

Escuela Superior Politécnica del Litoral

Facultad de Ciencias naturales y Matemáticas

Diseño y adaptación de un sistema de transferencia de calor indirecto en un
proceso de recuperación de alcohol.

ING - 2704

Proyecto Integrador

Previo la obtención del Título de:

Ingeniero Químico

Presentado por:

Denisse Rosario Arellano Montecé
Carlos Daniel Fuentes Lozano

Guayaquil - Ecuador

Año: 2024

Dedicatoria

Dedicatoria

Dedicamos este trabajo, primero a Dios, por ser nuestra fuerza, guía y fuente de inspiración.

A nuestras familias, por su amor incondicional, su paciencia infinita y por ser nuestro mayor motivo para seguir adelante.

Este logro es tan suyo como nuestro.

Y a todas aquellas personas que creyeron en nosotros, amigos, maestros y mentores que nos apoyaron en cada paso y que, de alguna manera, dejaron huella en este camino.

Con todo nuestro cariño y gratitud.

Agradecimientos

En primer lugar, agradecemos a Dios, gracias, Señor, por recordarnos en cada paso que “todo tiene su tiempo” y que, con fe y esfuerzo, todo es posible.

A nuestras familias por enseñarnos que los sueños se trabajan, se luchan y, sobre todo, se conquistan. A nuestros amigos, por su apoyo constante, su compañía en los momentos de estrés y por recordarnos que nunca estábamos solos en esta travesía.

A mis mentores y profesores, que supieron ser una guía en esta aventura. En especial, al Doctor Wilfrido Quiñonez, cuya paciencia, conocimiento y retroalimentación precisa fueron la brújula que me mantuvo en el rumbo correcto de lo que juntos hemos logrado. También reconocemos a ESPOL por los recursos y el respaldo brindado, así como a todas las personas que, de manera directa o indirecta, contribuyeron al desarrollo de esta tesis. Su apoyo ha sido clave para este logro.

Declaración Expresa

Nosotros Arellano Montecé Denisse Rosario y Fuentes Lozano Carlos Daniel 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 mí/nosotros durante el desarrollo del proyecto de graduación, pertenecerán de forma total, exclusiva e indivisible a la ESPOL, sin perjuicio del porcentaje que me/nos corresponda de los beneficios económicos que la ESPOL reciba por la explotación de mi/nuestra innovación, de ser el caso.

En los casos donde la Oficina de Transferencia de Resultados de Investigación (OTRI) de la ESPOL comunique 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, 24 de enero del 2025.



Arellano Montecé
Denisse Rosario



Fuentes Lozano Carlos
Daniel

Evaluadores

María Verónica Ordoñez Pasmiño

Profesor de Materia

Dr. Wilfrido Hernán Quiñonez

Becerra

Tutor de proyecto

Resumen

Este proyecto tiene como objetivo mejorar el consumo energético de un proceso de destilación de alcohol, mediante el diseño e implementación de un reboiler tipo termosifón vertical con el fin de reemplazar el sistema actual de vapor directo. La hipótesis planteada establece que este diseño mejorará la eficiencia energética, permitiendo que el vapor generado a alta temperatura sea aprovechado en otros procesos de calentamiento dentro de la planta. Este enfoque contribuye a la reducción de consumo de bunker, disminuyendo la cantidad de combustible necesario para la generación de vapor, así como reducción de las emisiones de CO₂ generadas por la caldera. Para el desarrollo del proyecto, se utilizaron herramientas de simulación como Aspen Hysys V14 y Hysys EDR con el modelo termodinámico NRTL, además se llevaron a cabo balances de materia y energía en el sistema, asegurando un funcionamiento eficiente y acorde a los requerimientos del proceso. Los cálculos de diseño, haciendo uso del método LMTD, arrojaron que el equipo tiene un área de transferencia de calor de 115 m² con una temperatura de salida de 113.32°C y un flujo másico de 2045kg/h. El proceso ahora consume un 41.8% menos de vapor en comparación con lo que consumía cuando se inyectaba el vapor de forma directa, lo cual representa que la adaptación del reboiler o termosifón vertical permite una mejor utilización de la energía térmica, contribuyendo a la sostenibilidad y eficiencia energética del proceso. Se concluyó que este sistema optimiza el uso del vapor, mejora la eficiencia energética y reduce los impactos ambientales.

Palabras clave: eficiencia energética, reboiler termosifón, destilación de alcohol.

Abstract

This project aims to improve the energy consumption of an alcohol distillation process through the design and implementation of a vertical thermosiphon reboiler to replace the current direct steam system. The proposed hypothesis establishes that this design will enhance energy efficiency, allowing the high-temperature steam generated to be utilized in other heating processes within the plant. This approach contributes to reducing bunker consumption by decreasing the amount of fuel required for steam generation, as well as lowering CO₂ emissions produced by the boiler. For the project development, simulation tools such as Aspen Hysys V14 and Hysys EDR with the NRTL thermodynamic model were used. Additionally, comprehensive material and energy balances were conducted within the system, ensuring efficient operation that meets process requirements. The design calculations, based on the LMTD method, indicated that the equipment has a heat transfer area of 115 m², with an outlet temperature of 113.32°C for the steam at a flow rate of 2045 kg/h. The process now consumes 41.8% less steam compared to the previous direct steam injection method. This demonstrates that the adaptation of the vertical thermosiphon reboiler enables better utilization of thermal energy, contributing to the sustainability and energy efficiency of the process. It was concluded that this system optimizes steam usage, improves energy efficiency, and reduces environmental impacts.

Keywords: *Energy Efficiency, Thermosiphon Reboiler, Alcohol Distillation*

Índice general

Evaluadores.....	v
Resumen	vi
<i>Abstract</i>	vii
Índice general	viii
Abreviaturas.....	x
Simbología.....	xi
Índice de figuras	xii
Índice de tablas	xiii
Capítulo 1	14
1.1 Introducción.....	15
1.2 Descripción del Problema.....	15
1.3 Justificación del Problema	16
1.4 Objetivos	18
<i>1.4.1 Objetivo general</i>	18
<i>1.4.2 Objetivos específicos</i>	18
1.5 Marco teórico.....	18
Capítulo 2	25
2. Metodología.....	26
2.1 Enfoque del proceso	26
2.2 Alternativas de Solución	28
2.3 Diseño del Producto.....	29
2.3.1 Cálculos de parámetros de diseño	29
2.3.1.1 Cálculo del calor necesario del Reboiler.....	30
2.3.1.2 Cálculo de parámetros de entrada y salida del reboiler.....	31
2.3.1.3 Cálculo de parámetros geométricos del Reboiler.....	32

2.3.1.4	Cálculo del coeficiente total de transferencia de calor.....	33
2.3.1.5	Cálculo de caídas de presión en los tubos y la coraza.....	34
2.3.2	Simulación del proceso.....	36
2.3.2.1	Modelo termodinámico	36
2.3.2.2	Recopilación de datos iniciales	36
2.3.2.3	Simulación del proceso actual de destilación con transferencia de calor directa.....	38
2.3.2.4	Simulación del proceso de destilación con reboiler.....	39
2.3.2.5	Simulación rigurosa del intercambiador de carcasa y tubos tipo reboiler.....	42
2.3.2.6	Simulación en EDR	43
2.3.3	Razón de Consumo de Vapor:	43
2.3.4	Diagrama de flujo de caja	44
Capítulo 3	46
3. Resultados y análisis	47
3.1	Resultados de los parámetros calculados asociados al intercambiador de calor.....	47
3.2	Resultados de la simulación del proceso de destilación con la adaptación del reboiler.....	51
3.3	Resultados de la Simulación rigurosa del Reboiler.....	54
3.4	Resultados del EDR.....	59
3.5	Razón de Consumo de Vapor.....	63
3.6	Resultados del análisis de costos	63
Capítulo 4	67
4.1 Conclusiones y recomendaciones	68
4.1.1 Conclusiones	68
4.1.2 Recomendaciones	69
Referencias	71
Apéndice	74

Abreviaturas

ATA Atmósfera total absoluta

BEM Bonnet-End Mixed

EDR Engineering Design and Rating

ESPOL Escuela Superior Politécnica del Litoral

KPI Key Performance Indicator

LMTD Log Mean Temperature Difference

NRTL Non-Random Two-Liquid

PSIG Pounds per Square Inch Gauge

QC Calor en el Condensador

QR Calor en el Reboiler

ROI Return on Investment

SS304 Stainless Steel 304

TEMA Tubular Exchanger Manufacturers Association

WHR Waste Heat Recovery

Simbología

C	Carbono
AS	Área de la superficie
COM	Costo de manufactura
CO ₂	Dióxido de carbono
C _p	Calor específico
cP	Centipoise
g	Aceleración gravitacional
h	Hora
In	Pulgadas
kJ/kg°C	Kilojulios por kilogramo por grado Celsius
kJ/m ² °C	Kilojulios por metro cuadrado por grado Celsius
kg/h	Kilogramos por hora
kg/m ³	Densidad en kilogramos por metro cúbico
kPa	Kilopascal
m	Longitud (metros)
m ²	Área (metros cuadrados)
ṁ	Flujo másico
p/p	Relación de masa peso/peso
Re	Número de Reynolds
U	Coefficiente global de transferencia de calor
°C	Grados Celsius
P	Densidad

Índice de figuras

Figura1 <i>Deshidratación de alcohol con filtros moleculares. Equipos R601 y R602.</i>	26
Figura2 <i>Recuperación de Alcohol en la Torre C640.</i>	27
Figura 3 <i>Configuración del tipo de reboiler en Aspen Hysys V 14</i>	40
Figura 4 <i>Influencia del área de transferencia de calor en la temperatura de salida del Vapor.</i>	48
Figura 5 <i>Diagrama de simulación de la columna de recuperación de alcohol</i>	51
Figura 6 <i>Simulación del proceso de destilación con adaptación del reboiler</i>	54
Figura 7 <i>Simulación rigurosa del reboiler en Aspen Hysys V14</i>	55
Figura 8 <i>Diagrama del sistema de destilación con la implementación del reboiler</i>	62
Figura 9 <i>Flujo de caja para el diseño e implementación del reboiler</i>	65
Figura 10 <i>Resumen de los pasos de los diferentes métodos de diseño</i>	75
Figura 11 <i>Disposición de los tubos en cambiadores de carcasa y tubo. Arreglo cuadrado.</i>	76
Figura 12 <i>Coficiente aproximado de película</i>	77
Figura 13 <i>Proforma del Reboiler, obtenido con EDR</i>	78

Índice de tablas

Tabla1	<i>Datos recopilados en la empresa cliente, en base a la Fig. 1.</i>	30
Tabla2	<i>Propiedades de los fluidos que intervienen en el intercambio de calor</i>	31
Tabla3	<i>Composiciones de las corrientes.</i>	37
Tabla4	<i>Datos adicionales para la simulación del caso base del proceso</i>	39
Tabla 5	<i>Valores representativos de los coeficientes totales de transferencia de calor para rehervidor con evaporación</i>	41
Tabla6	<i>Resultados de flujos y temperaturas de las corrientes de entrada y salida</i>	47
Tabla 7	<i>Resultados del coeficiente de transferencia de calor</i>	48
Tabla 8	<i>Resultados del área de transferencia de calor</i>	49
Tabla 9	<i>Configuración geométrica y caídas de presión del reboiler</i>	50
Tabla 10	<i>Configuración geométrica y caídas de presión del reboiler</i>	50
Tabla 11	<i>Resultados de la simulación del proceso de destilación de alcohol con la adaptación del reboiler.</i>	53
Tabla 12	<i>Resultados obtenidos de la simulación rigurosa del reboiler IC-640</i>	58
Tabla 13	<i>Comparativa de parámetros del reboiler cálculos y simulados.</i>	60
Tabla 14	<i>Resultados de la razón de consumo de vapor</i>	63
Tabla 15	<i>Datos iniciales para el flujo de caja</i>	64
Tabla 16	<i>Ganancia debida al ahorro en energía</i>	65

Capítulo 1

1.1 Introducción

1.2 Descripción del Problema

El sector industrial es uno de los mayores consumidores de energía a nivel mundial, debido a la naturaleza intensiva en calor de sus procesos, como la destilación, que requiere grandes cantidades de vapor (Upathumchard, 2014). Dado el creciente aumento de la demanda energética y la limitación de recursos naturales, desarrollar sistemas eficientes para recuperar este calor se vuelve esencial, tanto desde el punto de vista económico como ambiental (O’Rielly & Jeswiet, 2015).

La planta de producción de alcohol anhidro que se aborda en este proyecto enfrenta un desafío energético dentro de su proceso de destilación. En particular, se ha identificado una ineficiencia en la columna de recuperación (C-640), donde el vapor de un solo uso se pierde al mezclarse directamente en el proceso, debido a la transferencia de calor y masa que está sucediendo en este tipo de intercambio de calor directo, lo que resulta en un desperdicio de recursos energéticos que podrían ser aprovechados de manera más eficiente. Este vapor, generado en la caldera es aproximadamente 7716 kg/h y 10.01 PSIG, podría ser reutilizado para mejorar la eficiencia térmica del sistema. Resolver este problema optimizaría el uso de energía en la destilación, reduciendo la necesidad de energía externa y el consumo de combustibles fósiles. Esto no solo disminuiría los costos operativos y las emisiones de CO₂, sino que también favorecería la sostenibilidad de la planta, al reducir la dependencia de la caldera y los costos asociados al tratamiento del agua de esta, contribuyendo a una operación más económica y amigable con el medio ambiente.

Sin embargo, a pesar de los beneficios potenciales, se deben considerar diversas restricciones para la implementación de esta mejora. Entre ellas se incluyen las limitaciones tecnológicas y de infraestructura existentes en la planta, como la capacidad de los equipos

actuales para adaptarse a este sistema de recuperación de calor sin requerir modificaciones costosas.

Además, la ubicación del equipo es una limitante clave, ya que la planta está en una zona industrial con espacio limitado para instalaciones adicionales. Esto implica que el diseño del sistema debe ser compacto y adaptable al espacio disponible, sin comprometer la seguridad ni interferir con las operaciones existentes.

Asimismo, la viabilidad económica de la inversión, que debe justificar el costo inicial frente al ahorro energético proyectado, es una consideración crucial. Estas restricciones deberán ser evaluadas cuidadosamente para determinar la viabilidad técnica y económica de la propuesta y garantizar que la solución no solo sea eficiente, sino también rentable a largo plazo.

1.3 Justificación del Problema

La destilación es un proceso muy importante en muchas industrias y su uso va desde la producción de combustibles hasta perfumes y alcohol. Este proceso consiste en la separación de compuestos en función de la diferencia de puntos de ebullición, donde la sustancia objetivo es la más volátil. Las industrias de destilación para funcionar requieren grandes cantidades de energía para la separación de los compuestos, por ende, es necesario que no se desaproveche la energía de ninguna parte del proceso.

La planta destiladora cliente, está ubicada en Marcelino Maridueña, cuenta con varias torres de destilación, entre ellas está una columna destrozadora, una columna rectificadora, una columna agotadora y una columna recuperadora. Estas torres cumplen la función de destilar el vino obtenido de la fermentación de la melaza para producir alcohol anhidro con una concentración 99.5% de alcohol, el cual es utilizado para diversas aplicaciones como la producción de biocombustibles, químicos, pinturas, entre otros (SODERAL S.A., 2024).

Para la elaboración del alcohol anhidro, se obtiene alcohol al 95% de las tres primeras columnas del proceso para pasar por unos filtros moleculares que llevan el alcohol al porcentaje requerido. Dentro de esta sección, está la torre recuperadora que tiene una entrada de vapor directo, este vapor se mezcla dentro de la columna calentando el alcohol de baja concentración, proveniente de los filtros moleculares, para llevar el alcohol a 92% finalmente en la sección de destilado.

Actualmente, se estima que ingresan aproximadamente 3514 kg/h de vapor, con una caldera que consume 207,39 galones de bunker para producir esta energía, con un costo estimado de \$217828.77 por Zafra (Quiñonez & Arízaga, 2018).

Cambiar a un sistema de calentamiento indirecto mediante un intercambiador de calor permitiría recuperar el vapor condensado, reduciendo así el consumo de energía y el uso de bunker, lo que disminuiría los costos y las emisiones de CO₂. Además, que se reducirían gastos en tratamiento de agua porque el agua transformada en vapor pasa por un proceso previo para evitar la corrosión e incrustaciones, entonces, recuperar el condensado evita que se tenga que volver a tratar el agua y con la temperatura que lleva es más sencillo volver a convertirlo en vapor o es posible recircularlo a otra parte del proceso.

La implementación del intercambiador permitirá un mejor control del calor suministrado ya que se diseña con un área específica que cumpla con los requerimientos energéticos. Este control del calor mejoraría la cantidad de vapor requerida, es decir, se disminuiría. Además, se evita sobrecalentamientos en zonas específicas de la columna y se evita daños estructurales a la torre ya que el vapor al entrar entra con fuerza.

Asimismo, el uso de un intercambiador de calor no solo reduce el consumo de vapor, sino que también disminuye el riesgo de corrosión y acumulación de incrustaciones en la columna de destilación, al reducir la exposición directa de los componentes a la alta temperatura del vapor.

Esto contribuye a alargar la vida útil del equipo y mejorar el rendimiento general del proceso, al mismo tiempo que se requiere menos frecuencia en los paros de mantenimiento.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo general

Evaluar la eficiencia energética de un proceso de recuperación de alcohol mediante el diseño de un sistema de intercambio de calor indirecto para la reducción de costos operativos, consumo de energía y emisiones de CO₂.

1.4.2 Objetivos específicos

- Realizar un análisis energético y de sensibilidad para la determinación de los parámetros de diseño del intercambiador.
- Evaluar el proceso de destilación en Aspen HYSYS V14 para la determinación del requerimiento energético del reboiler y las condiciones operativas necesarias para su diseño.
- Realizar un análisis económico del proceso propuesto y el cálculo de un KPI relacionado con la disminución de emisiones de CO₂ para la determinación de su rentabilidad y su impacto ambiental.

1.5 Marco teórico

Consumo energético en las industrias

Las industrias químicas, incluyendo las destiladoras, tienen un alto impacto en el consumo energético global, siendo responsables de alrededor del 18% de las emisiones industriales de CO₂, lo que equivale a aproximadamente 1.5 gigatoneladas de CO₂ por año (International Energy Agency, 2018). El calor residual, generado por ineficiencias en los equipos

y limitaciones termodinámicas, ofrece una oportunidad clave para mejorar la eficiencia energética y reducir el consumo industrial (Pulat et al., 2009).

El concepto de calor residual industrial se refiere al calor almacenado en una sustancia que es rechazado de un proceso a una temperatura superior a la temperatura ambiente de la planta, y cuya parte significativa puede ser recuperada y reutilizada de manera económica (Upathumchard, 2014). De hecho, se estima que entre el 20% y el 50% de la energía utilizada en los procesos industriales se pierde en forma de calor residual, que proviene de fuentes como gases de escape calientes, agua de enfriamiento, superficies de equipos y productos calentados (BCS, 2008).

Una de las mejores formas para que las empresas reduzcan su consumo energético, sin necesidad de realizar grandes inversiones en equipos o reformas en las instalaciones, es mediante la implementación de tecnologías de recuperación de calor residual (WHR), estas tecnologías ofrecen una oportunidad clave para ahorrar energía y mejorar la eficiencia industrial, aprovechando la recuperación de calor de flujos residuales gaseosos, líquidos y sólidos teniendo en cuenta que la selección de la tecnología adecuada depende de la accesibilidad del calor residual y de la viabilidad de su implementación (CANMET, 1986).

En general se enumeran cuatro tecnologías principales para la recuperación de calor residual: (1) uso directo, (2) intercambiadores de calor, (3) bombas de calor y (4) recomposición de vapor. Las dos primeras aprovechan el calor residual tal como está, ya que su calidad es adecuada para su uso, mientras que las otras dos tecnologías permiten mejorar el nivel energético del flujo de residuos, haciéndolo más aprovechable. Los intercambiadores de calor y las bombas de calor son las opciones más versátiles y se aplican en una amplia gama de sectores industriales, mientras que la recomposición de vapor se utiliza principalmente en plantas grandes y sistemas de procesos más complejos (CANMET, 1986).

Fundamentos de la Transferencia de calor

Una de las más importantes leyes de la naturaleza es el principio de conservación de la energía, la cual explica que la energía puede cambiar de forma, sin embargo, su cantidad total permanece constante (Cengel & Boles, 2014), es decir, que cualquier cambio en la energía interna de un sistema es producto del resultado de la transferencia de energía en forma de calor hacia o desde el sistema y del trabajo realizado sobre el sistema o por él, la energía se transfiere a través de tres modos principales: conducción, convección y radiación (Welty et al., 2007).

Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son equipos especializados que permiten una transferencia eficiente de calor entre dos flujos de fluidos (líquidos o gases) sin que estos se mezclen, evitando así la contaminación, algo crucial en sectores como la industria alimentaria y la fabricación de equipos médicos (CANMET, 1986). Estos dispositivos están disponibles en diversas configuraciones y diseños, por ello seleccionar el intercambiador adecuado para una aplicación específica es clave (BCS, 2008).

Los intercambiadores de calor se clasifican según su flujo; de flujo paralelo, contraflujo o flujo cruzado. También, se clasifican según su construcción siendo de placas y de tubo y carcasa.

Los intercambiadores de flujo paralelo son aquellos en los que los fluidos van en la misma dirección dentro del intercambiador de calor. El fluido más caliente pasa a través de la carcasa y el más frío dentro del tubo donde, este nunca alcanza la temperatura del fluido más caliente. Los intercambiadores a contraflujo funcionan con fluidos que recorren su interior en sentido contrario, cada fluido entra en un extremo del intercambiador. Esta configuración es más eficiente que la anterior, es decir, existe una mejor transferencia de calor hacia el fluido frío. Finalmente, los de flujo cruzado funcionan haciendo pasar los fluidos de forma perpendicular

(90°) y son típicamente usados cuando existe un cambio de fase o cuando se tiene un fluido bifásico (Jaramillo, 2007).

Los intercambiadores de calor de placas consisten en un conjunto de láminas agrupadas que dividen el paso de uno de los fluidos y proporciona una gran área de transferencia logrando que este tipo de construcción sea muy eficiente. Además, gracias a la gran área de transferencia estos intercambiadores son de menor tamaño ocupando menos espacio. Sin embargo, este tipo de intercambiadores tienen problemas para mantener juntas las placas, lo que provoca que trabajar a altas presiones no sea adecuado (Jaramillo, 2007).

Los intercambiadores de tubo y carcasa son aquellos que cuentan con una serie de tubos dentro de la, denominada, coraza. Dentro de la coraza, generalmente pasa el fluido con menor presión ya que el exterior representa un área más extensa y, por consiguiente, es más costosa. Por otro lado, dentro de los tubos se deja circular el fluido con mayor presión debido a que, estos se pueden fabricar para soportar las altas presiones (Jaramillo, 2007).

Reboiler

Un rehervidor, también conocido como reboiler, es un tipo de intercambiador de calor utilizado para elevar la temperatura o cambiar de fase una de las sustancias de interés. Generalmente, se emplea vapor de agua como fuente de calor para transferir energía al fluido que se desea calentar. Este fluido circula a través de los tubos del equipo, y su temperatura de salida es monitoreada con una sonda para garantizar un control adecuado. El flujo de vapor se ajusta según sea necesario para mantener la temperatura en el nivel deseado. En las columnas de destilación, los reboilers suelen ubicarse en la parte inferior, donde calientan la mezcla líquida destinada a la destilación (Valiente Barderas, 2013).

Estos equipos suelen operar en condiciones bifásicas, donde un fluido experimenta un cambio de fase, como sucede con el vapor generado a partir de un líquido en ebullición. En

sistemas bifásicos, factores como la caída de presión y las inestabilidades de flujo pueden afectar significativamente el rendimiento y la seguridad del equipo, lo que requiere un diseño cuidadoso y una predicción precisa de las condiciones de operación. Además, la evaluación del desempeño de estos equipos incluye el análisis de resistencias térmicas y parámetros operativos, garantizando que se logre un equilibrio óptimo entre eficiencia energética y funcionalidad (Sadik KaKac et al., 1988).

Diseño del intercambiador de calor

El diseño de un intercambiador de calor involucra calcular los parámetros claves del equipo como el área y el coeficiente de transferencia calor, las temperaturas, la cantidad de calor que se transferirá, número de tubos y tamaño. Por lo tanto, es necesario trabajar bajo un método para obtener los mejores resultados.

Existen varios métodos para calcular los parámetros de diseño de los intercambiadores de calor de tubo y carcasa, entre ellos están el método de Donohue, Tinker, Kern, Bell-Delaware, entre otros (Reyes, Moya, Cruz, Donéstevez & Velázquez, 2014).

En general, estos métodos siguen una serie de pasos, como la planteada por Reyes et al (2014) que se puede visualizar en la Figura 7 (Ver Anexos,)

Simulación del proceso en Aspen Hysys

Aspen Hysys es un software de simulación de procesos químicos que permite modelar varias operaciones unitarias. En este software es posible estudiar las variables del sistema realizando análisis de sensibilidad, gráficas, dimensionamiento, diseño de equipos y entre otros. Además, el programa es capaz de mostrar los resultados obtenidos del proceso en función de las condiciones de entrada.

El uso de estos tipos de software es esencial para las industrias, puesto que, representan un ahorro significativo porque es posible tener una visión y control de todo el proceso sin

necesidad de montar la planta. Además, que se puede estudiar el comportamiento de los equipos a diversos cambios para obtener múltiples beneficios en el proceso.

Para lograr diseñar o simular el proceso es necesario saber y conocer todos los datos, diagramas, equipos y condiciones necesarios para un correcto funcionamiento del programa. Por lo tanto, Catá et al (2009), plantean una serie de pasos para lograr una simulación exitosa: 1) plantear con claridad el problema, 2) identificar las corrientes a utilizar, 3) analizar las características energéticas priorizando la generación de vapor y energía, 4) reunir los datos necesarios para resolver el problema específico, 5) estudio de la integración de los procesos como fase inicial, 6) aplicar la metodología de diseño para la minimización del consumo energético.

Análisis de costos

El análisis económico es una herramienta crucial para la toma de decisiones en proyectos de diseño e implementación de equipos industriales. Por lo que, realizar un flujo de caja es esencial para verificar la viabilidad financiera del proyecto porque permite contemplar la inversión inicial, costos operativos y los ingresos esperados a lo largo del tiempo. Además, el análisis económico proporciona una vista detallada y también permite ajustar las proyecciones a medida que se desarrolla el proyecto pudiendo identificar posibles mejoras o desviaciones de presupuesto (Biegler & Grossmann, 2007).

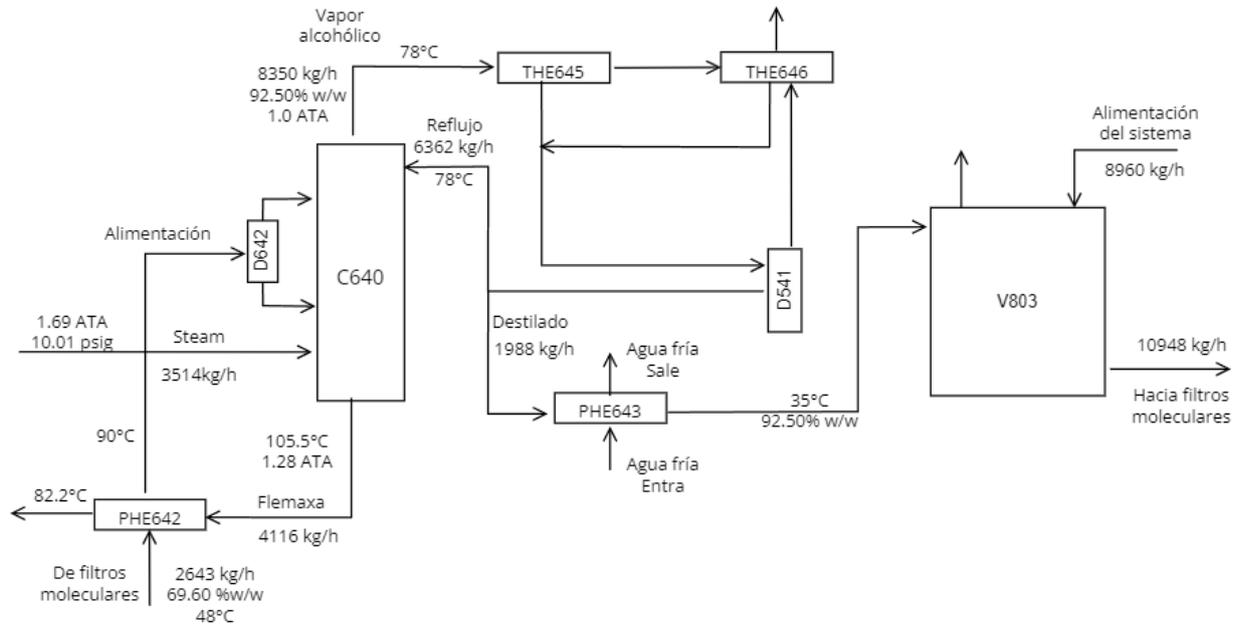
Junto al flujo de caja, calcular indicadores económicos mejora el entendimiento de la viabilidad del proyecto. Es por lo que, calcular el indicador de la rentabilidad sobre la inversión (ROI) es un complemento al flujo de caja y es importante porque muestra la efectividad del proyecto. Este indicador se calcula tomando en cuenta los costos iniciales del proyecto y los ingresos generados por la mejora que se propone. Según Santos & Rodríguez (2019) un valor de

ROI positivo significa que los ingresos que se están generando son superiores a la inversión inicial lo que justifica la implementación de la mejora.

Capítulo 2

Figura2

Recuperación de Alcohol en la Torre C640.



Nota. La figura muestra la parte del proceso donde se lleva a la composición inicial al alcohol.

En el sistema actual, la columna recibe alimentación precalentada a 90°C mediante el intercambiador de calor PHE642. Para alcanzar la temperatura de operación (105.5 °C a 1.28 ATA), se inyecta vapor directamente dentro de la columna, lo que genera una separación del producto en dos corrientes principales: el vapor alcohólico enriquecido que sale por el tope de la columna y un fondo sin concentración alcohólica denominado flemaza. El alcohol que sale por el tope de la columna con una concentración de 92.5% p/p pasa por un sistema de condensadores de tubo y carcaza, el primer condensador identificado como THE645, en donde por los tubos pasa el flujo de vapor y por la carcasa agua proveniente de la torre de enfriamiento, lo que se condensa pasa al tanque D641 para que parte de este se redirija a la torre como corriente de reflujo y la otra parte considerada el destilado se dirija al tanque de almacenamiento V803. El segundo condensador THE646 con las mismas condiciones que el THE645, recibe el alcohol

etílico no condensado por el primer condensador y lo condensa para unirse a la corriente de reflujo luego de ser almacenado en el tanque D641. Luego mediante tuberías se divide la corriente de reflujo hacia la torre C-640 de la corriente de destilado.

Adicionalmente, el destilado enfriado a 35 °C por el intercambiador PHE643 se envía al tanque V803 para almacenamiento o procesamiento posterior. Este sistema utiliza intercambiadores de calor y condensadores para optimizar el balance térmico, pero actualmente depende de la inyección directa de vapor de baja presión, lo que resulta en un consumo elevado de energía y agua, dejando espacio para mejorar su eficiencia mediante un sistema de transferencia de calor indirecto.

La cantidad de alcohol que se recupera con el proceso actual es de 1988 Kg/h con una concentración final del 92.5 % p/p, mientras que se genera una elevada cantidad de flemaza como residuo, alcanzando los 4169 kg/h, lo que representa un importante desperdicio de materia prima y energía. Además, el sistema depende del uso de 3514 kg/h de vapor de un solo uso, lo que incrementa significativamente los costos operativos y el impacto ambiental debido al consumo energético y a la generación de emisiones. La implementación de un sistema de recuperación de calor, como un reboiler tipo termosifón (O’Rielly & Jeswiet, 2015), permitiría reducir el desperdicio de energía en forma de vapor, minimizar la generación de flemaza al mejorar la eficiencia del proceso y disminuir los costos operativos, favoreciendo un sistema más sostenible y eficiente.

2.2 Alternativas de Solución

Para solucionar el desperdicio de la flemaza, se planteó el diseño de un reboiler que permita la transferencia de energía de forma indirecta, optimizando el consumo de vapor y aprovechando los residuos generados. La elección de la mejor opción se realizó con base en una

investigación detallada del proceso y las necesidades del cliente. Entre las alternativas consideradas se incluyeron:

1. **Reboiler de tipo marmita:** Este equipo funciona como una piscina en la que el líquido inunda los tubos para la transferencia de calor, generando vapor y una pequeña fracción de líquido que se envían a la torre. Tiene la ventaja de facilitar la limpieza y el mantenimiento, aunque presenta coeficientes de transferencia de calor relativamente bajos (Valiente Barderas, 2013).

2. **Reboiler termosifón vertical:** Este tipo de equipo se instala cerca de la torre, ya que el retorno de vapor y líquido ocurre gracias a la presión hidrostática. Generalmente, opera con un solo paso por los tubos y la carcasa, ofreciendo alta eficiencia en la transferencia térmica (Valiente Barderas, 2013).

Finalmente, se optó por el reboiler termosifón vertical, ya que resulta especialmente eficiente para líquidos de baja viscosidad, como el alcohol. Este diseño se caracteriza por su elevada eficiencia térmica, bajo costo operativo y estructura compacta. Además, es ideal para procesos de flujo continuo donde la mezcla no contiene impurezas significativas que puedan obstruir los tubos.

2.3 Diseño del Producto

2.3.1 Cálculos de parámetros de diseño

El equipo se diseñó bajo la metodología de Reyes, Moya, Cruz, Donéstevez & Velázquez (2014) siguiendo el diagrama de flujo propuesto. Lo primero que se realizó fue obtener todas las especificaciones faltantes del equipo como el calor a transferir, flujos másicos y temperaturas desconocidas.

2.3.1.1 Cálculo del calor necesario del Reboiler

Para determinar el calor necesario del reboiler, se realizó un balance de energía integral sobre el proceso, partiendo de los condensadores y considerando sus características específicas.

Se realizó la obtención de datos clave proporcionados por el cliente, los cuales incluyeron las especificaciones de operación de la columna de destilación, como las temperaturas de salida del tope de la columna, el flujo de alimentación, el flujo de reflujo, las características del destilado y del residuo. Esta información sirvió como base para la determinación del calor requerido, estas especificaciones fueron incluidas en la tabla a continuación:

Tabla1

Datos recopilados en la empresa cliente, en base a la Fig. 1.

Corriente	Flujo (Kg/h)	Temperatura °C	Presión (ATA)
Alimentación	2643	90	-
Vapor alcohólico	8350	78	1
Reflujo	6362	78	-
Destilado	1988	78	1
Flemaza	4169	105.5	1.28
Vapor	3514	115.5	1.69

Nota. Los valores de presión de la alimentación y el reflujo no se muestran porque no se cuenta con sensores en esas corrientes.

Debido a la falta de especificaciones individuales de entrada y salida de temperatura para cada condensador identificados como THE645 y THE646, se procedió a tratar ambos como un sistema único para el análisis energético. A partir de las temperaturas de salida del tope de la columna y del retorno del reflujo, se calculó el calor de condensación total Q_c .

Finalmente, con los parámetros calculados y las condiciones establecidas en la Tabla 1, se determinó el calor requerido para el reboiler se obtiene utilizando la ecuación 2.1

$$Q_R = Dh_D + Bh_B - Fh_F - Q_c \quad (2.1)$$

Donde Q_R es el calor del rehervidor, D , B y F son los flujos masicos del destilado, bosto y alimentación respectivamente, h_D , h_B y h_F son las entalpias de las corrientes de destilado, bosto y alimentación respectivamente y el Q_c es el calor del condensador.

2.3.1.2 Cálculo de parámetros de entrada y salida del reboiler

Se obtuvo los valores de flujo másico y temperatura de salida de la flemaza, los cuales se observan en la Tabla 2. Lo siguiente que se realizó fue obtener las propiedades de los fluidos que entran al reboiler, siendo estos la flemaza y el vapor de agua. Como las temperaturas de entrada eran conocidas, se pudo determinar las condiciones de entrada del fluido que pasaría por los tubos del intercambiador de calor y del vapor que entraría de la carcasa, mediante las tablas de propiedades propuestas en el Apéndice 2 del libro de (Cengel & Boles, 2014).

Tabla2

Propiedades de los fluidos que intervienen en el intercambio de calor

Propiedad	Flemaza	Vapor
Temperatura (°C)	105	115.5
Capacidad calorífica (kJ/kg°C)	4.202	2.246
Densidad (kg/m ³)	943.7	0.9547
Viscosidad (cP)	0.2650	1.232x10 ⁻²

Nota. Estos valores son necesarios para los cálculos posteriores. Fuente: (Cengel & Boles, 2014)

Para calcular los parámetros restantes se utilizó el método LMTD que relaciona el calor a transferir con el producto del coeficiente global de transferencia de calor, el área de transferencia y el delta medio logarítmico de temperaturas. Aquí se usó un valor estimado de coeficiente de transferencia de calor U de $5400 \text{ kJ/m}^2\text{°C}$, un valor dentro de los rangos establecidos en la tabla que propone (Lara-Lara et al., 2024). Con ese valor de U y el calor transferido se procedió a calcular el área de transferencia, pero primero se obtuvo el LMTD del sistema. Como se desconoce la temperatura del vapor de salida se realizó iteraciones para diferentes áreas hasta conseguir una temperatura que estuviera dentro del rango máximo de temperatura al que se puede enfriar el vapor. Una vez obtenida la temperatura se calculó el flujo de vapor que saldría del reboiler. Las ecuaciones utilizadas fueron las siguientes:

$$Q = UA_s \Delta T_{lm} \quad (2.2)$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (2.3)$$

$$Q = \dot{m} C_p (T_{in,h} - T_{out,h}) + \dot{m} h_{fg} \quad (2.4)$$

Donde Q es el calor del rehervidor, U es el coeficiente de transferencia de calor, A_s es el área de transferencia de calor, \dot{m} es el flujo másico, C_p es el calor específico, h_{fg} es el calor latente de vaporización y $T_{in,h}$ y $T_{out,h}$ son las temperaturas de entrada y salida del vapor.

2.3.1.3 Cálculo de parámetros geométricos del reboiler

Luego de determinar el área de transferencia de calor, se acordó junto al cliente que el material a utilizarse sería acero inoxidable tanto para los tubos como para la carcasa. Además, que los tubos sería de 1in con una longitud de 3.5m. También, se asignó los fluidos dejando en

los tubos a la flemaza y en la carcasa al vapor. Una vez que se tuvo las medidas de los tubos se calculó la cantidad de estos usando la ecuación 2.5 y se escogió un arreglo cuadrado con espaciamento entre tubos de 1.25in, debido a que resulta más fácil dar mantenimiento a esta configuración. Con todos los datos de los tubos se puede determinar el diámetro de la carcasa usando la Tabla 11 del Apéndice de este trabajo.

$$N_{tubos201} = \frac{A_{transferencia}}{A_{tubos} \times L_{tubos}} \quad (2.5)$$

Donde N_{tubos} es la cantidad de tubos; A_{transf} es el área de transferencia; A_{tubos} es el área de un tubo; L es la longitud de los tubos.

2.3.1.4 Cálculo del coeficiente total de transferencia de calor

El siguiente paso fue estimar los coeficientes de transferencia de calor del lado de los tubos y la coraza. Antes de esto se estimó el espaciamento entre baffles y la cantidad de ellos. Con esto calculado, se procedió a estimar el coeficiente total de transferencia de calor incluyendo los factores de ensuciamiento usando la ecuación 2.6, que es específica para reboilers que presentan cambios de fase en ambos fluidos según Sadik et al., (2012):

$$U = \frac{1}{\frac{A_0}{A_i h_i} + \frac{A_0}{A_i} R_{fi} + \frac{A_0 \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2\pi k L} + R_{fo} + \frac{1}{h_o}} \quad (2.6)$$

Donde A_i y A_0 , h_i y h_0 , d_i y d_0 , R_{fi} y R_{fo} son las áreas, coeficientes de transferencia de calor por convección, diámetros y coeficientes de ensuciamiento dentro y fuera de los tubos, k es la conductividad térmica del material y L la longitud de los tubos.

Luego de determinó si el U nuevo que se calculó no variaba más de un 30%. Este porcentaje se lo tomo en base a la metodología de (Reyes, Moya, Cruz, Donéstevez &

Velázquez, 2014). Finalmente, se determinó que el nuevo valor de U calculado es aceptado y se procedió a calcular las caídas de presión en el tubo y la carcasa.

2.3.1.5 Cálculo de caídas de presión en los tubos y la coraza

El cálculo de la presión se realizó para el interior de los tubos y para la carcasa. Las caídas de presión son importantes porque afectan al rendimiento y la eficiencia del proceso. Además, que permiten prevenir problemas de cavitación y de mal funcionamiento.

Para el cálculo de las caídas de presión se consideró la ecuación propuesta por (Carrizales, 2011), donde la caída de presión depende del factor de fricción, la velocidad del fluido y las dimensiones del equipo.

$$\frac{\Delta P}{\rho} = f_D \frac{V^2 LN}{2gD} \quad (2.7)$$

Donde ΔP es la caída de presión en el sistema, ρ es la densidad del fluido, f_D es el factor de fricción dependiente del régimen de flujo y las características del material, V es la velocidad del fluido, L es la longitud total del conducto o sección analizada, N es el número de elementos o unidades (como tubos o codos) que generan resistencia al flujo, g es la aceleración debido a la gravedad, y D es el diámetro del conducto o tubo donde fluye el fluido.

Donde el factor de fricción se calculó de la siguiente forma:

$$f_D = 0.4924(Re)^{-0.2741}; 3000 < Re < 10^6 \quad (2.8)$$

Donde f_D es el factor de fricción en el lado de la coraza, y Re es el número de Reynolds, que indica el régimen de flujo en el intercambiador de calor, con valores aplicables entre 3000 y 10^6 .

Por otro lado, en la carcasa la caída de presión depende del flujo volumétrico y el número de deflectores.

$$\frac{\Delta P_s}{\rho} = f_s \frac{G_s^2 D_s (n + 1)}{2 g_c D_e \rho^2} \quad (2.9)$$

Donde ΔP_s es la caída de presión en el lado de la coraza, ρ es la densidad del fluido, f_s es el factor de fricción en el lado de la coraza, G_s es la velocidad másica en la coraza, D_s es el diámetro del paso libre en la coraza, n es el número de deflectores, g_c es la constante gravitacional de conversión en unidades específicas, y D_e es el diámetro equivalente para el flujo en el lado de la coraza.

Donde el factor de fricción del lado de la coraza se calculó con la ecuación

$$f_D = 0.4924(Re)^{-0.2741}; 3000 < Re < 10^6 \quad (2.10)$$

$$Re = \frac{D_e G_s}{\mu} \quad (2.11)$$

Donde Re es el número de Reynolds, indicador del régimen de flujo (laminar o turbulento), D_e es el diámetro equivalente para el flujo en la coraza, G_s es la velocidad másica en la coraza, y μ es la viscosidad dinámica del fluido en el lado de la coraza.

El cálculo de la caída de presión en sistemas de flujo bifásico (vapor-líquido) es crucial para dimensionar adecuadamente la bomba en sistemas con flujo forzado, como el rehervidor de termosifón vertical que se diseñó. Este análisis permitió determinar las condiciones de operación necesarias para que la bomba supere la resistencia al flujo, manteniendo la circulación eficiente del fluido.

2.3.2 Simulación del proceso

2.3.2.1 Modelo termodinámico

Para la elección del modelo termodinámico se tuvo en cuenta varios factores como la naturaleza de la mezcla, su composición, la temperatura y la presión del proceso, y el tipo de separación que se desee simular. Si la mezcla es ideal, los modelos más simples, como el modelo de Raoult o el modelo de actividad ideal, pueden ser suficientes. Sin embargo, si la mezcla es no ideal, como en el caso de mezclas de alcohol-agua, donde las interacciones moleculares son significativas, es mejor utilizar modelos más complejos como NTRL o Wilson (Prausnitz et al., 1999).

Se escogió así el modelo termodinámico NTRL (Non-Random Two-Liquid) en la simulación del proceso de destilación, debido a su amplia aplicación en sistemas con componentes polares y no ideales como es el caso de las mezclas de alcohol y agua que se trataran en este proyecto, este modelo es especialmente adecuado para sistemas que presentan interacciones moleculares significativas que no pueden ser descritas por modelos más simples como el modelo de actividad ideal (Prausnitz et al., 1999)

Otros modelos, como el Wilson también son adecuados para sistemas no ideales, pero el NTRL tiene la ventaja de ser más flexible, robusto y adecuado para describir mezclas con diferencias de composición y de comportamiento entre las fases líquidas y vaporizadas a presiones moderadas (Bouillot, 2024).

2.3.2.2 Recopilación de datos iniciales

Los primeros datos fueron recopilados de un balance general del proceso proporcionado por el cliente, donde se obtuvo información de cómo está operando la planta en la actualidad, y

se pudo analizar el proceso en función de presiones, temperaturas y flujos, estos valores se muestran en la Tabla 1 y la Tabla 3.

Tabla3

Composiciones de las corrientes.

Corriente	Fracción másica etanol	Fracción másica Agua
Alimentación	0.6960	0.3040
Vapor alcohólico	0.9250	0.0750
Reflujo	0.9254	0.0746
Destilado	0.9254	0.0746
Flemaza	0	1
Vapor	0	1

Nota. El alcohol alimentado a 0.6960, es etanol proveniente de los filtros moleculares al recuperar uno de estos a las condiciones iniciales

Además de esto, se conoce que la columna recuperadora C-640 se compone de 55 platos siendo el plato número 20 por donde ingresa la alimentación, es decir, cuenta con 35 platos de rectificación donde se concentra el producto deseado y 19 platos de agotamiento encargados de separar los componentes más pesados o no deseados hacia el residuo (flemaza). Mientras que los condensadores THE645 y THE646 poseen su entrada de agua desde una tubería principal proveniente de la torre de enfriamiento, no se tienen datos exactos de la cantidad exacta de flujo de agua que entra a cada uno de los condensadores, por lo tanto, el valor estimado se lo calculó mediante simulación.

2.3.2.3 Simulación del proceso actual de destilación con transferencia de calor directa

Para la simulación del proceso actual, se consideró la zona que está relacionada directamente con el equipo diseñado de este proyecto, es decir, la torre recuperadora C-640, los condensadores y las corrientes salientes y entrantes de ambos equipos.

Con respecto a los condensadores, como no se tienen datos exactos de cuanto flujo de agua de enfriamiento y cuáles son las temperaturas de entrada y de salida que tiene este equipo para poder calcular la cantidad de energía térmica de los condensadores se agregó la especificación de que el simulador determine este parámetros en función del cambio de temperatura del vapor de destilado que ingresa y a la temperatura que sale ya condensado, como la empresa cliente solo toma los datos del último intercambiador de calor ya que se enfocan en los resultados finales a los que sale el destilado y la corriente de reflujo, no se conoce la temperatura exacta de salida del primer condensador THE645 ni cuanto vapor llega al segundo condensador THE646, por lo que, se procedió a simplificar la simulación utilizando un solo condensador que represente el área de transferencia de calor de ambos condensadores. Para obtener este valor aproximado de cantidad de energía térmica o Heat duty, se procedió a simular el proceso de destilación utilizando el equipo 'Shortcut' que es una de las columnas de destilación más sencillas para simular y hacer aproximaciones en Hysys, donde se añadió la especificación de idealidad de que no existe caída de presión en el proceso. A continuación, las especificaciones agregadas.

Tabla4*Datos adicionales para la simulación del caso base del proceso*

Parámetro	Valor
Fidelidad del modelo	Shortcut
Modo de cálculo	Simulación
Presión del condensador (Kpa)	101.3
Temperatura de la corriente de alimentación (°C)	90

Nota. Especificaciones agregadas para aproximación de Heat duty de los condensadores en el simulador Aspen Hysys V14.

A continuación, se realizó la simulación del proceso de recuperación de alcohol, considerando la configuración actual del sistema, en la cual no se emplea un reboiler. En su lugar, se utiliza una corriente de vapor que ingresa de forma directa a la columna de destilación para proporcionar el calor necesario. Esta transferencia de calor directa permite la vaporación del líquido en la parte inferior de la columna, sin la intervención de un intercambiador de calor tipo reboiler. Se utilizó el equipo “COLUM TEMPLATE” a la cual se le agregaron las especificaciones mencionadas en la Tabla 1 y Tabla 2 así mismo, se agregó la especificación de que la columna no tiene rehervidor.

La simulación permitió predecir el comportamiento del sistema cuando se realizan cambios en las condiciones de operación, como variaciones en el flujo de vapor, la relación de reflujo o la temperatura de alimentación, así como calcular el requerimiento de calor, lo que es esencial para dimensionar correctamente el reboiler.

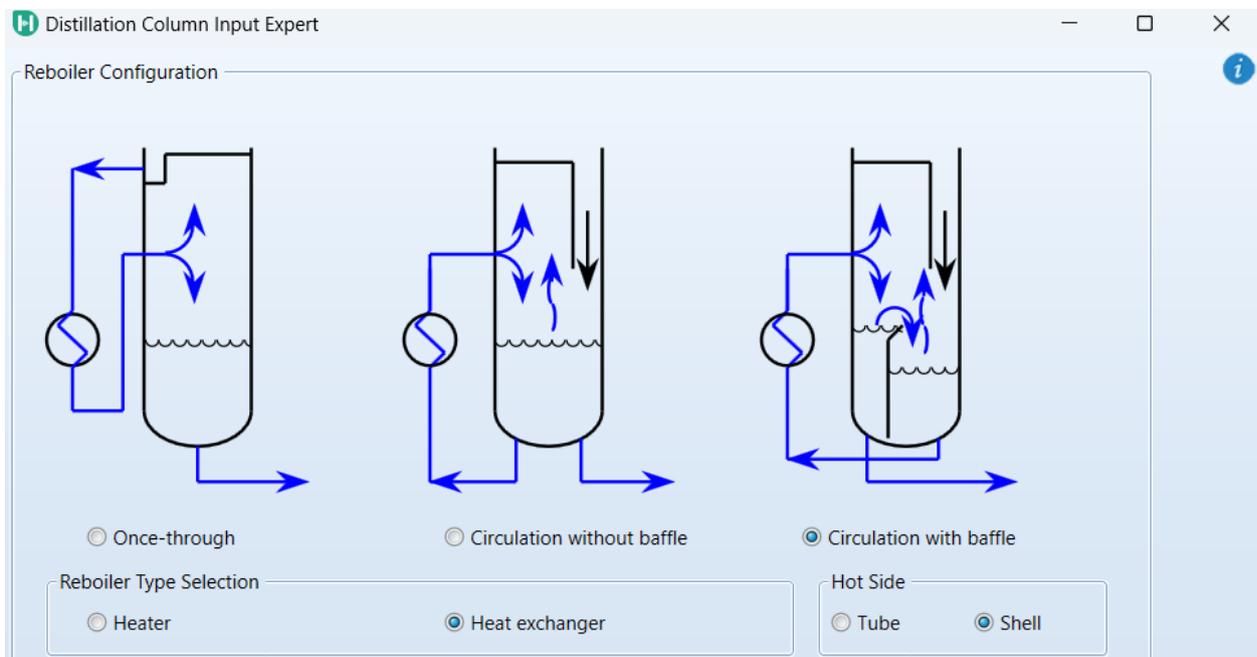
2.3.2.4 Simulación del proceso de destilación con reboiler

Para la simulación del reboiler se ingresó la configuración del proceso, utilizando el equipo de Aspen Hysys, “DISTILLATION COLUM” donde se especificó la columna de destilación en la que se instalará el reboiler y se definió las condiciones operativas del sistema, como el flujo de vapor, la temperatura de la corriente de alimentación y la presión a la que se

encuentra la columna, datos de la Tabla 1 y Tabla 2. Luego se seleccionó el tipo de intercambiador de calor adecuado dentro de Aspen HYSYS, eligiendo la configuración del reboiler tipo “circulation with baffle” y escogió el tipo de reboiler de “intercambiador de calor de tubo y carcasa” que es una opción de reboiler que comúnmente se utiliza para simular reboilers tipo termosifón, lo cual permitió simular la circulación de líquido dentro de los tubos del intercambiador, hacer el paso del vapor a través de la coraza y permitió modificar la orientación del mismo. Además, se especificaron los flujos másicos tanto del líquido de fondo, como del vapor que entran al reboiler, asegurando que la cantidad de calor que se introduce en el sistema sea la adecuada para mantener las condiciones de operación del proceso.

Figura 3

Configuración del tipo de reboiler en Aspen Hysys V 14



Nota. La elección del reboiler se hizo pensando en la transferencia de calor, por eso, se escoge la configuración con desviadores en la carcasa.

Se definieron las condiciones de operación de la entrada y salida del fluido que ingresa por los tubos del reboiler, el líquido de fondo puede ingresar la temperatura de entrada del líquido, que normalmente será la temperatura del fondo de la columna que es de 105°C, considerando la presión de operación del sistema en el fondo de la columna de 128.1 kPa se introdujo la presión del reboiler considerando una caída de presión de 5 kPa, haciéndola coincidir con la presión de fondo de la columna. Con estos datos, se puede realizar la configuración de la bomba, para la circulación forzada del fluido.

Al configurar el reboiler, fue necesario definir los coeficientes de transferencia de calor U, según las condiciones del sistema, a continuación, la Tabla 5 muestra los posibles coeficientes de transferencia de calor más sugeridos según el tipo de intercambiador de calor a diseñar. En la tabla se observó que el coeficiente que se asocia a el reboiler está alrededor de los 150-500 Btu/hr (ft²)F. A pesar de que es una simulación bastante general, esta permitió determinar el flujo de calor necesario del reboiler por medio de un balance de energía en el proceso de destilación.

Tabla 5

Valores representativos de los coeficientes totales de transferencia de calor para rehervidor con evaporación

General Evaporator Overall Coefficient, U	
	U, Btu/hr (ft²)F
Long-tube vertical evaporator	
Natural circulation	200-600
Forced circulation	400-2000
Short-tube evaporators	
Horizontal	200-400

Calandria	(vertical,	150-500
thermosiphon)		
Coil evaporators		200-400
Agitated-film	evaporators,	
Newtonian liquid		
1 centipoise		400
100 centipoise		300
10000 centipoise		120

Nota. Como se definió en secciones anteriores el equipo a diseñar es un reboiler termosifón vertical, por lo que se seleccionó un valor entre 150 y 500 Btu/hr(ft²)F. Fuente: Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants, 2001

2.3.2.5 Simulación rigurosa del intercambiador de carcasa y tubos tipo reboiler

El diseño del reboiler para la empresa destiladora cliente fue un tipo de intercambiador de calor de tubo y carcasa con un paso por los tubos y uno la carcasa, el tipo de reboiler escogido por el cliente es conocido como termosifón vertical. Este reboiler corresponde a un equipo tipo BEM bajo la normativa TEMA. En la normativa TEMA se clasifica un equipo en función de tres letras que corresponden a las tres partes principales de este, la primera letra indica el tipo de cabezal de entrada, la segunda indica el tipo de coraza y la tercera indica el tipo de cabezal de retorno (Tubular Exchanger Manufacturers Association, 1999).

Se utilizó el modelo de fouling of heat transfer propuesto por (Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants, 2001) para calcular el coeficiente global de transferencia de calor U. A partir del balance de energía realizado en Aspen HYSYS, se determinó el calor requerido para el reboiler. Con esta información y mediante correlaciones específicas, se calculó

el número de tubos necesarios, considerando valores proporcionados por el cliente, como el diámetro de los tubos y un estimado del diámetro de la carcasa.

2.3.2.6 Simulación en EDR

El diseño del equipo se perfeccionó usando el módulo de dimensionamiento en el EDR de Aspen HYSYS. Este proceso permitió obtener datos favorables para validar el diseño del reboiler. Para realizar esta simulación fueron necesarios los datos obtenidos de los cálculos teóricos y los resultados de las simulaciones previas, ya que estos son el punto de partida para el EDR.

Adicional a los datos ya estipulados, se configuró los desviadores del vapor, estos desviadores ayudaron a mejorar la transferencia de calor dirigiendo el flujo a lo largo de la carcasa. Se determinó la orientación y tipo de los desviadores.

Esta simulación permitió diseñar el reboiler con diferentes opciones de material, se escogió acero inoxidable 304, debido a sus excepcionales propiedades fisicoquímicas que lo hacen ideal para aplicaciones industriales exigentes. Además, el acero inoxidable mantiene su integridad estructural bajo temperaturas extremas, tanto altas como bajas, lo cual es fundamental para los procesos de transferencia de calor asociados con el funcionamiento del reboiler, sin embargo, el tipo de material de construcción del reboiler influye directamente en el precio final del intercambiador haciéndolo más económico o costoso (Thyssenkrupp, 2017).

2.3.3 Razón de consumo de vapor:

En el desarrollo del proyecto, se empleó como indicador clave la Razón de Consumo de Vapor para evaluar la eficiencia energética del proceso de destilación. Este parámetro compara el flujo másico de vapor utilizado con el flujo de destilado producido, ofreciendo una forma sencilla de medir la efectividad del sistema en términos del consumo de vapor, es fundamental

para identificar oportunidades de mejora y optimizar el uso de recursos en procesos industriales. Según (Villalba Torán, 2016), la monitorización de indicadores clave energéticos, proporciona una comprensión más profunda del uso de la energía, facilitando la toma de decisiones orientadas a la optimización de costos y eficiencia operativa.

$$\text{Razon de consumo Vapor} = \frac{\text{Flujo de Vapor } (\frac{Kg}{h})}{\text{Flujo de Destilado } (\frac{Kg}{h})} \quad (2.12)$$

La reducción en el consumo de vapor se calculó con la fórmula:

$$\text{Reducción del consumo de vapor } (\%) = \frac{\text{Vapor antes} - \text{Vapor después}}{\text{Vapor antes}} * 100\% \quad (2.13)$$

2.3.4 Diagrama de flujo de caja

El análisis económico se realizó mediante un flujo de caja que permite visualizar el comportamiento del dinero a lo largo de los años de vida del proyecto. Con este análisis se buscó conocer los beneficios de implementar el reboiler, además, de en cuanto tiempo se recuperó el dinero invertido.

Para realizar este flujo de caja se consideró varios aspectos como la inversión inicial, la depreciación anual, el impuesto a la renta y el tiempo de vida del equipo. El tipo de depreciación que se utilizó fue lineal del 10% ya que es el método común para calcularla en Ecuador. Por otro lado, la tasa de impuesto fue del 25%, correspondiente al porcentaje que se aplica para sociedades como base, ya que este valor puede ser aumentado en 3 puntos en diversos casos (Servicio de Rentas Interna, s.f).

La depreciación anual se basa en que el costo del equipo se desprecia un cierto porcentaje durante su tiempo de vida. Este valor se calcula dividiendo la inversión inicial respecto a la vida útil según la siguiente ecuación

$$d_k = \frac{\text{Inversión inicial}}{\text{vida útil}} \quad (2.14)$$

Los ingresos anuales se los calculó considerando los ahorros de la implementación del proyecto. Se usaron indicadores proporcionados por el cliente para obtener una estimación acertada. Entre los indicadores calculados estuvieron el costo del bunker, los costos del ablandamiento del agua y las emisiones de dióxido de carbono por galón de bunker. Los costos de manufactura y el capital de trabajo se calcularon en función de los costos directos y los activos y pasivos corrientes.

Para obtener los valores del flujo de caja se consideró lo valores de costos de manufactura, depreciación del equipo, los ingresos anuales y la tasa de impuestos siguiendo la siguiente ecuación.

$$\text{Flujo de caja neto} = (R - dk - COM)(1 - t) + dk \quad (2.15)$$

Donde, R son los ingresos anuales, COM son los costos de manufactura y t es la tasa de impuestos. Finalmente se realizó el flujo de caja acumulativo sumando el valor i con el anterior (i-1). Al inicio estos valores son negativos ya que representaron el dinero que se aporta al proyecto y a medida que se van acumulando los ingresos anuales los valores negativos desaparecen.

Capítulo 3

3. Resultados y análisis

3.1 Resultados de los parámetros calculados asociados al intercambiador de calor

Los cálculos del diseño del reboiler se realizaron con el objetivo de dar solución a la problemática del desaprovechamiento de energía en la torre recuperadora y servir como una base para la simulación en Aspen Hysys y en EDR. Entre los primeros parámetros calculados fueron, el calor asociado al reboiler, el cual se determinó a partir del balance de energía realizado en el proceso de destilación y dio como resultado 4,694,620.03kJ/h, a partir de este valor se determinó también las temperaturas de salida del intercambiador de calor y los flujos másicos, los resultados de estos valores se muestran en la Tabla 7.

Tabla 6

Resultados de flujos y temperaturas de las corrientes de entrada y salida

Corriente	Flujo (Kg/h)	Temperatura °C
Flemaza in	2018.18	105
Flemaza out	2018.18	105
Vapor in	2044.66	115.5
Vapor out	2044.66	113.31
Q_R	4.538x10 ⁶ kJ/h	

Nota. La tabla muestra los valores de las corrientes involucradas en el reboiler.

Otro parámetro importante para considerar es el coeficiente de transferencia de calor que, en un principio se estimó, pero al final se calculó usando el modelo de fouling of heat transfer. Este parámetro es importante porque es el que indica cuanta cantidad de calor fluye a través del material. Para corroborar que el calor de U fuera el correcto se determinó el porcentaje de error entres el supuesto y el calculado. Es valor fue aceptado al no presentar un porcentaje mayor al 30%.

Tabla 7

Resultados del coeficiente de transferencia de calor

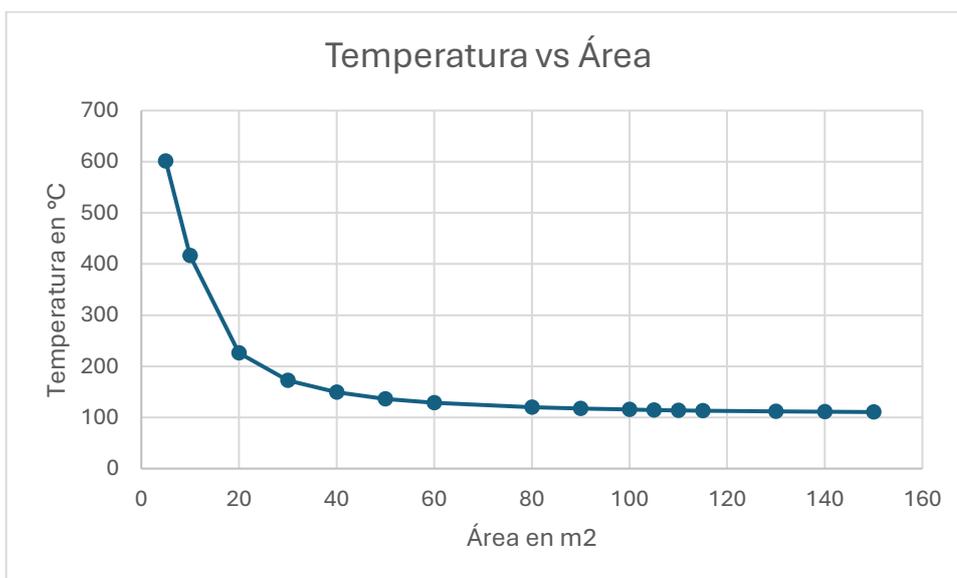
	Supuesto kJ/m²h°C	Calculado kJ/m²h°C
Valores	5400	4098.78
Porcentaje de error	24%	

Nota. La tabla muestra que el valor de U calculado se acepta porque el porcentaje de error es menor al 30%.

Lo siguiente es determinar el área de transferencia de calor que permitió dimensionar el tamaño del intercambiador de calor. Para obtener este parámetro se realizó una iteración variando el valor del área mientras se calculaba la temperatura de salida del vapor. Estas iteraciones se realizaron hasta que la temperatura estuviera dentro del rango máximo de temperaturas, el cual se calcula restando las temperaturas de entrada de los fluidos. En la Figura 4 se muestra el comportamiento de la temperatura de la salida del vapor en función de área.

Figura 4

Influencia del área de transferencia de calor en la temperatura de salida del Vapor.



Nota. La gráfica muestra la tendencia asintótica de la temperatura que muestra que a mayor área existe cambios pequeños de temperatura.

Estas iteraciones dieron como resultado unos cambios pequeños de temperatura a medida que se acercaba a la temperatura de salida de la flemaza, sin embargo, el área seguía creciendo a grandes pasos. Se realizó este análisis de sensibilidad, para encontrar un área de transferencia de calor óptima y no diseñar un intercambiador demasiado grande que llegue a incrementar demasiado los costos, finalmente se determinó el valor del área promedio correspondiente a las temperaturas dentro del rango deseado. Los resultados se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8

Resultados del área de transferencia de calor

	Área, m ²
Valor	115

Nota: El valor de área corresponde a una temperatura de 113.31 °C.

Se determinaron parámetros geométricos de los tubos y la carcasa. El cliente pidió que el equipo se diseñara usando acero inoxidable, el cual es buen material que evita la corrosión y tiene una durabilidad alta. Además, se seleccionó el diámetro y la configuración de los tubos y junto con la cantidad de estos se determinó el diámetro de la coraza, según la Figura 10 (Ver Anexos).

Además, se procedió a calcular las caídas de presión del lado de los tubos y del lado de carcasa. Los resultados se muestran en la Tabla 9 para los tubos y en la Tabla 10 para la carcasa.

Tabla 9*Configuración geométrica y caídas de presión del reboiler*

	Tubos
Diámetro exterior (in)	1
Espaciamiento (in)	1.25
Longitud (m)	3.5
Número de pasos	1
Número de tubos	480
Caída de presión (kPa)	1.92

Nota: Se presentan datos relevantes como el número de tubos que permiten determinar el tamaño de la carcasa.

Tabla 10*Configuración geométrica y caídas de presión del reboiler*

	Carcasa
Diámetro exterior (in)	32
Espaciamiento entre bafles (in)	20.07
Número de bafles	4

Número de pasos	1
Caída de presión (kPa)	0.114

Nota: El diámetro de la carcasa es función de la cantidad, diámetro y espaciamiento entre los tubos

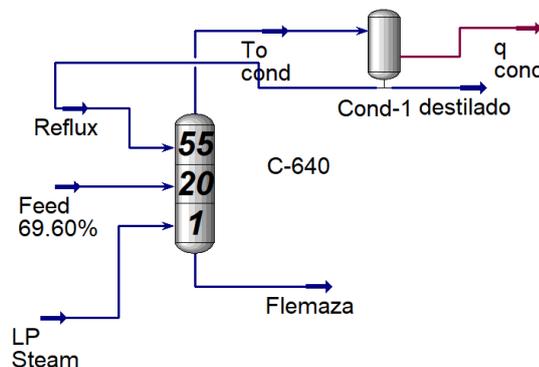
3.2 Resultados de la simulación del proceso de destilación con la adaptación del reboiler

En la figura 4 se muestra la simulación del proceso actual de destilación en Aspen Hysys V14, esta simulación permitió obtener una comprensión detallada de cómo funciona el sistema actualmente. A través de la simulación, fue posible obtener una visión precisa de cómo interactúan los diferentes componentes de la operación, como la caída de presión se ve reflejada en cada etapa de la columna de destilación. Esta simulación ayudo a identificar las variables críticas que afectan la eficiencia de la separación, como la relación de reflujo que dio un valor 3.200 lo que indica que por cada unidad de destilado que se extrae del tope de la columna, 3.2 unidades de líquido condensado son retornadas ala columna.

De esta manera quedaría la simulación del caso base tal como se presenta en la Figura 5.

Figura 5

Diagrama de simulación de la columna de recuperación de alcohol



Nota. La figura muestra el proceso actual de la torre recuperador hecho en Aspen Hysys v14.

Se simuló también el proceso de destilación considerando la adaptación del reboiler, en la Tabla 11, se muestran los resultados de la simulación de la columna recuperadora de alcohol C-640 de la sociedad destiladora y en la Figura 6 se muestra el sistema completo, donde la corriente de alimentación se refiere a la alimentación de la torre de destilación que ingresa en el plato número 20, la corriente bosto se refiere al desperdicio o desecho que se obtiene del proceso de destilación, el cual es retirado por el fondo de la columna, la corriente destilado representa el flujo másico enriquecido del componente más volátil. Los datos mostraron que la cantidad de calor necesaria para el reboiler fue de 4.535×10^6 kJ/h, lo que fue un factor crucial para el dimensionamiento posterior del equipo. Este valor representó la energía térmica requerida para la vaporización en el reboiler, asegurando el mantenimiento de las condiciones de equilibrio y separación en la torre de destilación, el calor suministrado resultó suficiente para soportar el flujo de flemaza total de 2026 kg/h que será enviado a través del reboiler, cumpliendo con las demandas del sistema.

En cuanto a las temperaturas de las corrientes, con esta simulación previa se pudo evidenciar que el fluido de entrada al reboiler presentó una temperatura de 106.8°C, mientras que el vapor generado salió a 107.1 °C. Este incremento de temperatura controlado fue consistente con el diseño del reboiler porque cumplió con lo necesario para cambiar el estado de la flemaza de líquido a vapor, mientras se controló la temperatura de salida del vapor para que ingresara al fondo de la torre sin alterar significativamente las condiciones de equilibrio térmico. Las condiciones de operación en la columna indicaron una operación estable con una presión de 129 kPa en el fondo de la columna hasta 100 kPa en el tope.

Los resultados mostraron que las fracciones y valores del destilado se mantuvieron dentro de los rangos esperados como se muestran en la Tabla 11, donde están detalladas las

especificaciones del proceso de destilación actual, garantizando que no se afectara la pureza del producto ni su cantidad.

En cuanto al destilado, se logró una fracción másica de 92.53% de etanol y 7.47% H₂O, lo que asegura un producto con alta pureza que cumple con los estándares de separación esperados, permitiendo una mejora en la eficiencia energética del proceso de destilación obteniendo los mejores resultados con el menor gasto energético posible y la adecuada integración del reboiler a la torre.

Tabla 11

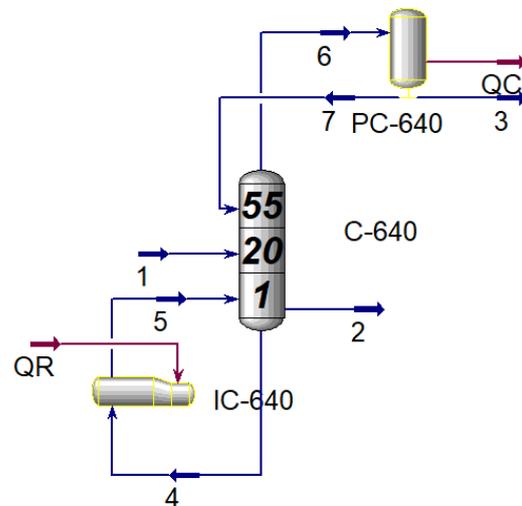
Resultados de la simulación del proceso de destilación de alcohol con la adaptación del reboiler.

Corriente	Unidades	Alimentación	Destilado	Bosto	Flemaza	Boildup
Número de Corriente		1	3	2	4	5
Fracción de vapor		1	0	0	0	1
Temperatura	°C	90	78.18	107.1	106.8	107.1
Presión	kPa	101.3	101.3	129.7	128.7	129.7
Flujo másico	kg/h	2643	1988	655	2026	2026
Flujo Molar	kgmole/h	84.53	48.17	36.36	112.46	112.46
Densidad	kg/m ³	1.049	941.9	763.7	942.10	0.73913
Cp	kJ/kg-°C	1.752	4.208	3.604	4.2075	2.1790
Fracciones másicas						
Etanol		0.6960	0	0.9253	0	0
Agua		0.3040	1	0.0747	1	1
Flujo de calor						
Reboiler	kJ/h			4534908,54		
Condensador	kJ/h			7904522,15		

Nota. Entre los datos más relevantes están las temperaturas de la flemaza, las cuales deben ser controladas para no alterar el sistema de destilación.

Figura 6

Simulación del proceso de destilación con adaptación del reboiler



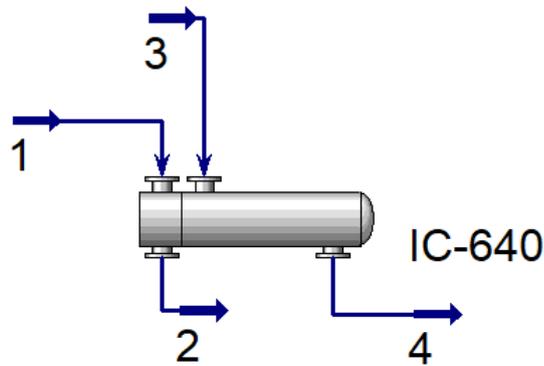
Nota. El sistema simulado muestra el funcionamiento del sistema con la solución propuesta de este proyecto.

3.3 Resultados de la Simulación rigurosa del Reboiler

La simulación del reboiler se realizó de forma rigurosa en Hysys V14 basada en un sistema intercambiador de calor de tipo tubo carcasa identificado como IC-640, en este análisis, las corrientes involucradas fueron definidas de la siguiente manera, la corriente 1 que ingresa al reboiler desde la columna, está identificado como Flemaza, mientras que la mezcla de vapor generada, que retorna a la columna, se identificó como corriente 2. Por otro lado, el vapor de agua utilizado como fuente de calor ingresa a la carcasa como corriente 3 y sale como corriente 4, como se muestra en la Figura 7.

Figura 7

Simulación rigurosa del reboiler en Aspen Hysys V14



Nota. La simulación rigurosa corrige inconsistencia en los datos que se le ingresan haciendo que el equipo tengas las medidas y condiciones óptimas.

Uno de los resultados claves obtenidos, como se muestra en la Tabla 12, fue la conversión de líquido en vapor lograda por el reboiler, alcanzando una fracción de vapor de 0.8020 en la corriente de salida. Según (Sadik KaKac et al., 1988), la eficiencia de un reboiler en el que existe cambio de fase está estrechamente relacionada con la cantidad de vapor que es capaz de generar a partir del líquido de su alimentación, un desempeño cercano al 80% se considera óptimo para este tipo de equipos, lo que demostró un desempeño eficiente del intercambiador de calor diseñado.

En cuanto a los cambios de temperatura de 115 °C a 104.7°C, en las corrientes 3 y 4 reflejan las condiciones del vapor en la entrada y salida de la coraza del intercambiador. Este cambio de temperatura refleja la transferencia de calor sensible adicional al calor latente necesario para la vaporización. En este tipo de intercambiadores de calor, el calor latente predomina debido al cambio de fase, pero el aporte de calor sensible asegura que el fluido alcance las condiciones ideales para la vaporización eficiente (Kern et al., 2019)

En la corriente 4, el vapor sale a 104.7 °C, con una fracción de vapor reducida a 0.2120. Esto demuestra que la mayor parte del vapor ingresado se condensa en el proceso, sin embargo, una fracción de vapor del 21% permanece en la corriente 4 de salida, esta fracción de vapor remanente es aprovechable en la industria, ya que representa una oportunidad para optimizar el uso de energía, esta corriente será dirigida a un flash donde se separa la fase de vapor restante. El vapor recuperado se reintroduce al proceso, específicamente a la torre de destilación, maximizando así la eficiencia energética del sistema y reduciendo las pérdidas de calor. Este enfoque permite un mejor aprovechamiento del vapor generado y contribuye a la sostenibilidad operativa del proceso.

En cuanto a los coeficientes de película el coeficiente del lado de la carcasa fue de 1690.66 BTU/hr·ft²·°F, mientras que en los tubos fue de 297.33 BTU/hr·ft²·°F estos valores indican una transferencia de calor efectiva, considerando las propiedades térmicas de los fluidos involucrados, cambios de estado y las condiciones de operación en comparación con los valores sugeridos de coeficientes de película para vapor y agua respectivamente en la Figura 9 (Ver Anexos). Teóricamente, los coeficientes de película son fundamentales para evaluar la resistencia térmica en cada lado del reboiler, ya que estas resistencias son las que controlan la tasa de transferencia de calor en el sistema. (Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants, 2001).

El coeficiente global de transferencia de calor U calculado fue de 4098.78 kJ/h·m²°C, incorporando el factor de ensuciamiento, como lo establece (Sadik et al., 2012) en su fórmula de correlaciones, enfocada en coeficientes de transferencia de calor globales para reboilers verticales. Por otro lado, el resultado obtenido a partir de la simulación para el mismo parámetro fue de 4456 kJ/h·m²°C la consistencia entre ambos resultados refuerza la fiabilidad del modelo de simulación y asegura que este pueda ser utilizado como una herramienta predictiva confiable

para el diseño y la optimización del proceso. Además, el hecho de que el coeficiente simulado sea ligeramente mayor que el calculado se da debido a que el diseño propuesto del reboiler tiene un margen adicional para manejar la transferencia térmica, debido a condiciones a la configuración optimizada en el modelo y su modelo termodinámico.

El área efectiva de transferencia de calor obtenido mediante el software de simulación fue de 98,36 m², lo cual es consistente con el valor previamente calculado de 115 m² utilizando el método LMTD, este factor es ampliamente reconocido en la ingeniería térmica como una herramienta precisa para determinar el área de transferencia de calor, al considerar las diferencias de temperatura a lo largo del intercambiador de manera logarítmica. Por otro lado, el software de simulación tiene en cuenta factores adicionales como las características específicas del flujo, las propiedades físicas de los fluidos y las condiciones dinámicas del sistema. La consistencia entre estos resultados, a pesar de las diferencias en los enfoques demuestra que el modelo teórico y el simulado convergen hacia una solución técnica adecuada (Kern et al., 2019).

La caída de presión en el lado de la carcasa fue de 51,84 kPa, mientras que en los tubos fue de 1,28 kPa. Según la literatura, la caída de presión es un factor crítico en el diseño de termosifones, ya que influye en la circulación natural del fluido y, por ende, en la estabilidad y el rendimiento del sistema (Kern et al., 2019). Por otro lado, la caída de presión tiene una importancia fundamental en el diseño del sistema, ya que también juega un papel crítico en la determinación de la potencia requerida por la bomba utilizada para la recirculación de la alimentación hacia los tubos, dado que en este caso se contempló el diseño para el cliente con una especificación adicional de una recirculación forzada, en donde la bomba debe compensar la resistencia al flujo causada por la caída de presión a lo largo de todo el circuito, que incluye las tuberías, el reboiler y los accesorios.

Tabla 12

Resultados obtenidos de la simulación rigurosa del reboiler IC-640

Corriente	Unidades	1	2	3	4
Datos generales					
Fracción de vapor		0	0.8012	1	0.2120
Temperatura	°C	105	106.8	115.5	104.7
Presión	kPa	129.7	128.4	171.2	119.4
Flujo másico	Kg/h	2026	2026	2045	2045
Densidad másica	Kg/m ³	943.7	0.9545	0.9139	3.220
Rendimiento calculado del intercambiador					
Coeficiente de película	kJ/h-m ² °C	Carcasa		Tubos	
		34558,01		6078	
Caída de Presión	kPa	51.84		1.284	
Parámetros del intercambiador					
Flujo de calor	kJ/h	3647941,2			
Coeficiente de transferencia de calor global U	kJ/h-m ² °C	4456,37			
Área	m ²	98.36			

3.4 Resultados del EDR

La hoja de especificaciones en la Figura 10 (Ver Anexos) se muestran los resultados obtenidos por el EDR, lo cual permitió validar y optimizar el diseño del reboiler, se eligió en primer lugar el acero inoxidable 304 identificado como SS 304, como material principal para la construcción del intercambiador, este material fue seleccionado debido a sus propiedades sobresalientes, como su alta resistencia a la corrosión en ambientes húmedos y su estabilidad térmica, además el cliente expresó desde el inicio del proyecto la necesidad de un acero inoxidable que garantizara durabilidad y eficiencia en condiciones de operación exigentes, lo cual fue perfectamente cubierto por las características del SS 304.

El uso del EDR fue clave para mejorar el diseño del reboiler, esta tecnología permitió un análisis detallado de todos los parámetros críticos, como las temperaturas de entrada y salida, la presión de operación, el flujo másico y las características térmicas. Gracias a esto, se logró un diseño optimizado que no solo cumplió con los requisitos técnicos, sino que también garantizó una transferencia de calor eficiente al incorporar factores como el ensuciamiento y las caídas de presión esperadas.

Además, el EDR brindó herramientas precisas para evaluar el diseño del reboiler desde el punto de vista económico. El costo final del equipo el cual se traduce en aproximadamente \$51000, y fue calculado considerando el material seleccionado, el tamaño del equipo, el de transferencia requerida 98 m^2 , el número de tubos necesarios el cual fue de 480 en total y las especificaciones de diseño relacionadas con la presión y la temperatura de operación. Este enfoque permitió estimar un costo competitivo que se alineó con el presupuesto del cliente, mientras se garantizó la calidad del equipo y su conformidad con estándares internacionales, como los establecidos por ASME.

Además, en la Tabla 13 se realizó una comparativa de los parámetros calculados versus los arrojados por la simulación con el fin de verificar de analizar las mejoras realizadas por la simulación.

Tabla 13

Comparativa de parámetros del reboiler cálculos y simulados.

	Calculado	Simulado
Coefficiente de transferencia de calor, U [kJ/m²C]	4098.17	4456.37
Área de transferencia de calor, A_s [m²]	115	98.36
Temperatura de salida del vapor, T_{h, o} [C]	113.31	104.7
Temperatura de salida de la flemaza, T_{c, o} [C]	105.5	106.8
Flujo másico del vapor, m_h [kg/h]	2028.18	2026
Flujo másico de la flemaza, m_c [kg/h]	2044.66	2045
Diámetro de Tubos [in]	1	1
Diámetro de Carcasa [in]	32	32
Espacios entre tubos [in]	1.25	1.25
Cantidad de tubos	480	480
Cantidad de deflectores	4	4
Longitud de tubos [m]	3.5	3
Caída de presión dentro de los tubos [kPa]	1.92	1.284
Caída de presión dentro de la carcasa [kPa]	0.114	51.84
Material	SS 304	SS 304
Costo Total [\$]	58000	51000

Nota. La comparativa muestra que existe una mejor transferencia de calor con los datos simulados y un costo menor del equipo.

La comparativa muestra que los datos calculados bajo la consideración de que se está produciendo únicamente un cambio de fase en los tubos, no refleja lo que realmente sucede dentro del reboiler, ya que se sabe que lo que saldrá es una mezcla líquido-vapor por la diferencia de temperaturas que muestra la simulación. Además, el valor del coeficiente de transferencia de calor calculado es menor al simulado, esto puede deberse a que el modelo usado no se adapte perfectamente a las condiciones del equipo diseñado.

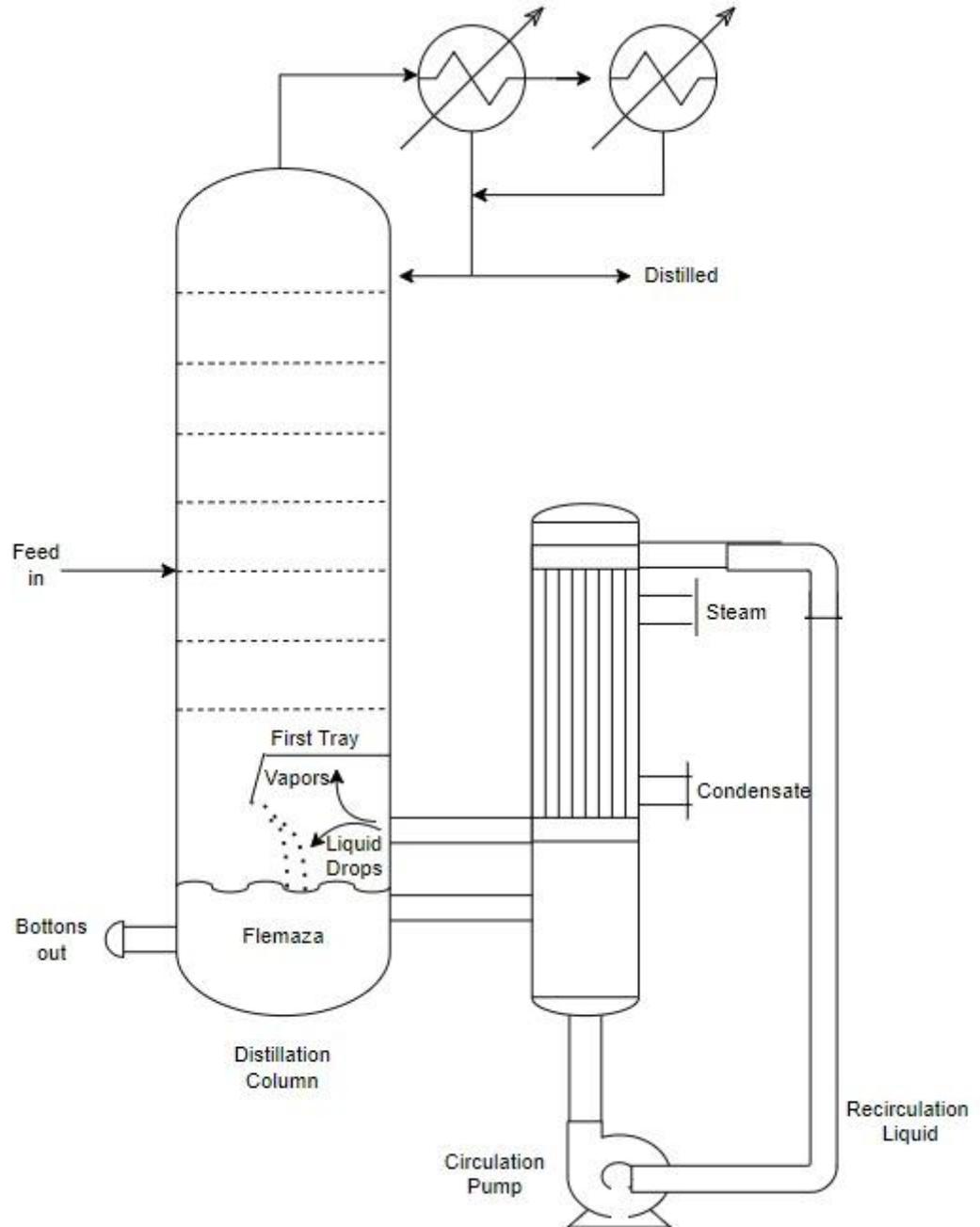
También, se puede notar que la temperatura de salida de la simulación es mucho menor a la calculada, lo que mostraría la influencia del coeficiente de transferencia calor. Al ser mayor el valor simulado, se tuvo una mejor transferencia de calor y por ende, una menor temperatura.

Es importante considerar que los valores calculados sirvieron como base para la simulación y Aspen Hysys y EDR ajustaron los valores necesarios al considerar correlaciones precisas para el sistema.

Finalmente, el sistema completo con la implementación del reboiler se muestra en la Figura 8.

Figura 8

Diagrama del sistema de destilación con la implementación del reboiler



Nota. El diagrama muestra cómo se visualizaría en la realidad el equipo.

3.5 Razón de consumo de vapor

El análisis de la eficiencia energética fue determinado a partir de un indicador de razón de consumo de vapor donde se muestra que el proceso actual con la adaptación del reboiler en el sistema de destilación, para producir la misma cantidad de destilado, el sistema utiliza menos vapor, evidenciando una mejora significativa en la eficiencia energética. En la tabla 14, se muestra la comparativa del uso vapor del sistema actual versus el sistema con la implementación del reboiler.

Tabla 14

Resultados de la razón de consumo de vapor

Sin reboiler	Con reboiler
1.77 kg vapor/kg destilado	1.03 kg vapor/ kg destilado

Nota. Este análisis muestra que se está reduciendo el consumo de vapor en un 42%

Por lo tanto, para producir la misma cantidad de destilado fue necesario aproximadamente dos tercios de la cantidad de vapor actual, es decir, se necesitaron 1000kg/h menos para conseguir el mismo resultado con el uso del intercambiador de calor.

3.6 Resultados del análisis de costos

Los análisis de costos son una herramienta para evaluar la viabilidad de la implementación del reboiler, donde se analiza la inversión a lo largo del tiempo de vida del proyecto, los costos de manufactura, la depreciación y los ingresos por la mejora o implementación del proyecto.

Para realizar el flujo de caja primero se definieron todos los parámetros relacionados, los cuales se muestran en la Tabla 14.

Tabla 15*Datos iniciales para el flujo de caja*

	Valores
Costo del Terreno	\$ 0
Capital de inversión	\$ 50,948.00
Capital de trabajo	\$ 7,642.20
Costos de manufactura	\$ 45,898.39
Valor de salvamento	\$ 5,094.80
Ganancias anuales	\$ 152994.64
Depreciación lineal (%)	10
Tasa de impuesto (%)	25
Tiempo de vida del proyecto (años)	12

Nota: Los componentes que son considerados con un valor de \$ 0, indican que ya están a disposición del cliente y no necesitan ser considerados en el flujo de caja.

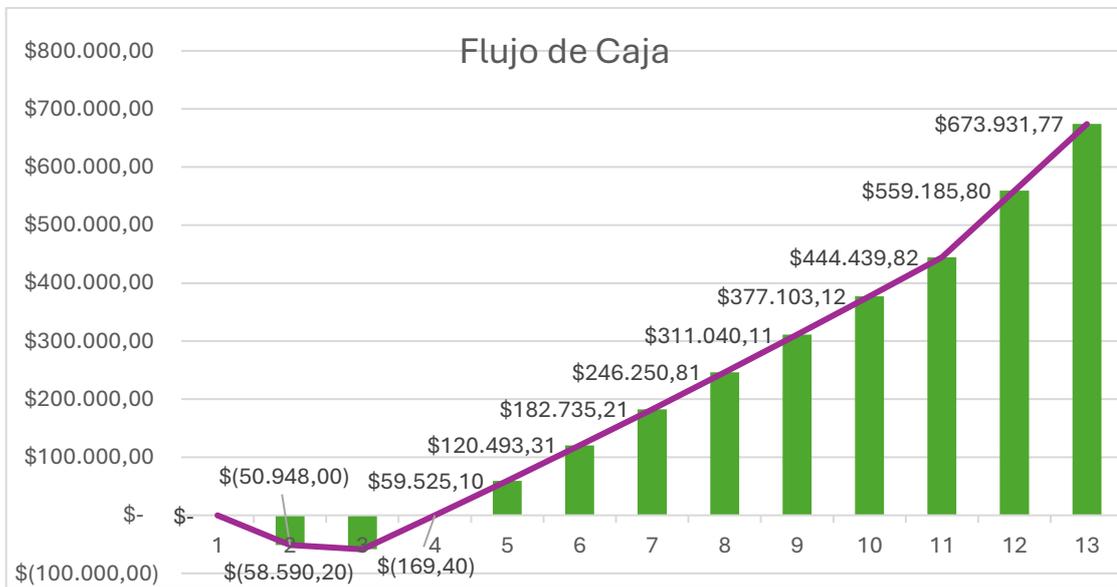
Los valores de la Tabla 15, corresponden a estimaciones realizadas a partir del reboiler que se está diseñando. Por lo que, los valores de capital de trabajo y salvamento son porciones del costo del reboiler y los valores de tasa de impuestos y el valor de depreciación se consideraron de aquella forma por normas legales del país. Los ahorros anuales se calcularon en función de información provista por el cliente. Con esos datos se logró calcular el ahorro que genera poder reutilizar el vapor en forma de condensado. Esta recuperación hace que se necesite menos uso de la caldera y por ende, menos agua que ablandar ahorrando en combustible y en reactivos. Además, del ahorro monetario también ve beneficiado el medio ambiente, ya que, al usar menos la caldera se necesitará menos combustible lo que llevaría a una reducción considerable de las emisiones de CO₂.

Tabla 16*Ganancia debida al ahorro en energía*

Menor consumo de bunker (\$)	52962.68
Menor tratamiento del agua (\$)	95989.17
Total ahorro anual (\$)	152994.64
Menor emisión de CO2 (kg CO2/año)	179555.03

Nota: El ablandamiento del agua requiere de un proceso de intercambio iónico, el cual requiere gastos en reactivos y gasto en mantener el proceso.

Finalmente, se realizó el análisis de flujo de caja calculando los valores necesarios para obtener los resultados.

Figura 9*Flujo de caja para el diseño e implementación del reboiler*

Nota: Las barras corresponden a la cantidad de dinero y en función de si están debajo o encima del eje horizontal, denotan inversión o ganancia.

La gráfica muestra que las ganancias superan con facilidad lo ya calculado y la inversión se recuperó a los cuatro años del inicio del proyecto. Se muestra una tendencia ascendente después del tercer año de la implementación, mostrando que los ingresos proyectados por los beneficios del proyecto empiezan a superar los gastos generando una recuperación de la inversión y ganancias para la empresa.

El análisis económico muestra que con una inversión de aproximadamente \$60 mil dólares se puede generar un ahorro de más de \$150 mil dólares gracias a la disminución en vapor que conlleva a disminuir combustible y tratamiento al agua.

Capítulo 4

4.1 Conclusiones y recomendaciones

4.1.1 Conclusiones

- Se llevó a cabo un análisis integral del proceso mediante un balance de energía, lo que permitió determinar la carga térmica del reboiler, estimada en 4.538×10^6 kJ/h. A través del método LMTD y un análisis de sensibilidad se evaluaron distintas áreas de transferencia de calor y sus efectos en las temperaturas de salida del vapor, logrando calcular un área óptima de 115 m^2 para el intercambiador, se consideró un coeficiente global de transferencia de calor de $5400 \text{ kJ/m}^2\text{°C}$ acorde con valores recomendados en la literatura. Además, se estimaron parámetros geométricos clave, como el número de tubos que fueron 480, con un diámetro de 1 pulgada y un diámetro de la carcasa de 32 pulgadas. Finalmente, se calcularon las caídas de presión tanto en los tubos como en la carcasa, asegurando que las condiciones operativas y de diseño cumplieran con los requerimientos energéticos del sistema.
- Mediante la simulación en Aspen HYSYS V14, se determinó que el requerimiento energético del reboiler fue de 4.535×10^6 kJ/h y un área de transferencia de calor simulada de 98 m^2 , estableciendo las condiciones operativas necesarias para simular un sistema de intercambio de calor eficiente. El diseño propuesto garantizó condiciones estables de operación, con una caída de presión controlada de 1.92 kPa en los tubos y 0.114 kPa en la carcasa, asegurando una transferencia de calor efectiva y una circulación adecuada. El dimensionamiento del reboiler, realizado mediante el software EDR, permitió validar la eficiencia del diseño simulada y la que se calculó previamente, permitiendo estimar un costo de inversión capital de \$51,000 y \$58000 respectivamente para cada caso, demostrando la viabilidad técnica y económica del sistema propuesto. Estos valores reflejan el balance entre el material seleccionado, SS304 las dimensiones calculadas y las

especificaciones técnicas del equipo, asegurando que cumpla con los requerimientos térmicos y mecánicos del proceso, al tiempo que se mantiene dentro de un rango económico competitivo.

- El análisis económico del sistema propuesto mostró un ahorro anual total de \$152,994.64, compuesto por \$52,962.68 asociados al menor consumo de bunker y \$95,989.17 por la reducción en el tratamiento de agua. Se determinó además que el vapor requerido para el reboiler propuesto fue de 2054 kg/h, lo que representa una reducción frente al proceso actual, que utiliza 3514 kg/h, logrando una mejora del 41.8% en la eficiencia energética del proceso, este valor se obtuvo al comparar el consumo de vapor antes y después de la adaptación del reboiler utilizando la Razón de Consumo de Vapor, se disminuyó la relación de 1.77 kg vapor/kg destilado a 1.03 kg vapor/kg destilado, manteniendo constante el flujo de destilado producido. Además, esta mejora contribuyó a la disminución de 179,555.03 kg de emisiones de CO₂, lo cual representa un impacto ambiental positivo al reducir la huella de carbono del proceso.

4.1.2 Recomendaciones

Tras culminar lo planificado en la propuesta y analizar los resultados obtenidos, se identificaron oportunidades de mejora y aspectos adicionales que pueden ser explorados para maximizar la eficiencia y sostenibilidad del proceso. A continuación, se presentan las recomendaciones primordiales que buscan ampliar el alcance del trabajo realizado y abordar elementos que podrían complementarse en estudios futuros:

- Estudiar la viabilidad de integrar tecnologías complementarias, como sistemas de recuperación de calor adicionales en áreas específicas del proceso, con el objetivo de maximizar la eficiencia energética global de la planta. Por ejemplo, la fracción de vapor

restante 20% que sale del reboiler aún en estado gaseoso puede ser aprovechada mediante un tanque flash. Esta tecnología permite separar la fase de vapor remanente, la cual podría ser redirigida al proceso de destilación como fuente de energía para etapas intermedias o finales, evitando pérdidas térmicas y maximizando el uso del vapor generado, esta estrategia no solo incrementaría el rendimiento energético del sistema, sino que también reduciría el consumo de vapor fresco, contribuyendo a una operación más sostenible y rentable.

- Explorar el uso eficiente del condensado que sale del intercambiador, ya que este fluido todavía contiene una cantidad significativa de energía térmica que puede ser recuperada. Este condensado puede ser empleado en otros procesos industriales que requieran una elevación de temperatura, como precalentadores de agua o fluidos de alimentación en otras áreas de la planta. Aunque el impacto térmico de esta corriente pueda ser menor comparado con el vapor, su reutilización aporta valor energético adicional y reduce la carga térmica en los sistemas auxiliares, contribuyendo así a una mayor sostenibilidad operativa.
- Se recomienda analizar la implementación de un sistema de intercambio de calor para precalentar la alimentación de la torre de destilación utilizando el calor residual del condensado o del vapor no condensado, esta estrategia permitiría reducir la carga térmica del reboiler, ya que parte del calentamiento necesario sería realizado antes de ingresar a la torre. Este enfoque no solo disminuiría el consumo energético del reboiler, sino que también mejoraría la eficiencia del proceso de separación, optimizando las condiciones térmicas iniciales de la mezcla y maximizando el rendimiento general de la planta.

Referencias

- Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants. (2001). *Chapter 10 Heat transfer* (Ernest E. Ludwig, Ed.; Vol. 3, pp. 1–288). Gulf Professional Publishing.
- Bárbara Reyes-Rodríguez, M. I., Moya-Rodríguez, J.-L. I., Cruz-Fonticiella, O.-M. I., Fírvida-Donéstevez, E.-M. I., & Velázquez-Pérez, J.-A. I. (2014). Automatización y optimización del diseño de intercambiadores de calor de tubo y coraza mediante el método de Taborek Automation and optimization of shell and tube heat exchangers design using the method of Taborek. *Ingeniería Mecánica*, 17(1), 78–89.
<http://www.ingenieriamecanica.cujae.edu.cu78ArtículoOriginal>
- BCS, I. (2008). *Waste Heat Recovery: Technology and Opportunities in U.S. Industry*.
- Bouillot, B. (2024). *Introduction to Thermodynamic Methods for Process Engineering Choice of a thermodynamic model and simulation*.
- CANMET. (1986). “*Energy Management Series for Industry, Commerce, and Institutions: Waste Heat Recovery*.”
- Cengel, Y., & Boles, M. (2014). *TERMODINÁMICA* (8va edición). Mc Graw Hill education.
- International Energy Agency. (2018). *The Future of Petrochemicals Towards more sustainable plastics and fertilisers Together Secure Sustainable*. www.iea.org/t&c/
- Kern, D. Q., Flynn, A., Akashige, T., & Theodore, L. (2019). *Kern’s Process Heat Transfer* (second). Wiley.
- Lara-Lara, J., Clemente-Gómez, R., & López-Ramos, O. (2024). Diseño de un intercambiador de calor de coraza y tubos. *Pädi Boletín Científico de Ciencias Básicas e Ingenierías Del ICBI*, 12(Especial), 116–122.
<https://doi.org/10.29057/icbi.v12iespecial.12143>

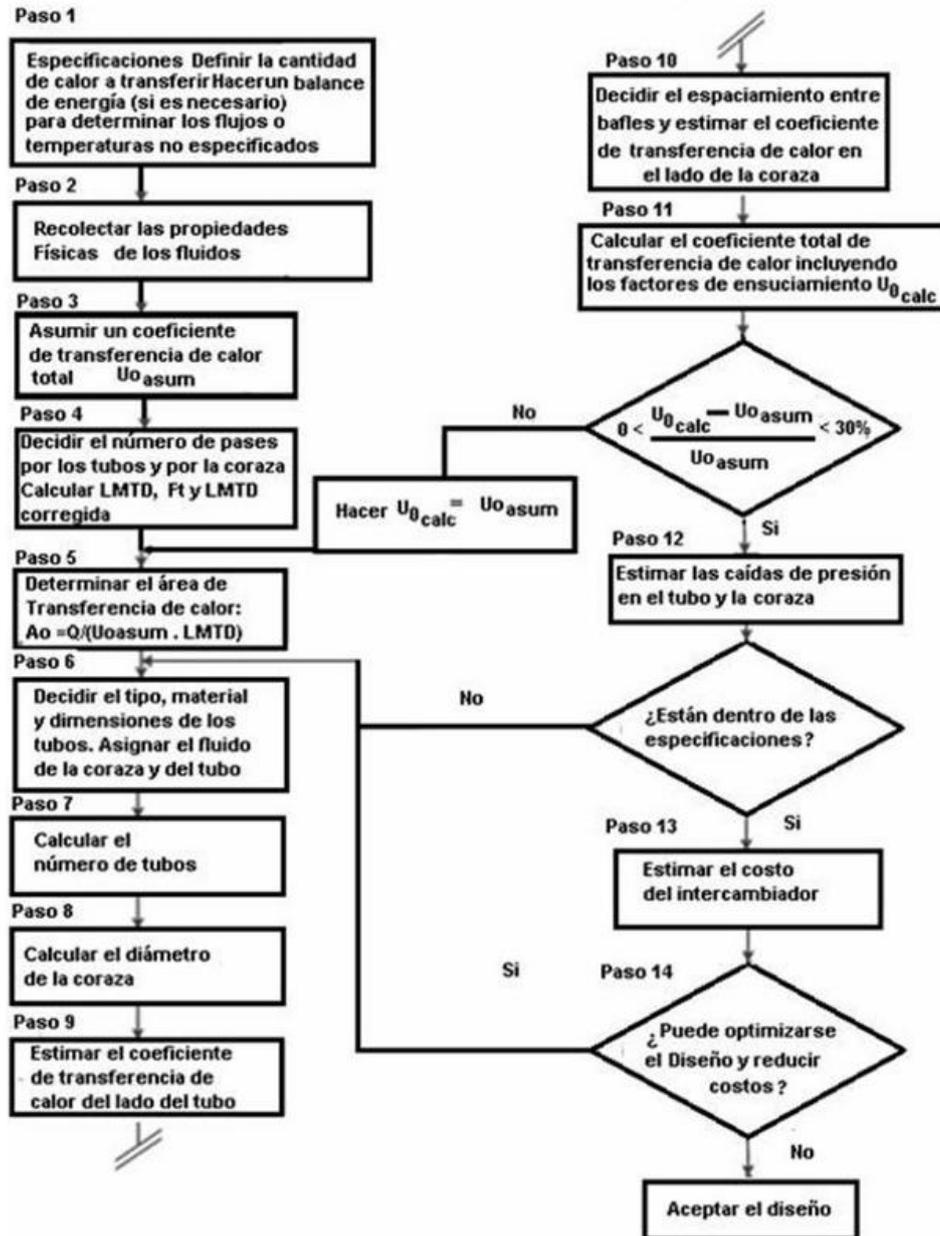
- O’Rielly, K., & Jeswiet, J. (2015). IMPROVING INDUSTRIAL ENERGY EFFICIENCY THROUGH THE IMPLEMENTATION OF WASTE HEAT RECOVERY SYSTEMS. *Transactions of the Canadian Society for Mechanical Engineering*, 39(1), 125–136. <https://doi.org/10.1139/tcsme-2015-0010>
- Prausnitz, J., Lichtenthaler, R., & Gomes de Azevedo, E. (1999). *Molecular-Thermodynamics-of-Fluid-Phase-equilibria-3Ed* (Third edition). Prentice Hall PTR.
- Pulat, E., Etemoglu, A. B., & Can, M. (2009). Waste-heat recovery potential in Turkish textile industry: Case study for city of Bursa. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(3), 663–672. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2007.10.002>
- Sadik, K., Hongtan, L., & Anchasa, P. (2012). *HEAT EXCHANGERS Selection, Rating, and Thermal Design Third Edition*. CRP Press. www.konkur.in
- Sadik KaKac, Bergles, A., & Fernandez, O. (1988). Two-Phase Flow Heat Exchangers. In *Two-Phase Flow Heat Exchangers* (1 st edition, Vol. 143). Kluwer Academic Publishers. <https://doi.org/10.1007/978-94-009-2790-2>
- Sociedad de destilación de alcoholes S.A. (2024). *SODERAL*. Historia.
- Thyssenkrupp. (2017). *Materials Services Copper and Brass Sales Stainless Steel*.
- Upathumchard, U. (2014). *Waste Heat Recovery Options in a Large Gas- Turbine Combined Power Plant Waste Heat Recovery Options in a Large Gas-Turbine Combined Power Plant*.
- Valiente Barderas, A. (2013). *Ingeniería del calor*.
- Welty, J., Wicks Charles, Wilson, R., & Rorrer, G. (2007). *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer 5th Edition* (5th edition). John Wiley and Sons, Inc.
- Wilfrido Quiñonez, & Marcelo Arízaga. (2018). *APROVECHAMIENTO DEL AGUA EVAPORADA DE LA PLANTA CONCENTRADORA DE VINAZA EN LA LIMPIEZA DE LOS TANQUES EN EL ÁREA DE FERMENTACIÓN*.

- Biegler, L. T., & Grossmann, I. E. (2007). *Systematic Methods of Chemical Process Design*. Prentice Hall.
- Santos, J. M., & Rodríguez, P. A. (2019). *Evaluación de proyectos industriales: Un enfoque práctico*. Editorial Alfaomega.

APÉNDICE

Figura 10

Resumen de los pasos de los diferentes métodos de diseño



Nota: La figura muestra el diagrama de flujo para calcular los parámetros del intercambiador de calor. Fuente: Reyes, Moya, Cruz, Donéstevez & Velázquez (2014).

Figura 11

Disposición de los tubos en cambiadores de carcasa y tubo. Arreglo cuadrado.

Table AT.9 Tube-Sheet Layouts (Tube Counts) on Square Pitch.

¾ in. OD tubes on 1-in. square pitch						1 in. OD tubes on 1¼-in. square pitch							
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P		
8		32	26	20	20	8		21	16	14			
10		52	52	40	36	10		32	32	26	24		
12		81	76	68	68	60	12		48	45	40	38	36
13	¼	97	90	82	76	70	13	¼	61	56	52	48	44
15	¼	137	124	116	108	108	15	¼	81	76	68	68	64
17	¼	177	166	158	150	142	17	¼	112	112	96	90	82
19	¼	224	220	204	192	188	19	¼	138	132	128	122	116
21	¼	277	270	246	240	234	21	¼	177	166	158	152	148
23	¼	341	324	308	302	292	23	¼	213	208	192	184	184
25		413	394	370	356	346	25		260	252	238	226	222
27		481	460	432	420	408	27		300	288	278	268	260
29		553	526	480	468	456	29		341	326	300	294	286
31		657	640	600	580	560	31		406	398	380	368	358
33		749	718	688	676	648	33		465	460	432	420	414
35		845	824	780	766	748	35		522	518	488	484	472
37		934	914	886	866	838	37		596	574	562	544	532
39		1049	1024	982	968	948	39		665	644	624	612	600

Nota. La figura muestra los valores de distancia entre tubos en función de su diámetro interno.

Fuente: (Kern et al., 2019)

Figura 12*Coefficiente aproximado de película*

Table 10-19
Approximate Film Coefficients, h_i or h_o

	Film Coefficient, Btu/hr. (ft²)(°F)
No Change of Phase	
Water	300-2000
Gases	3-50
Organic solvents	60-500
Oils	10-120
Condensing	
Steam	1000-3000
Organic solvents	150-500
Light oils	200-400
Heavy oils (vacuum)	20-50
Ammonia	500-1000
Evaporation	
Water	800-2000
Organic solvents	100-300
Ammonia	200-400
Light oils	150-300
Heavy oils	10-50

Used by permission: Pfaudler, Inc., Bul. SB 95-500-1 ©1984.

Nota. La figura muestra los coeficientes aproximados de película aproximados para distintos fluidos en función de su estado termodinámico. Fuentes: (Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants, 2001)

Figura 13

Proforma del Reboiler, obtenido con EDR

Heat Exchanger Specification Sheet																	
1	Company: Sociedad destiladora de Alcoholes S.A.																
2	Location: Marcelino Maridueña																
3	Service of Unit: Reboiler vertical de recirculación para torre de destilación de alcohol						Our Reference: INGE-2704										
4	Item No.: 001			Your Reference: CLIENT-640													
5	JOB-640																
6	Size :	488.95	3500	m	m	Type:	B -	E -	M -	Vertical	Connected in:	1	parallel	1	series		
7	Surf/unit(eff.)						Shells/unit			Surt/shell(eff.)							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																
9	Fluid allocation				Shell Side				Tube Side								
10	Fluid name				3->4				1->2								
11	Fluid quantity (kg/h)		/		Mass flow rate multiplier		2045		/		2026		/		7		
12	Vapor (In/Out)																
13	Liquid																
14	Noncondensable																
15	Vapor mass fraction				1				0								
16	Temperature (In/Out)		°C		115,5		113,5		105		107						
17	Bubble / Dew point																
18	Density Vapor/Liquid																
19	Viscosity																
20	Molecular wt, Vap																
21	Molecular wt, NC																
22	Specific heat																
23	Thermal conductivity																
24	Latent heat																
25	Pressure (abs)		kPa		171,2		166,2		129,7		124,7						
26	Velocity (Mean/Max)																
27	Pressure drop, allow./calc.		kPa		5				5								
28	Fouling resistance (min)		m ² -K/W		0,0000176				0,000088								
29	Heat exchanged (kW)		/		Heat exchanged multiplier		7		MTD (corrected)								
30	Transfer rate, Service				Dirty				Clean								
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL											Sketch					
32					Shell Side				Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure:g		kPa		300		/		300		/						
34	Design temperature/MDMT		°C		755		/		745		/						
35	Number passes per shell								1								
36	Corrosion allowance		mm		0				0								
37	Connections		In		mm		1		/		-			1		/	
38	Size/Rating		Out		mm		1		/		-			1		/	
39			Intermediate		mm		1		/		-		1		/		
40	Tube #:	480	OD:	79,05	mm	Tks.	7,65	mm	Length:	35	mm	Pitch:	31,75	mm	Tube pattern:	90-Squ	
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		Material:	SS 304	6								
42	Shell	SS 304	6	ID	488,95	OD	508	mm	Shell cover								
43	Channel or bonnet	SS 304	6	Channel cover													
44	Tubesheet-stationary	SS 304	6	Set	0	Tubesheet-floating											
45	Floating head cover			Impingement protection	None												
46	Baffle-cross	SS 304	6	Type	Single segmental	Cut(%d)		Spacing: c/c	510	mm							
47	Baffle-long			Seal Type		Inlet	647,97	mm									
48	Supports-tube	U-bend		Type													
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)/(App.A 1)												
50	Expansion joint			Type													
51	RhoV2-Inlet nozzle			Bundle entrance		Bundle exit											
52	Gaskets - Shell side			0	Tube side	Flat metal jacket	82										
53	Floating head																
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service													
55	Weight/Shell	Filled with water	Bundle														
56	Remarks	El diseño cumple con los estándares de transferencia de calor recomendados por ASME.															
57	Incluye factor de ensuciamiento en el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor																
58	El equipo está diseñado para manejar una mezcla etanol-agua con condiciones variables de flujo.																