convierte en un cuello de botella para la escalabilidad del proceso a nivel industrial (Tarazona Monzon & Portilla Socón, 2016). Por tanto, es necesario realizar un estudio que permita determinar los parámetros de operación de la evaporación al vacío a escala piloto para la recuperación del solvente etanólico.

I.2.2. Formulación del problema

A partir del análisis de la situación problemática y la revisión de los de la literatura, se establecen las siguientes interrogantes:

Problema General

¿De qué manera la determinación de los parámetros de operación de un evaporador al vacío a escala piloto permitirá la máxima recuperación del solvente etanólico?

Problemas Específicos

1. ¿Cómo influye el volumen de carga inicial en el evaporador al vacío sobre el volumen y el porcentaje de recuperación del solvente etanólico recuperado?
2. ¿De qué manera la temperatura de ebullición final del evaporador determina el punto de corte del proceso y condiciona la concentración alcohólica del solvente recuperado?
3. ¿Cómo afecta la concentración alcohólica inicial de la mezcla agua-etanol al perfil de temperatura del evaporador y la concentración del solvente etanólico recuperado?
4. ¿De qué forma el tiempo de operación del evaporador al vacío determina el flujo de vapor generado, el grado de concentración del extracto final?

I.3. Objetivos

Objetivo General

Determinar los parámetros de operación de un evaporador al vacío a escala piloto para la recuperación máxima del solvente etanólico

Objetivos Específicos

1. Determinar el efecto del volumen de carga en el evaporador al vacío sobre el volumen y el porcentaje de recuperación del solvente etanólico.
2. Establecer la relación entre la temperatura de ebullición final del evaporador como indicador del punto de corte del proceso y la concentración alcohólica del solvente recuperado
3. Evaluar cómo la concentración alcohólica inicial de la mezcla agua-etanol define el perfil de temperatura del evaporador a lo largo del proceso y la concentración del solvente recuperado
4. Determinar la influencia del tiempo de operación del evaporador al vacío sobre el flujo de vapor promedio generado, la concentración alcohólica del extracto final

I.4. Importancia y alcance de la investigación

El estudio es fundamental para la industria de extractos naturales, ya que, al determinar los parámetros de operación, se garantiza la recuperación del solvente etanólico, reduciendo el impacto ambiental, estableciendo un consumo energético eficiente y, a su vez, obteniendo un extracto concentrado con la menor cantidad de etanol.

Los resultados obtenidos del proceso de evaporación del extracto a nivel piloto servirán como base técnica para la escalabilidad el proceso a nivel industrial.

I.5. Limitaciones de la investigación

La principal limitación de la presente investigación de carácter operativo y presupuestario radica en la imposibilidad de realizar repeticiones múltiples para cada una de las condiciones experimentales evaluadas. Al tratarse de un estudio a escala piloto desarrollado en un evaporador al vacío con una capacidad de 100 L operado al 50 % de su capacidad (40 a 50 L de mezcla agua-etanol por corrida), cada ensayo demanda un elevado volumen de reactivos y tiempo de operación. Por consiguiente, la investigación se limitó al análisis de tendencias mediante corridas tecnológicas puntuales y diferenciadas. No obstante, para mitigar esta limitación y salvaguardar

la confiabilidad de los datos, se implementó un control instrumental estricto y un monitoreo continuo de las variables en tiempo real durante cada proceso.

La presente investigación se centra específicamente en la mezcla agua-etanol, simulando un extracto natural; por lo que los parámetros determinados podrían variar si se utilizan otro solvente y además no se está considerando la carga de los principios activos de las matrices vegetales.

Los resultados que se obtienen en esta investigación se tratan de un equipo a escala piloto por lo que para su escalamiento se tendrán que considerar factores e instrumentación más precisos.

II. REVISION DE LITERATURA

II.1. Marco teórico

Un extracto vegetal es definido como el producto obtenido de un proceso de separación selectiva de una matriz botánica**,** donde los metabolitos secundarios son transferidos a una fase líquida. Este procedimiento permite separar los compuestos bioactivos, como polifenoles y flavonoides, de los componentes estructurales no solubles de la planta (Pinelo et al., 2021)**.**

La eficiencia de la extracción depende del solvente empleado, siendo el agua y el alcohol (etanol) los agentes más utilizados debido a su versatilidad y baja toxicidad. Mientras que el agua es ideal para extraer sustancias de alta polaridad, las mezclas hidroalcohólicas permiten capturar un espectro más grande de analitos de polaridad intermedia. (García-Salas et al., 2020).

Una vez obtenido el extracto líquido, la concentración de éste se realiza mediante la evaporación al vacío para eliminar el exceso de solvente sin degradar los componentes termosensibles del extracto. Al reducir la presión del sistema, el punto de ebullición de la mezcla agua-alcohol disminuye, permitiendo una evaporación rápida a bajas temperaturas que preserva la integridad biológica del extracto. Además, este método permite la recuperación de los solventes mediante un condensador, por lo que optimiza los costos

operativos y reduce el impacto ambiental al reutilizar el etanol en ciclos posteriores de extracción (Azmir et al., 2013).

II.2. Antecedentes del estudio

Para maximizar la recuperación de solventes es necesario establecer las variables operativas del proceso de evaporación al vacío, tal como indica Pazo Reyes (200) en su investigación donde buscaron la optimización de parámetros tecnológicos en la concentración de extractos orgánicos, donde encontraron que un evaporador a una presión de vacío de 70 kPa reduce la temperatura de ebullición a 70 °C y disminuye el tiempo del proceso a 1,9 horas, evitando la degradación térmica y propiedades del producto, de similar manera Darío Márquez et al. (2015) da importancia a la necesidad de eliminar el control empírico de estos equipos; en su investigación lograron automatizar un prototipo de evaporador al vacío utilizando un PLC y una interfaz HMI pudiendo controlar las variables de trabajo como la presión, temperatura y flujo, con lo que redujo tiempos de operación de 28 a 16 minutos generando mejoras y estandarización en el proceso. Otros estudios como el de León Cueva et al. (2024) indican la importancia de controlar las variables críticas, para mejores resultados de la operación y mejor eficiencia térmica en evaporadores de simple efecto con enchaquetados de calentamiento.

Benavides-Prada y Muvdi-Nova (2014) estudiaron un evaporador de película ascendente al vacío operando entre 100 y 200 mbar y temperaturas de 105 a 115°C; los resultados mostraron que el requerimiento energético es de aproximadamente 3500 kJ por kg de agua evaporada, demostrando que al cambiar las presiones de vacío se altera la temperatura de ebullición y, por ende, el calor latente transferido. Por otro lado, comprobó matemáticamente en su diseño de evaporación cerrada al vacío que aprovechando los calores latentes reduce drásticamente el consumo de calor, logrando un ahorro energético del 49,16% en comparación con sistemas abiertos. Además, Tarazona Monzón y Portilla Socón (2016) demuestran que la realización exhaustiva de balances de materia y energía en los equipos evaporadores permite identificar los flujos exactos de vapor necesarios (en su caso, hasta 31 655 kg/h para la planta completa), optimizando el uso de la energía térmica a nivel industrial. Los balances de materia y energía son la base para calcular los

flujos y el calor necesario en la operación de evaporación y poder encontrar los mejores parámetros de operación mejorando así el concentrado, la recuperación del solvente y una eficiente transferencia de calor.

Santamaría Méndez (2018) diseñó un evaporador a escala piloto (de 100 L/h) con el objetivo de recuperar efluentes acuosos industriales. Su estudio incluyó el dimensionamiento de la cámara de evaporación, el condensador y la bomba de vacío, logrando condensar y recuperar exitosamente el 99,6% del agua tratada para su recirculación y reutilización en torres de enfriamiento.

Teniendo en cuenta la literatura revisada se demuestra que la implementación de un sistema de evaporación al vacío es eficiente para la concentración de distintos tipos de fluidos (por ejemplo, extractos vegetales, efluentes industriales, entre otros). Además, se demuestra que es importante determinar los parámetros de operación para obtener los mejores resultados y, para este proyecto en específico, obtener la máxima recuperación del solvente agua etanol.

II.3. Bases teóricas

A continuación, se explican algunas propiedades que influyen en el proceso de evaporación.

a. Concentración y Viscosidad: Al inicio del proceso, la solución suele ser diluida y presentar baja viscosidad, conforme el solvente se evapora, la viscosidad aumenta y provoca una reducción significativa en el coeficiente de transferencia de calor.
b. Solubilidad: Conforme la concentración del soluto va en aumento debido a la evaporación, puede exceder el límite de solubilidad del soluto, provocando la formación de cristales o incrustaciones en las superficies de transferencia, lo que limita la concentración del concentrado que se puede obtener.
c. Sensibilidad Térmica: Muchos materiales de origen biológico se degradan ante temperaturas elevadas o tiempos de calentamiento prolongados, por lo que la temperatura máxima de operación está limitada

d. Relación Presión-Temperatura: El punto de ebullición de la solución depende directamente de la presión del sistema; a menor presión de operación, menor será la temperatura de ebullición requerida, esencial para procesar materiales termosensibles

Cálculo para evaporadores de un solo efecto

Balance de Materia

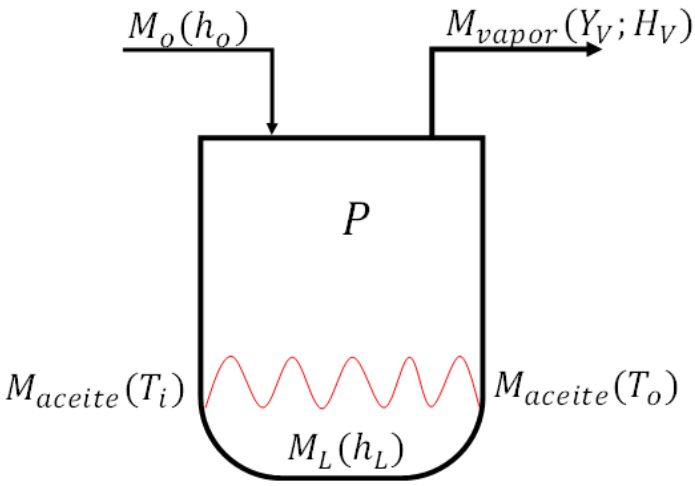


Fig.1: Diagrama de un evaporador de un solo efecto, el calor es proporcionado mediante un fluido térmico. Elaboración propia

Todo balance de energía en un equipo de evaporación requiere primero el balance de materia, ya que la masa que permanece en el tanque y la masa evaporada determinan los términos de calor sensible y calor latente (McCabe, Smith y Harriott, 2007). Para un evaporado sin alimentación continua durante la corrida, el balance de materia global es:

$$M_0 = M_L + M_{vapor} \quad (1)$$

Donde:

- M_0: Masa de la carga inicial (solución hidroalcohólica cargada al evaporador)
- M_L: Masa de líquido remanente en el evaporador al final de la corrida (extracto concentrado)
- M_{vapor}: Masa total de vapor generado y evacuado del evaporador durante la corrida $(= M_0 - M_L)$

Balance de Energía

En el evaporador no hay corriente de alimentación durante la operación, solo una corriente de salida (el vapor generado), y la masa y temperatura de la carga cambian con el tiempo. Por ello, el balance de energía debe plantearse como un balance de acumulación (estado no estacionario), aplicando el principio general de conservación de energía a sistemas abiertos (Geankoplis, 2018; McCabe, Smith y Harriott, 2007).

$$\frac{d(M_L \cdot h_L)}{dt} = \dot{Q}_{chaqueta}(t) - \dot{m}_v(t) \cdot H_v(T, y_v) - \dot{Q}_{perdidas} \quad (2)$$

Donde:

- h_L: Entalpía específica del líquido remanente, función de su temperatura y composición
- $M_L \cdot h_L$: Energía almacenada en la carga líquida (término de acumulación)
- $\dot{Q}_{chaqueta}(t)$: Flujo de calor entregado por la chaqueta (aceite térmico) al líquido, en el instante t
- $\dot{m}_v(t)$: Flujo másico instantáneo de vapor generado
- $H_v(T, y_v)$: Entalpía específica del vapor que sale, función de la temperatura de ebullición y su composición
- $\dot{Q}_{perdidas}$: Flujo de calor perdido hacia el ambiente a través de las paredes del equipo

La forma diferencial se integra entre el estado inicial y el final, separando el calor en sus dos componentes clásicos —sensible y latente— tal como se plantea en el análisis estándar de balance de energía para evaporadores (Geankoplis, 2018):

$$Q_{chaqueta} = \underbrace{\overline{M_L}.\overline{Cp_L}.\left(T_{final} - T_{inicial}\right)}_{Calor\ sensible} + \underbrace{M_{vapor}.\bar{\lambda}_{mezcla}}_{Calor\ latente} + Q_{pérdidas,evap} \quad (3)$$

Donde:

- $Q_{chaqueta}$: Calor total transferido por la chaqueta (aceite térmico) a la carga durante toda la corrida
- $\overline{M_L}$: Masa promedio de la carga durante la corrida (promedio entre masa inicial y masa del extracto final)
- $\overline{Cp_L}$: Calor específico promedio de la solución hidroalcohólica, evaluado a la composición promedio de la carga
- $\bar{\lambda}_{mezcla}$: Calor latente de vaporización promedio de la mezcla agua-etanol, evaluado a la composición del vapor generado
- $Q_{pérdidas,evap}$: Calor perdido por las paredes del tanque evaporador hacia el ambiente.

Calor entregado por el aceite térmico

El calor llega a la carga a través de tres resistencias térmicas en serie: convección del aceite hacia la pared interna de la chaqueta, conducción a través de la pared metálica y convección desde la pared hacia el líquido (Kern, 1999):

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot (T_{aceite} - T_L) \tag{4}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{aceite}} + \frac{e_{pared}}{k_{pared}} + \frac{1}{h_{ebullición}} \tag{5}$$

Balance de energía del circuito de calentamiento

La energía eléctrica entregada por las resistencias no pasa íntegramente al líquido: una parte se almacena como calor sensible en el propio aceite (al elevar su temperatura), y otra se pierde al ambiente. El balance de energía de este subsistema, aplicando el mismo principio de conservación (Geankoplis, 2018), es:

$$Q_{eléctrico} = M_{aceite} Cp_{aceite} \left(T_{aceite,final} - T_{aceite,inicial}\right) + Q_{chaqueta} + Q_{pérdidas,aceite} \tag{6}$$

Donde:

- $Q_{eléctrico}$: Energía eléctrica total suministrada por las resistencias durante la corrida. Al confirmarse que ambas resistencias (2×5000 W) permanecieron encendidas de forma continua durante toda la corrida, se calcula directamente como $Q_{eléctrico} = P_{resist}.\Delta t_{corrida}$
- M_{aceite}: Masa de aceite térmico contenida en la chaqueta
- Cp_{aceite}: Calor específico del aceite térmico
- $Q_{pérdidas,aceite}$: Calor perdido por el circuito de aceite hacia el ambiente antes de transferirse a la carga

$Q_{chaqueta}$ es el término que conecta las dos ecuaciones: es la salida del balance del circuito de aceite y la entrada del balance del evaporador

$$Q_{eléctrico} = M_{aceite}Cp_{aceite}\Delta T_{aceite} + \overline{M_L}.\overline{Cp_L}.\left(T_{final} - T_{inicial}\right) + M_{vapor}.\bar{\lambda}_{mezcla} + Q_{pérdidas,total} \quad (7)$$

Donde:

- $Q_{pérdidas,total} = pérdidas\ del\ aceite\ +\ pérdidas\ del\ evaporador$

Eficiencia del proceso:

$$\eta_{proceso} = \frac{Q_{útil}}{Q_{eléctrico}} \quad (8)$$

Donde:

- $Q_{útil}$: Es la cantidad mínima de calor que la transformación física exige (calentar la masa de solución desde 30°C hasta 60°C (calor sensible) y evaporar los 20 kg de vapor generado) ($Q_{útil} = calor\ sensible + calor\ latente$)

II.4. Definiciones de términos

- Evaporación al Vacío: Técnica de separación que consiste en calentar un líquido hasta su punto de ebullición a una presión inferior a la atmosférica.
- Solvente Etanólico: Solución alcohólica utilizado en procesos de extracción, caracterizado por su volatilidad y naturaleza inflamable.
- Escala Piloto: Sistema de procesamiento intermedio entre el laboratorio y la planta industrial, utilizado para validar modelos de operación.

III. HIPOTESIS Y VARIABLES

III.1. Hipótesis

Hipótesis General:

- Las determinaciones de los parámetros significativos del proceso de evaporación permiten la máxima recuperación del solvente etanólico.

Hipótesis Específicas:

1. A menor volumen de carga en el evaporador al vacío, mayor es el porcentaje de recuperación del solvente etanólico.
2. La temperatura de ebullición final del evaporador al vacío determina el punto de corte del proceso y condiciona la concentración alcohólica del solvente recuperado.
3. La concentración alcohólica inicial de la mezcla determina el perfil de temperatura y la concentración del solvente etanólico recuperado en el condensado.
4. El tiempo de operación condiciona el grado de concentración del extracto final, mientras que el flujo de vapor generado depende de la concentración alcohólica inicial de la carga.

III.2. Variables

Las variables del proceso que se han definido son:

Variables Independientes**:**

- Volumen de carga
- Temperatura de ebullición final (Temperatura final en el evaporador)
- Concentración alcohólica inicial
- Tiempo de Operación

Variables Dependientes**:**

- Punto de Corte
- Perfil de temperatura
- Flujo de vapor (promedio)
- Concentración y volumen del solvente recuperado (condensado)
- Concentración y volumen del extracto final

III.3. Operacionalización de las variables

Tabla 1: Operacionalización de las variables independientes y dependientes

Tipo de Variable	**Variable**	**Indicador**
Independiente	Volumen de carga	Litros
Independiente	Temperatura eb. final	Grados Celsius
Independiente	Concentración alcohólica inicial	grados de alcohol (°GL)
Independiente	Tiempo de Operación	Minutos
Dependiente	Punto de corte	-
Dependiente	Perfil de temperatura	-
Dependiente	Flujo de vapor	L/h
Dependiente	Concentración del solvente recup.	°GL
Dependiente	Volumen del solvente recup.	Litros
Dependiente	Concentración del extracto final	°GL
Dependiente	Volumen del extracto final	Litros

IV. MATERIALES Y MÉTODOS

IV.1. Área de Estudio

El evaporador al vacío se utiliza para recuperar solventes en el proceso de extractos naturales.

IV.2. Diseño de investigación

El diseño de la investigación es Experimental dado que se manipula variables para ver cómo afectan en la recuperación alcohólica al extracto natural.

De acuerdo con las restricciones de escala y viabilidad económica detalladas en la sección de limitaciones (ver apartado I.5), se optó por un enfoque de pruebas sin réplicas. En lugar de un análisis de varianza clásico fundamentado en la repetición de unidades experimentales idénticas, la estrategia metodológica se basó en la variación controlada y de las variables independientes a lo largo de cinco corridas diferenciadas el comportamiento de las variables de respuesta

IV.3. Población y muestra

Las muestras por utilizar son soluciones hidroalcohólicas (agua-etanol) diferentes concentraciones, que simulan las propiedades de un extracto natural sin contener sus principios activos.

IV.4. Procedimientos, técnicas e instrumentos de recolección de información

El evaporador al vacío de escala piloto es de 100 L de capacidad, consta de un tanque evaporador con chaqueta de calentamiento; un agitador con motorreductor, una tubería (que incluye trampa de vapor) de conexión con el condensador; Condensador de casco y tubo; bomba de vacío y un tanque de agua para permitir el sello de agua en la bomba de vacío y un tanque recuperador de solvente de 40 litros.

Unidad de Evaporación: El cuerpo principal es un tanque evaporador equipado con una chaqueta de calentamiento con aceite térmico (a su vez es calentado mediante dos resistencias de 5000Ws cada una), permitiendo una transferencia de calor uniforme.

Sistema de Agitación: Se utiliza para garantizar la homogeneidad de la mezcla y optimizar la tasa de evaporación, el tanque cuenta con un agitador acoplado a un motorreductor.

Línea de Vapores y Seguridad**:** La conexión entre el evaporador y el condensador es mediante tuberías de acero inoxidable que está conectada a una trampa de vapor.

Condensador de Casco y Tubos: El sistema de recuperación de solventes emplea un intercambiador de calor de tipo casco y tubo. Adentro del equipo los vapores del solvente alcohólico se enfrían cuando la superficie de los tubos (por donde circula el vapor) entra en contacto con el agua refrigerante, pasando nuevamente al estado líquido para su posterior recolección.

Tanque recuperador de solvente: El equipo cuenta con un tanque de almacenamiento del solvente recuperado después de ser condensado.

Generación de Vacío de sello de agua: La presión negativa del sistema es generada por una bomba de vacío de 1,0 Hp. Para asegurar un sellado hermético, la bomba está vinculada a un tanque de reserva de agua que actúa como sello hidráulico permitiendo alcanzar y mantener los niveles de vacío requeridos de forma constante.

Para el funcionamiento correcto del equipo, este cuenta con un tablero de control, donde se muestra el voltaje utilizado por el equipo, la temperatura del fluido térmico que se detecta mediante una termocupla, se encuentra las perillas de arranque del sistema de agitación, las resistencias y la bomba de vacío; por dentro se encuentra la parte electrónica que consta de contactores térmicos para las resistencias, bomba de vacío y agitador.

Partes del equipo de evaporador al vacío a nivel piloto de la FQIQ

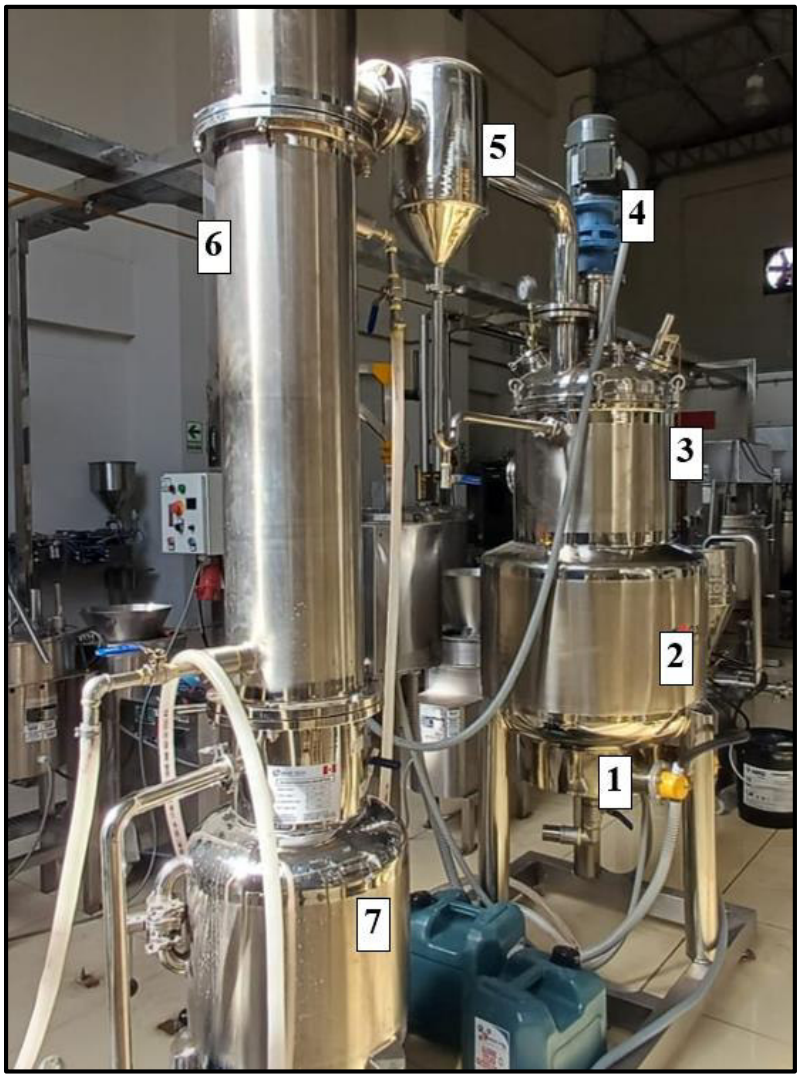


Fig.2: Equipo de evaporación al vacío de la planta piloto de la FQIQ.

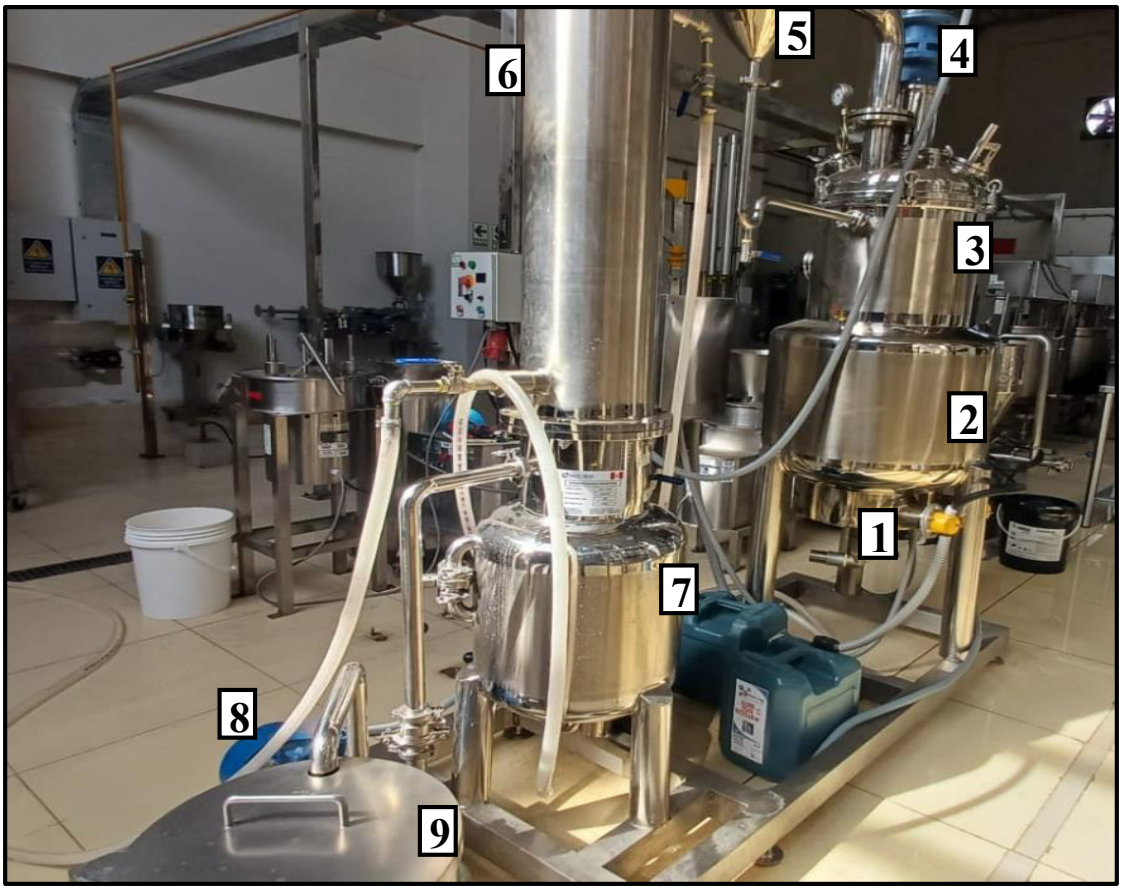


Fig.3: Equipo de evaporación al vacío de la planta piloto de la FQIQ.

1. Resistencias eléctricas
2. Chaqueta de calentamiento
3. Unidad de evaporación
4. Sistema de agitación
5. Trampa de vapor
6. Condensador
7. Tanque recuperador de solvente
8. Bomba de vacío
9. Tanque sello de vacío

Partes del tablero de control

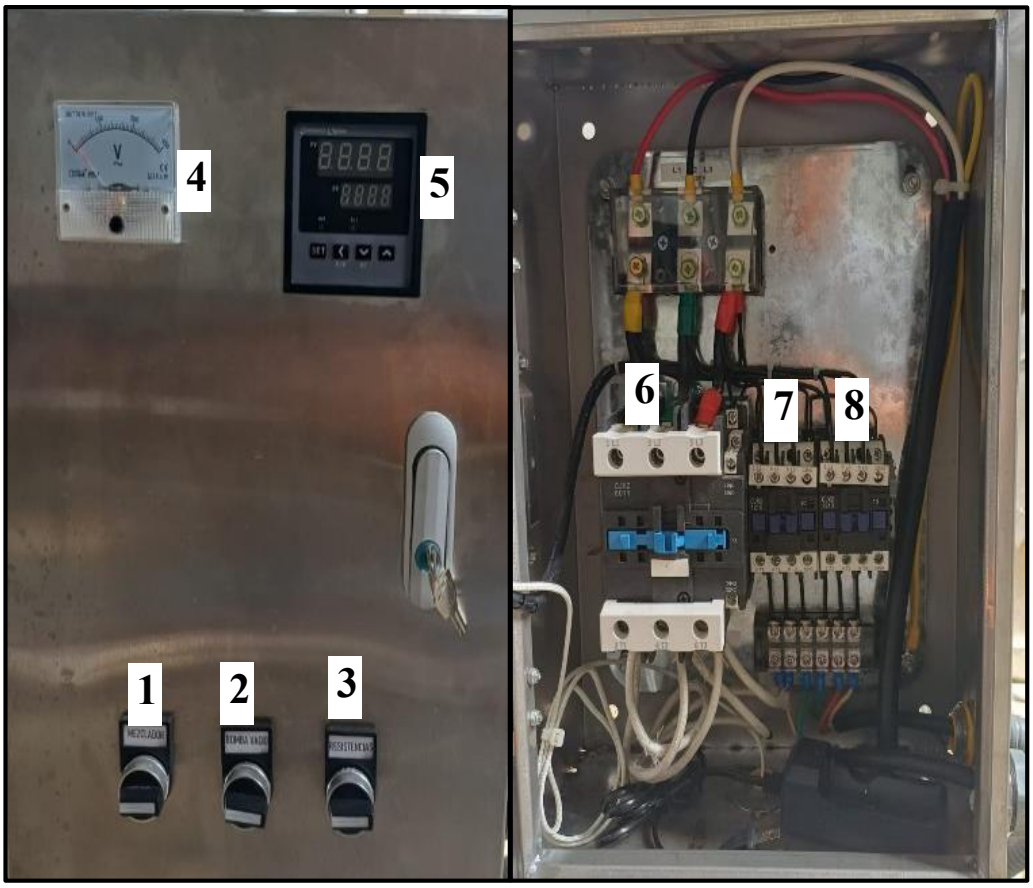


Fig.4: Tablero de control del equipo de evaporación al vacío de la FQIQ

1. Switch del mezclador
2. Switch de la bomba de vacío
3. Switch de las resistencias
4. Display de voltaje
5. Display de temperatura de resistencias
6. Relé térmico de las resistencias
7. Relé térmico del mezclador
8. Relé térmico de la bomba de vacío

En las corridas se consiguieron los siguientes datos**:**

La temperatura en el evaporador fue medida con un termómetro (se mantiene fijo para no perder el vacío del equipo).

La temperatura de las resistencias fue tomada mediante el display de la termocupla.

Cuando el vapor generado empezó a pasar por el condensador, se midió la temperatura del solvente alcohólico condensado a la salida del condensador mediante un termómetro (al igual que el termómetro del evaporador, este también estaba fijo para no perder el vacío).

Se tomó medida del flujo y temperatura del agua refrigerante, utilizando un volumen conocido y un cronómetro se calculó el flujo, mientras que la temperatura se midió utilizando un termómetro.

La hora de cada toma de datos se tomó con un reloj. Al finalizar cada corrida se midió el volumen del solvente alcohólico recuperado y del extracto final (lo que quedó del evaporador); además, se medió el grado alcohólico de estos últimos utilizando un alcoholímetro.

Las mediciones de datos obtenidos en cada corrida se realizaron con instrumentos calibrados.

Procedimiento de las corridas.

Nos aseguramos de que el equipo esté limpio por dentro, que no queden rastros de solución anteriormente utilizada.

Se verificó que todas las válvulas y termómetros acoplados estén cerrados y sellados con el objetivo de mantener la presión de vacío.

Se preparó la solución alcohólica a la concentración deseada y se vertió la solución en el equipo utilizando un embudo para no perder solución.

Se mantuvo un cerrado del equipo y se inició con la corrida.

Al inicio de la corrida se tomó los siguientes datos: hora de inicio, temperatura del evaporador, temperatura de las resistencias y presión de vacío.

Cuando el vapor empezó a pasar por el condensador se tomó la hora, además, se empezó a tomar la temperatura del solvente alcohólico a la salida del condensador, como también, se midió el flujo y temperatura del agua de refrigeración.

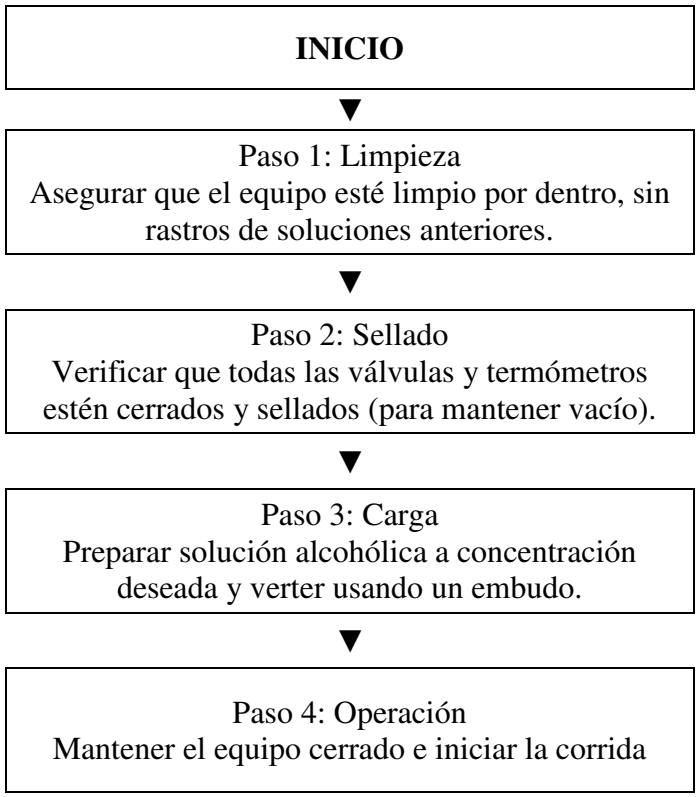
Se tomó los datos mencionados cada 15 minutos aproximadamente hasta que la corrida termine.

Una vez terminada la corrida se tomó las condiciones de operación finales, la hora de término, se midió el volumen del solvente alcohólico recuperado, se esperó a que baje la temperatura del extracto final del evaporador y se medió su volumen.

Se midió el grado de alcohol tanto de la solución alcohólica recuperada(condensado) como del extracto final del evaporador.

Al terminado de la prueba, se encontró un "Remanente de Alcohol" que continuó evaporándose, debido a que el fluido térmico seguía caliente. Este volumen no se consideró para el cálculo de recuperación del solvente alcohólico

Diagrama del Procedimiento



▼

Paso 5: Datos Iniciales
Registrar: hora de inicio, temperatura del evaporador, temperatura de resistencias y vacío.

▼

Paso 6: Monitoreo (Cada 15 min)
Tomar todos los datos de control mencionados cada 15 minutos aproximadamente.

▼

¿El vapor empezó a pasar por el condensador?

▼ **SÍ**

Paso 7: Condensación
Registrar hora, Tomar temp. de salida del solvente y medir flujo y temp. del agua de refrigeración.

▼

Paso 8: Continuar con el monitoreo
Continuar con la toma de datos cada 15 minutos

▼

Paso 9: Datos Finales
Tomar condiciones finales, hora de término y medir volumen de solvente alcohólico recuperado.

▼

Paso 10: Enfriamiento
Esperar a que baje la temperatura del extracto final del evaporador y medir su volumen.

▼

Paso 11: Análisis de grados alcoholicos
Medir el grado de alcohol tanto del solvente recuperado (condensado) como del extracto final

▼

FIN

Se realizaron 5 corridas: C1) 40L al 50° y 38 minutos de evaporación; C2) 50L al 50° y 25 minutos de evaporación; C3) 50L al 60° y 42 minutos de evaporación; C4) 50L al 60° con 35 minutos de evaporación y finalmente una corrida de C5) 50L al 30° y 35 minutos de evaporación

A continuación, se muestran los datos obtenidos de las 5 corridas

Tabla 2**:** Corrida 1) Solución de 40L a 50° de alcohol con 38 min de evaporación.

C1)40 L al 50°						
Hora	15:48	16:09	16:28	16:34	16:46	16:47
Tiempo acum. (min)	0	21	40	46	58	59
T evaporador (°C)	30	45	50	51	60	60
T resistencias (°C)	29	76	207	233	275	279
T condensado (°C)			28,6	28,9	28,8	28,8
T agua refrig. (°C)				45		51
Q refrig. (L/h)				770		266
Comentarios	Inicio corrida | P= -24 inHg	Inicio del destilado				Fin corrida
Resultado	22 L de alcohol recuperado a 76° y 17 L de extracto final en el evap. con 15° de alcohol					

Tabla 3: Corrida 2) Solución de 50L a 50° de alcohol con 25 min de evaporación.

C2) 50 L al 50°											
Hora	14:51	14:55	15:00	15:05	15:10	15:15	15:20	15:25	15:30	15:35	15:38
Tiempo acum. (min)	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
T evaporador (°C)	30	30	30	32	42	48	50	52	52	54	56
T resistencias (°C)	32	36	53	72	103	134	163	197	231	251	263
T condensado (°C)						28,1	28,2	28,5	28,7	28,7	28,8
T agua refrig. (°C)							46,2	47,1	49,9	52,7	52,8
Q refrig. (L/h)							607	468	468	468	468
Comentarios	Inicio corrida | P = -24 inHg					Inicio del destilado					Fin corrida
Resultado	16 L de alcohol recuperado a 80° y 20 L extracto final en el evap. con 23° de alcohol										

Tabla 4: Corrida 3) Solución de 50L a 60° de alcohol con 42 min de evaporación.

C3) 50 L al 60°						
Hora	15:26	15:48	16:06	16:16	16:26	16:30
Tiempo acum. (min)	0	22	40	50	60	64
T evaporador (°C)	30	46	54	58	62	66
T resistencias (°C)	29	111	219	258	277	285
T condensado (°C)	27,3	27,3	28,3	28,9	28,9	28,8
T agua refrig. (°C)		48,7	48,7	49,5	56,7	
Q refrig. (L/h)		240	240	553	327	
Comentarios	Inicio corrida | P = -24 inHg	Inicio del destilado				Fin corrida
Resultado	24 L de alcohol recuperado a 84° y 18 L extracto final en el evap. con 9° de alcohol					

Tabla 5: Corrida 4) Solución de 50L a 60° de alcohol con 35 min de evaporación.

C4) 50 L al 60°								
Hora	17:09	17:26	17:31	17:36	17:48	17:53	17:59	18:06
Tiempo acum. (min)	0	17	22	27	39	44	50	57
T evaporador (°C)	30	32	42	44	46	50	52	53.5
T resistencias (°C)	23	53	69	99	127	194	221	253
T condensado (°C)	28,5	28,2	28,1	28,1	28,2	28,9	29,3	29,9
T agua refrig. (°C)				42,8	48	50,3	47,3	44,2
Q refrig. (L/h)				464	464	464	685	685
Comentarios	Inicio prueba | P = 23,5 inHg		Inicio del destilado					Fin corrida
Resultado	25,5 L de alcohol recuperado a 84° y 28 L extracto final en el evap. con 19° de alcohol							

Tabla 6: Corrida 5) Solución de 50L a 30° de alcohol con 35 min de evaporación.

C5) 50 L al 30°											
Hora	17:35	17:50	18:00	18:10	18:15	18:20	18:25	18:30	18:35	18:40	18:45
Tiempo acum. (min)	0	15	25	35	40	45	50	55	60	65	70
T evaporador (°C)	25	29	40	50	62	72	73	75	78	80	85
T resistencias (°C)	23	67	132	140	227	255	273	286	283	284	298
T condensado (°C)	-	26,3	25,3	26,5	26,7	26,9	27,3	27,8	28,3	28,4	28,5
T agua refrig. (°C)						40,5	0	44	0	41,6	47,5
Q refrig. (L/h)						685	0	553,8	0	553,8	553,8
Comentarios	Inicio prueba | P = 23,5 inHg			Inicio del destilado					set point temperatura de resistencias		Fin corrida
Resultado	14,5 L de alcohol recuperado a 52° y 29 L extracto final en el evap. con 2° de alcohol										

V. RESULTADOS

V.1. Presentación y análisis de los resultados

Con los datos obtenidos se obtuvieron los siguientes resultados**:**

Tabla 7: Resultados de las corridas realizada. % de recuperación de alcohol.

Parámetros	C1	C2	C3	C4	C5
Volumen inicial de la muestra (L)	40	50	50	50	50
Alcohol inicial de la muestra	50°	50°	60°	60°	30°
Volumen extracto final (evap.) (L)	**17**	**20**	**18**	**28**	**29**
Alcohol del extracto final (evap.)	**15°**	**23°**	**9°**	**19°**	**2°**
Volumen alcohol recup. (cond.) (L)	**22**	**16**	**24**	**25,5**	**14,5**
Alcohol del sol. Alcohólica recup.	**76°**	**80°**	**84°**	**84°**	**52°**
Tiempo de evaporación (min)	**38**	**25**	**42**	**35**	**35**
T° evaporador (°C) FINAL	**60**	**56**	**66**	**53,5**	**85**
T° resistencias (°C) FINAL	279	263	285	253	298
T° agua de refrigeración (°C) FINAL	51	52,8	56,7	44,2	47,5
Flujo de agua refrigeración (L/h)	266	468	327	685	553,8
T° condensado FINAL	28,8	28,8	28,8	29,9	28,5
Balance de alcohol inicial (L)	20	25	30	30	15
Balance de alcohol en el condensador (L)	16,72	12,80	20,16	21,42	7,54
Balance de alcohol en la sol. conc. (L)	2,55	4,60	1,62	5,32	0,58
Remanente de alcohol puro (L)*	**0,73**	**7,60**	**8,22**	**3,26**	**6,88**
flujo del vapor (L/h)	**34,74**	**38,40**	**34,29**	**43,71**	**12,43**
% de recuperación de alcohol	**84%**	**51%**	**67%**	**71%**	**50%**

* El parámetro "Remanente de alcohol puro" cuantifica el volumen de alcohol obtenido post-operación debido a la energía residual del fluido térmico tras el apagado del equipo. Estos valores no fueron incluidos en el cálculo del flujo de vapor ni en el porcentaje de recuperación de alcohol.

Tabla 8: Resumen de balance de materia y energía de la Corrida 1

Variable	**Símbolo**	**Valor**
Masa carga inicial	M_0	36,56 kg
Masa extracto final	M_L	16,56 kg
Masa de vapor generado	M_{vapor}	20,00 kg
Fracción másica etanol (carga inicial)	$w_{etanol,o}$	0,442
Fracción másica etanol (extracto final)	$w_{etanol,L}$	0,123
Fracción másica etanol (vapor)	$w_{etanol,v}$	0,715
Cp promedio de la mezcla	$\bar{C}p_L$	3,69 kJ/(kg·°C)
Calor latente promedio de la mezcla	$\bar{\lambda}_{mezcla}$	1284 kJ/kg
Calor sensible (carga)	$Q_{sensible}$	2941 kJ
Calor latente (vaporización)	$Q_{latente}$	25680 kJ
Calor útil del proceso	$\boldsymbol{Q_{útil}}$	**28 621 kJ (7,95 kWh)**
Calor sensible almacenado en el aceite	$Q_{sensible,aceite}$	2980 kJ
Calor eléctrico suministrado	$\boldsymbol{Q_{eléctrico}}$	**35 400 kJ (9,83 kWh)**
Calor perdido (residual)	$Q_{pérdidas,total}$	3799 kJ (10,7 % de $Q_{eléctrico}$)
Eficiencia térmica del proceso	$\boldsymbol{\eta_{proceso}}$	**80,8 %**

Gráfico 1: Perfil de temperatura de C1) Solución de 40L a 50°

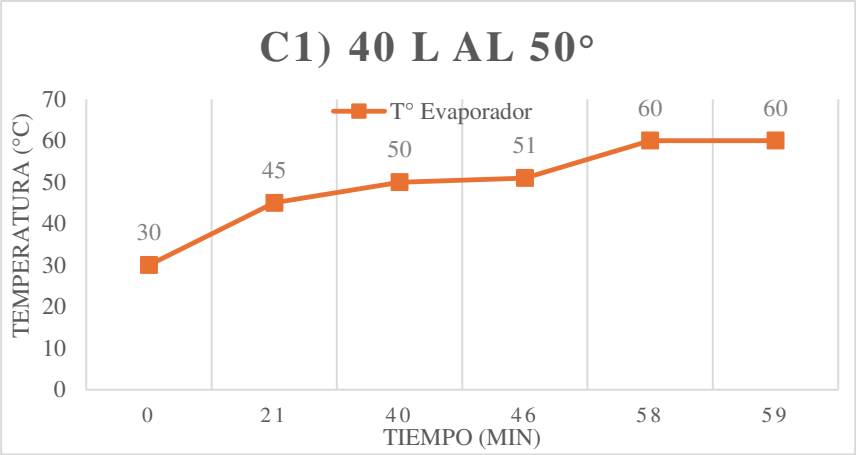


Gráfico 2: Perfil de temperatura de C2) Solución de 50L a 50°

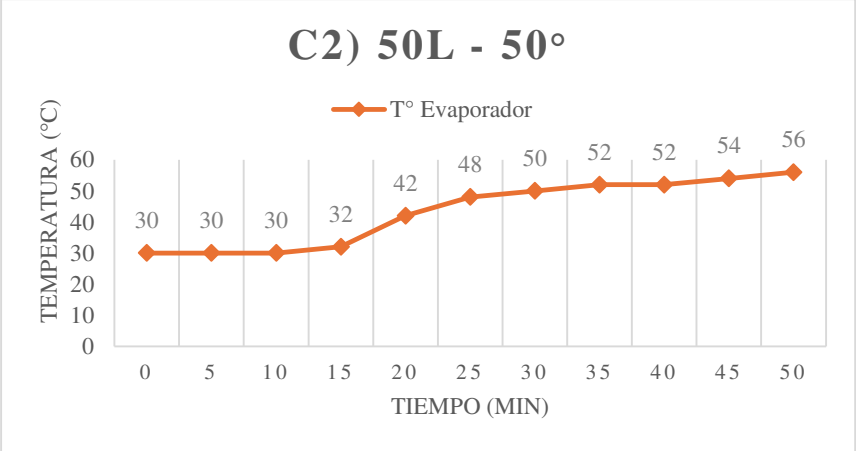


Gráfico 3: Perfil de temperatura de C3) Solución de 50L a 60°

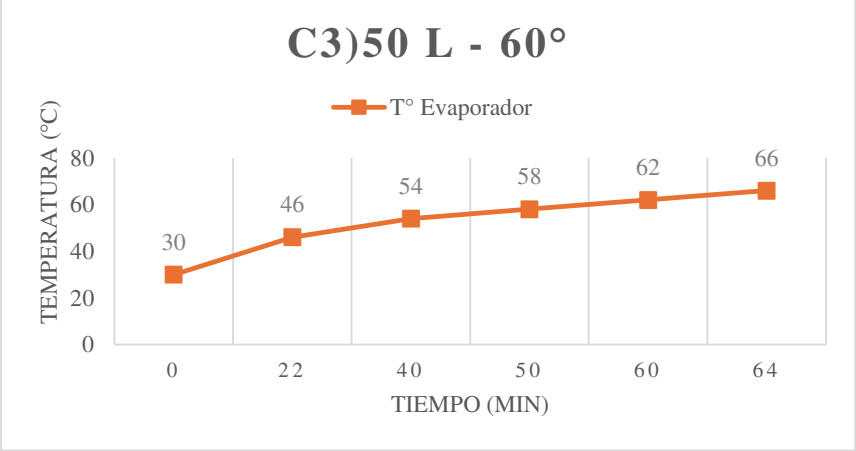


Gráfico 4: Perfil de temperatura de C4) Solución de 50L a 60°

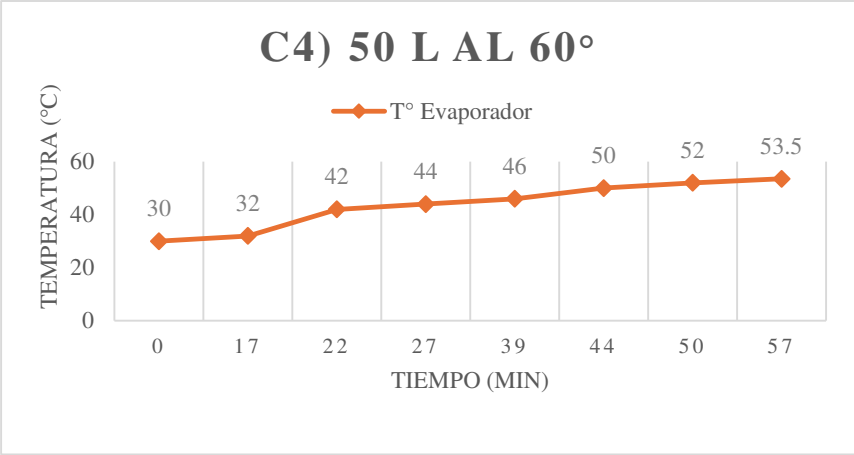
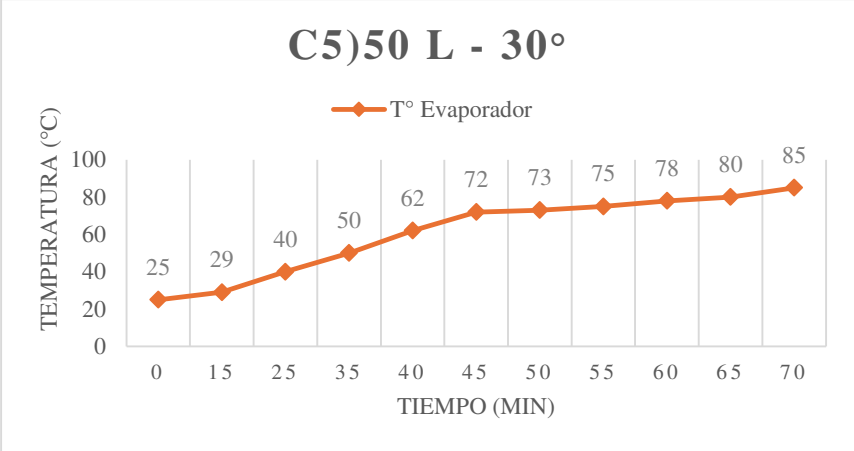


Gráfico 5: Perfil de temperatura de C5) Solución de 50L a 30°



VI. DISCUSIÓN

Comparando C1 (40 L, 50°GL, 38 min) con C2 (50 L, 50°GL, 25 min), ambas a igual concentración inicial, C1 recuperó 22 L a 76°GL con un 84 % de recuperación, mientras que C2 recuperó solo 16 L a 80°GL con un 51 % de recuperación. La mayor recuperación de C1 es debido al efecto combinado del menor volumen de carga y el mayor tiempo de operación, que en conjunto permitieron un mayor agotamiento del etanol disponible en la mezcla. La mayor concentración de alcohol del solvente recuperado en C2 (80°GL frente a 76°GL) se explica porque, al detenerse el proceso a menor temperatura (56 °C), únicamente se había evaporado la fracción rica en alcohol

En las corridas C1 (40 L, 50°GL), C2 (50 L, 50°GL), C3 (50 L, 60°GL) y C4 (50 L, 60°GL), la temperatura final del evaporador al momento de detener el proceso fue de 60 °C, 56 °C, 66 °C y 53,5 °C respectivamente. Estos valores se sitúan en un rango estrecho (53,5–66 °C), coherente con el punto de ebullición de mezclas agua-etanol bajo condiciones de vacío.

La temperatura de ebullición final condiciona la concentración alcohólica del condensado: las corridas detenidas por debajo del punto óptimo (C2 a 56 °C y C4 a 53,5 °C) produjeron condensados de mayor concentración (80°GL y 84°GL respectivamente) porque principalmente se evaporó la fracción rica en alcohol. La corrida C1, detenida a 60 °C, combinó buena concentración en el condensado (76°GL) con el mayor porcentaje de recuperación global (84 %). Las corridas C3 (66 °C) y C5 (85 °C) registraron menores porcentajes de recuperación debido a que se pasó el punto de agotamiento del etanol y se empezó a evaporar la fracción pobre de alcohol.

Las corridas C3 y C4, ambas con concentración inicial de 60°GL, produjeron el condensado de mayor concentración alcohólica: 84°GL en ambos casos. Las corridas C1 y C2, con concentración inicial de 50°GL, produjeron condensados de 76°GL y 80°GL respectivamente.

Los flujos de vapor promedio calculados para cada corrida fueron: C1 = 34,74 L/h; C2 = 38,40 L/h; C3 = 34,29 L/h; C4 = 43,71 L/h; C5 = 12,43 L/h. Las corridas C1, C2, C3 y C4 presentan flujos similares entre sí (34–44 L/h).

La corrida C5 fue diseñada deliberadamente para operar con baja concentración alcohólica (30°GL) sin criterio de corte por temperatura, con el propósito de observar el comportamiento límite del sistema. Esto provocó que el evaporador alcanzara una temperatura crítica final de 85 °C. Bajo estas condiciones se registró un flujo de vapor promedio de solo 12,43 L/h, un valor inferior al de las corridas C1 a C4; este comportamiento se debe a que el alcohol, componente más volátil, se evapora con rapidez en las etapas iniciales debido a su baja concentración inicial (30°GL), provocando un agotamiento casi total del alcohol en el sistema y dejando un extracto final con apenas 2°GL.

Se identificó un volumen denominado "Remanente de alcohol" en todas las corridas experimentales. Este parámetro representa la fracción de solvente que continuó evaporándose y condensándose posterior al apagado del equipo. Este es provocado por el calor remanente acumulado en el fluido térmico y en las resistencias eléctricas (las cuales registraron temperaturas finales de entre 253 °C y 298 °C). Debido a que esta destilación ocurre fuera del tiempo de control establecido para el proceso y bajo condiciones no controladas, este volumen remanente fue excluido del cálculo del porcentaje de recuperación analizado en la presente investigación.

El balance de materia y energía desarrollado para la Corrida 1 estimó que de los 35 400 kJ suministrados eléctricamente, el 80,8 % (28 621 kJ) fue aprovechado en calentar y evaporar la carga, mientras que el 10,7 % (3 799 kJ) se atribuye a pérdidas hacia el ambiente. Sin embargo, este balance es referencial, ya que, no se contó con todos los parámetros de diseño y operación necesarios para un cálculo riguroso: la temperatura real del aceite térmico no se midió directamente (solo se dispuso de la lectura cercana a las resistencias, que sobreestima su valor), no se conoce el tipo ni las propiedades exactas del aceite empleado y las propiedades de la mezcla agua-etanol se estimaron mediante una regla de mezcla ponderada sin considerar su comportamiento no ideal. Por ello, $Q_{pérdidas,total}$ y $\eta_{proceso}$deben interpretarse como estimaciones y no como valores absolutos de diseño térmico del equipo.

VII. CONCLUSIONES

El volumen máximo del evaporador al vacío es de 100L, se trabajó al 50% de su capacidad, logrando manejar las variables independientes con buenos resultados de las variables de respuestas.

La corrida C1 (40 L a 50°GL) alcanzó el mayor porcentaje de recuperación alcohólica (84 %), mientras que las corridas a 50 L presentaron porcentajes menores (51 %–71 %), lo que indica que operar a menor volumen de carga favorece la eficiencia de la transferencia de calor y la evaporación del solvente. No obstante, dado que esta comparación involucra corridas con distinto tiempo de operación, la mayor recuperación de C1 refleja el efecto combinado del menor volumen y el mayor tiempo de proceso.

La temperatura de ebullición final del evaporador se confirmó como el indicador más confiable del punto de corte del proceso. En las corridas C1 a C4, con concentraciones iniciales de 50° y 60°GL, la temperatura final osciló entre 53,5 °C y 66 °C, señalando el agotamiento del etanol. La corrida C5, diseñada deliberadamente sin criterio de corte por temperatura, alcanzó 85 °C, confirmando que temperaturas superiores al rango de la mezcla agua-etanol indican el agotamiento completo del etanol y el inicio de evaporación predominante de agua.

Dentro del rango C1–C4, la temperatura de 60 °C (C1) produjo el mayor porcentaje de recuperación (84 %); temperaturas inferiores señalaron proceso incompleto con etanol residual en el extracto, y temperaturas superiores reflejaron sobre evaporación.

La concentración alcohólica inicial determinó tanto la concentración del solvente recuperado como el perfil de temperatura del proceso. Las corridas C3 y C4, con concentración inicial de 60°GL, alcanzaron la mayor concentración de recuperación (84°GL en el condensado), confirmando que a mayor concentración inicial, mayor es la concentración del solvente recuperado.

El tiempo de operación condicionó el grado de agotamiento del etanol en el extracto final. Los tiempos entre 35 y 42 minutos, correspondientes a concentraciones iniciales de 50° a 60°GL, generaron flujos de vapor de 34,29 a 43,71 L/h. La corrida C5 (30°GL, 35 min) produjo el menor flujo de vapor (12,43 L/h), resultado de su baja concentración alcohólica inicial y no del tiempo de operación, ya que operó el mismo tiempo que C4 (35 min).

La corrida C5 (50 L, 30°GL, 35 min, T final = 85 °C), diseñada deliberadamente para observar el comportamiento del sistema con baja concentración alcohólica sin aplicar corte por temperatura, produjo el extracto con menor contenido alcohólico residual (2°GL); sin embargo, la temperatura alcanzada (85 °C) evidencia que, en un extracto real con principios activos termosensibles, prolongar la operación más allá del agotamiento del etanol compromete la calidad del producto, contraviniendo el propósito de la evaporación al vacío, diseñado para preservar la integridad química durante la concentración de extractos vegetales.

Se determinó que el evaporador al vacío depende de la interacción simultánea de las variables independientes. El volumen de carga y la concentración alcohólica inicial definen la masa y la volatilidad dentro del equipo; estos factores determinan la velocidad de evaporación a lo largo del tiempo de operación; por lo que, el punto de corte óptimo y el máximo porcentaje de recuperación no se logran controlando los parámetros de forma aislada, sino mediante el balance integral de todo el sistema operativo.

En conjunto, estos resultados sustentan que la operación óptima del evaporador al vacío, bajo las condiciones experimentales del documento, se da con volúmenes de carga de 40 L, concentraciones iniciales entre 50° y 60°GL, tiempos de operación de 35 a 42 minutos y temperatura de corte en torno a los 60 °C para concentraciones iniciales de 50° a 60°GL; valores inferiores a 58 °C indican proceso incompleto y valores superiores a 63 °C reflejan sobreevaporación con reducción de la eficiencia. Estas condiciones permiten alcanzar recuperaciones de entre el 67 % y el 84 % del solvente etanólico disponible.

VIII. RECOMENDACIONES

Trabajar con un extracto con principios activos de una matriz vegetal, para ver la real recuperación del extracto concentrado final.

Se hubiera trabajado con dos o más potencias eléctricas, que permitan evaluar el flujo de vaporización del proceso.

La chaqueta de calentamiento con aceite térmico es demasiada ancha, lo que ocasiona que la chaqueta contenga una gran cantidad de aceite térmico, que a la hora de recuperar el extracto se mantiene caliente demasiado tiempo.

La termocupla se encuentra situada muy cerca de las dos resistencias del evaporador, lo que ocasiona que la temperatura del aceite térmico tenga valores demasiado altos que no tienen ninguna relación con el proceso de evaporación al vacío, en otras palabras, esta temperatura debería estar relacionada con la temperatura de destilado el cual es función de la concentración alcohólica que tiende a empobrecer en función del tiempo.

IX. BIBLIOGRAFIA

1) Azmir, J., Zaidul, I. S. M., Rahman, M. M., Sharif, K. M., Mohamed, A., Sahena, F., Jahurul, M. H. A., Ghafoor, K., Norulaini, N. A. N., & Omar, A. K. M. (2013). Techniques for extraction of bioactive compounds from plant materials: A review. Journal of Food Engineering, 117(4), 426-436. https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2013.01.014.
2) García-Salas, P., Morales-Soto, A., Segura-Carretero, A., & Fernández-Gutiérrez, A. (2020). Phenolic-compound-extraction systems for fruit and vegetable samples. Molecules, 15(12), 8813-8838.
3) Pinelo, M., Sineiro, J., & Núñez, M. J. (2021). Ethanol and water extraction of phenolic compounds from apple pomace and grape pomace. Journal of Food Engineering, 103(3), 109-114.
4) Geankoplis, C. J. (2018). Procesos de transporte y principios de procesos de separación (5.ª ed.). Pearson Education.
5) Ibarz, A., & Barbosa-Cánovas, G. V. (2014). Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos. Ediciones Mundi-Prensa.
6) Gémina Procesos Alimentarios. (s.f.). Evaporadores de recirculación forzada [Catálogo de productos]. Recuperado de https://www.gemina.es
7) Darío Márquez, L. A., De la Fuente Xochitiotzin, B., y Encarnación Barrera, O. D. (2015). Automatización de un prototipo tipo evaporador para la obtención de concentrado de jugo de naranja [Tesis de licenciatura, Instituto Politécnico Nacional].
8) León Cueva, W. P., Montaguano Jiménez, J. E., Carrion Espinosa, W. E., Hurtado González, J. S., y Gadvay Yambay, K. A. (2024). Diseño y construcción de un evaporador para la producción de manjar de leche: Aportes a la investigación en Ingeniería. CID - Centro de Investigación y Desarrollo. https://doi.org/10.37811/cli_w1086
9) Santamaría Méndez, J. O. (2018). Diseño de un evaporador piloto para la reutilización de aguas de vertimiento en la Compañía Eléctrica Sochagota [Trabajo de grado, Universidad Industrial de Santander].

10) Tarazona Monzon, E. R., y Portilla Socón, J. F. (2016). Estudio energético de equipos consumidores de energía térmica para la implementación óptima de una planta de harina de pescado en el consorcio pesquero El Ferrol SAC- Chimbote [Tesis de pregrado, Universidad Nacional del Santa].
11) C&G. (s.f.). Evaporador al vacío serie ME3 [Folleto técnico].
12) Ortega González, S. (2012). Diseño de sistema de vacío para la evaporación cerrada en la industria panelera [Proyecto de grado, Universidad de los Andes].
13) Pazo Reyes, J. M., y Pazo Reyes, S. B. (2009). Optimización de los parámetros tecnológicos para la obtención del concentrado proteico del algarrobo [Tesis de pregrado, Universidad Nacional de Trujillo].
14) McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química (7.ª ed.). McGraw-Hill Interamericana.
15) Kern, D. Q. (1999). Procesos de transferencia de calor. Compañía Editorial Continental (CECSA).
16) Green, D. W., y Perry, R. H. (2008). Perry's Chemical Engineers' Handbook (8.ª ed.). McGraw-Hill.
17) OIML — Organización Internacional de Metrología Legal. (1973). Tablas Alcoholométricas Internacionales

ANEXO1: BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE LA CORRIDA 1

Tabla 9: Datos de corrida 1

Variable	Valor	Fuente
Volumen inicial, V_O	40 L	Tabla de resultados
Grado alcohólico inicial	50 °GL	Tabla de resultados
T evaporador inicial	30 °C	Tabla de datos experimentales
T evaporador final	60 °C	Tabla de datos experimentales
Tiempo de operación*	59 min (0,983 h)	Tabla de resultados
Volumen extracto final, V_L	17 L	Tabla de resultados
Grado alcohólico extracto final	15 °GL	Tabla de resultados
Grado alcohólico del vapor/condensado, y_v	76 °GL	Tabla de resultados
T aceite, inicio de corrida (asumida)	30 °C	Valor adoptado para este cálculo
T aceite, final de corrida (asumida)	100 °C	Valor adoptado para este cálculo

* Para los cálculos posteriores de $Q_{eléctrico}$ se considera la duración total de la corrida que es 59min (mientras que 38 min es solo la ventana en que hubo destilado activo (desde que empezó a salir vapor hasta el corte)

Balance de Materia

Las densidades de la carga inicial (50 °GL) y del extracto final (15 °GL) se obtuvieron de las Tablas Alcoholométricas Internacionales, que relacionan el grado alcohólico volumétrico (°GL) de una mezcla agua-etanol con su densidad a 20 °C (OIML, 1973).

Tabla 10: Densidades y masas de las corrientes de la Corrida 1

Corriente	°GL	ρ (kg/m³) — OIML (1973)	Volumen (L)	Masa (kg)
Carga inicial (M_o)	50	914	40	36,56
Extracto final (M_L)	15	974	17	16,56
Vapor/condensado (y_v)	76	852	22	—

El vapor generado dentro del evaporador se calcula por diferencia de masa

$$M_{vapor} = M_o - M_L = 36{,}56 - 16{,}56 = 20{,}00\ kg.$$

Cálculo de la fracción másica de etanol (w_{etanol})

El grado alcohólico reportado en las tablas está en % volumen/volumen (°GL), pero el calor específico y el calor latente de la mezcla se calculan en base másica. Por ello, cada composición se convierte a fracción másica de etanol a partir de las densidades de los componentes puros a 20 °C ($\rho_{etanol} = 789\ kg/m^3$; $\rho_{agua} = 998\ kg/m^3$), tomadas de tablas de propiedades físicas de compuestos puros (Green y Perry, 2008):

$$w_{etanol} = \frac{(\phi_{v/v} \cdot \rho_{etanol})}{(\phi_{v/v} \cdot \rho_{etanol} + (1 - \phi_{v/v}) \cdot \rho_{agua})}$$

Donde:

- $\phi_{v/v}$: Fracción volumétrica de etanol

Para la carga inicial (50 °GL):

$$w_{etanol} = \frac{(0{,}5 \cdot 789)}{(0{,}5 \cdot 789 + (1 - 0{,}5) \cdot 998)} = 0{,}442$$

Para la extracto final (15 °GL):

$$w_{etanol} = \frac{(0{,}15 \cdot 789)}{(0{,}15 \cdot 789 + (1 - 0{,}15) \cdot 998)} = 0{,}123$$

Para condensado (76 °GL):

$$w_{etanol} = \frac{(0{,}76 \cdot 789)}{(0{,}76 \cdot 789 + (1 - 0{,}76) \cdot 998)} = 0{,}715$$

Cálculo del Cp de la mezcla

Los valores de Cp de los componentes puros se tomaron de tablas de propiedades fisicoquímicas de compuestos puros (Green y Perry, 2008):

$Cp_{etanol} \approx 2{,}44\ kJ/kg \cdot °C$ y $Cp_{agua} \approx 4{,}186\ kJ/kg \cdot °C$

$$Cp_{mix} = w_{etanol}.Cp_{etanol} + (1 - w) \cdot Cp_{agua}$$

Para la carga inicial:

$$Cp_{mix} = 0{,}442\,.\,2{,}44 + (1 - 0{,}442).\,4{,}186 = 3{,}42$$

Para el extracto final:

$$Cp_{mix} = 0{,}123\,.\,2{,}44 + (1 - 0{,}123).\,4{,}186 = 3{,}97$$

Cálculo de la masa promedio y calor específico promedio

$$\bar{M}_L = \frac{(M_0 + M_L)}{2} \quad ; \quad \bar{C}p_L = \frac{\left(Cp_{inicial} + Cp_{final}\right)}{2}$$

$$\bar{M}_L = \frac{(36{,}56 + 16{,}56)}{2} = 26{,}56\,kg \quad ; \quad \bar{C}p_L = \frac{(3{,}42 + 3{,}97)}{2} = 3{,}69\,\frac{kJ}{kg \cdot °C}$$

Cálculo del calor latente de vaporización de la mezcla

El calor latente de vaporización de la mezcla se estimó ponderando por la fracción másica del vapor ($76\ °GL, w_{etanol} = 0{,}715$) los calores latentes de los componentes puros $\lambda_{etanol} \approx 855\ kJ/kg \quad y \quad \lambda_{agua} \approx 2358\ kJ/kg\ (a\ 60°C)$, valores tomados de tablas de propiedades de vaporización (Green y Perry, 2008):

$$\bar{\lambda}_{mezcla} = 0{,}715 \times 855 + 0{,}285 \times 2358 = 1284\ kJ/kg$$

Cálculo de $Q_{sensible}$ y $Q_{latente}$

$$Q_{sensible} = \bar{M}_L \cdot \bar{C}p_L \cdot (T_{final} - T_{inicial})$$

$$Q_{sensible} = 26{,}56\ kg \times 3{,}69\ kJ/(kg \cdot °C) \times (60 - 30)\ °C = 2\,941\ kJ$$

$$Q_{latente} = M_{vapor} \cdot \bar{\lambda}_{mezcla}$$

$$Q_{latente} = 20{,}00\ kg \times 1284\ kJ/kg = 25\,680\ kJ$$

Cálculo de calor sensible almacenado en el aceite térmico

Se considera valores aproximados de $M_{aceite} = 19{,}8kg\ y\ V_{aceite} = 22{,}5L$; asimismo, las propiedades fisicoquímicas del aceite se asumieron tomando como referencia las de un aceite comercial ($\rho = 880kg/m^3$; $Cp_{aceite} \approx 2{,}15kJ/kg°C$. Ademán, según lo explicado en la investigación, no se pudieron conseguir las temperaturas del aceite térmico debido a que la termocupla está muy cerca de las resistencias, por lo que T resistencias (hasta 279°C) sobreestima la temperatura real del aceite en la chaqueta; por consistencia, T_{aceite}debe estar acotada entre T_L y $T_{resistencias}$, y los valores 30–100°C se adoptan dentro de ese rango válido.

$$Q_{sensible,aceite} = M_{aceite} Cp_{aceite} \Delta T_{aceite}$$

$$Q_{sensible,aceite} = 19{,}8 \times 2{,}15 \times 70 = 2980\ kJ$$

Cálculo de $Q_{electrico}$

$$Q_{eléctrico} = P_{resist}.\Delta t_{corrida}$$

$$Q_{eléctrico} = 10\ kW \times \frac{59}{60}\ h = 9{,}83\ kWh = 35400\ kJ$$

Cálculo de $Q_{pérdidas,total}$

$$Q_{eléctrico} = M_{aceite}Cp_{aceite}\Delta T_{aceite} + \overline{M_L}.\overline{Cp_L}.(T_{final} - T_{inicial}) + M_{vapor}.\bar{\lambda}_{mezcla} + Q_{pérdidas,total}$$

$$Q_{pérdidas,total} = 35400 - 2980 - 28621 = 3799KJ$$

Cálculo de eficiencia del proceso:

$$\eta_{proceso} = \frac{Q_{útil}}{Q_{eléctrico}} = \frac{28621}{35400} = 80{,}8\%$$