

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



Simulación y estudio económico de las mejoras en el proceso de saponificación de una planta de producción de jabón

Trabajo de graduación presentado por Juan Pablo Lezana Curley para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala
2024

Simulación y estudio económico de las mejoras en el proceso de saponificación de una planta de producción de jabón

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



Simulación y estudio económico de las mejoras en el proceso de saponificación de una planta de producción de jabón

Trabajo de graduación presentado por Juan Pablo Lezana Curley para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala
2024

Vo. Bo.

(f) 

Ing. Luis Ernesto Núñez González

Terna examinadora

(f) 

Ing. Luis Ernesto Núñez González

(f) 

Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

(f) 

Ing. Carmen Alicia Ortiz Pineda

Fecha de aprobación: Guatemala, 7 de enero de 2025

Quiero agradecer por este trabajo a:

DIOS y la Virgen María , Madre de Dios y nuestra, por enderezar siempre mi camino y ser tan bueno conmigo y con todos mis seres queridos.

A mi Papá, David Enrique Lezana Quinteros, por darme todo lo que un hijo puede pedir y mucho más. Por ser mi modelo a seguir y cada día inspirarme a ser como él.

A mi Abuelo, el difunto Ingeniero Manuel Enrique Lezana, por poner la piedra sobre la cual está construida nuestra familia y ser la primer inspiración de muchos para ser Ingeniero Químico.

A mi Mamá, Luisa María Curley Wohlers, por ser una gran madre siempre intercediendo por mí y todas mis convicciones y las de mis hermanos.

A María Isabel Rodas Ramírez, por estar siempre el uno para el otro cada etapa del camino sin importar qué.

A mis Hermanos, María Silvia y Santiago, que están lejos físicamente pero siempre los tengo muy cerca de mí.

Al Ingeniero Luis Ernesto Núñez, por su confianza y ayuda en la realización de este trabajo.

Al Ingeniero Gamaliel Zambrano, por dirigir un gran departamento de Ingeniería Química y enseñarnos tanto a todos los que tenemos el orgullo de estar en el.

A mis abuelos, que me enseñaron siempre lo importante que es ser educado, y que tanto cuidan y han cuidado de mí.

A mis amigos, que cada día me impulsan a ser una mejor persona.

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	I
ABSTRACT	II
I. INTRODUCCIÓN	- 1 -
II. ANTECEDENTES	- 3 -
III. JUSTIFICACIÓN	- 6 -
IV. OBJETIVOS	- 7 -
A. OBJETIVO GENERAL	- 7 -
B. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	- 7 -
V. MARCO TEÓRICO	- 8 -
A. ORIGEN DEL JABÓN	- 8 -
B. BASES DE LA QUÍMICA DE UN JABÓN	- 8 -
C. QUÍMICA DE LA REACCIÓN DE SAPONIFICACIÓN	- 8 -
D. MATERIAS PRIMAS UTILIZADAS PARA LA SAPONIFICACIÓN	- 9 -
E. SAPONIFICACIÓN A NIVEL INDUSTRIAL	- 11 -
F. EQUIPOS UTILIZADOS EN UNA PLANTA DE SAPONIFICACIÓN	- 13 -
G. DEFINICIÓN DE REACTOR QUÍMICO	- 18 -
H. INGENIERÍA DE LAS REACCIONES QUÍMICAS Y DISEÑO DE REACTORES	- 18 -
I. VELOCIDAD DE REACCIÓN	- 19 -
J. SISTEMA	- 19 -
K. BALANCE DE MASA	- 20 -
L. BALANCE DE ENERGÍA	- 20 -
M. OPTIMIZACIÓN DE RECURSOS EN UN PROCESO QUÍMICO INDUSTRIAL	- 20 -
N. ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN	- 20 -
O. VALOR ACTUAL NETO	- 20 -
P. TASA INTERNA DE RETORNO	- 21 -
Q. PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN	- 22 -
VI. METODOLOGÍA	- 23 -
A. SOFTWARE	- 23 -
B. ESQUEMATIZAR EL PROCESO CON UN CROQUIS Y REALIZAR UN DIAGNÓSTICO INICIAL DE LA PLANTA DE SAPONIFICACIÓN.	- 23 -
C. DISEÑAR PROPUESTAS EN BASE A LAS INEFICIENCIAS IDENTIFICADAS Y COMPARARLAS CON EL PROCESO ACTUAL.	- 24 -
1. <i>Método de Kern</i>	- 25 -
2. <i>Metodología para el cálculo del reactor</i>	- 27 -
D. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS PROPUESTAS	- 28 -
VII. RESULTADOS	- 29 -
A. DIAGNÓSTICO INICIAL E IDENTIFICACIÓN DE PUNTOS CRÍTICOS	- 29 -

B.	DISEÑO DE PROPUESTAS EN BASE A LAS EFICIENCIAS IDENTIFICADAS	- 40 -
C.	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	- 45 -
VIII.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	- 47 -
IX.	CONCLUSIONES.....	- 54 -
X.	RECOMENDACIONES	- 55 -
XI.	BIBLIOGRAFÍA	- 56 -
XII.	APÉNDICE	- 58 -
	APÉNDICE 1. DIAGRAMA DE FLUJO.	- 58 -
	APÉNDICE 2. PLANOS.....	- 61 -
	APÉNDICE 3. DATOS ORIGINALES.....	- 63 -
	APÉNDICE 4. CÁLCULOS DE MUESTRA PARA CONSUMOS ENERGÉTICOS DE MOTORES EN LA PLANTA.....	- 66 -
	APÉNDICE 5. CÁLCULOS DE MUESTRA PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR ACTUAL Y LA PROPUESTA CON EL MÉTODO DE KERN.....	- 68 -
	APÉNDICE 6. CÁLCULOS DE MUESTRA PARA LA ESPECIFICACIÓN DE VOLUMEN DEL REACTOR.	- 76 -
	APÉNDICE 7. CÁLCULOS DE MUESTRA REALIZADOS PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS PROPUESTAS.....	- 78 -
XIII.	ANEXOS.....	- 84 -
	ANEXO 1. DATOS CALCULADOS.	- 84 -
	ANEXO 2. DIBUJO TÉCNICO DEL REACTOR DE SAPONIFICACIÓN.	- 86 -
	ANEXO 3. DIBUJO TÉCNICO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	- 87 -
	ANEXO 4. FIGURAS PARA DETERMINACIÓN DE FACTOR DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y FACTOR DE FRICCIÓN.	- 88 -
	ANEXO 5. TABLAS DEL MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO DE PERRY PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA.	- 91 -
	ANEXO 6. FOTO DE LA PLANTA DE SAPONIFICACIÓN EN LA EMPRESA.....	- 93 -
	ANEXO 7. FOTOS DEL SIMULADOR UTILIZADO PARA CÁLCULOS.....	- 94 -

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Listado de equipos en la planta de saponificación.	- 29 -
Tabla 2. Listado de equipos en la planta de secado.	- 30 -
Tabla 3. Composición de un lote de producción.	- 32 -
Tabla 4. Alimentación de materias primas al reactor de saponificación.	- 32 -
Tabla 5. Consumo energético durante la etapa de alimentación al reactor de saponificación.	- 33 -
Tabla 6. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.	- 33 -
Tabla 7. Datos del consumo energético en la etapa de reacción de saponificación.	- 33 -
Tabla 8. Especificaciones del reactor actual de saponificación.	- 34 -
Tabla 9. Traslado del producto saponificado a tanque previo a secado y alimentación de producto a planta de secado.	- 34 -
Tabla 10. Dimensiones del intercambiador de calor en operación.	- 34 -
Tabla 11. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.	- 35 -
Tabla 12. Operación de secado y extrusión.	- 35 -
Tabla 13. Identificación de puntos críticos en la planta de saponificación.	- 36 -
Tabla 14. Designación y dependencias para el diagrama de ruta crítica.	- 37 -
Tabla 15. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.	- 40 -
Tabla 16. Especificaciones de la nueva propuesta para el reactor de saponificación.	- 40 -
Tabla 17. Especificaciones de la nueva propuesta de intercambiador de calor.	- 40 -
Tabla 18. Resultados obtenidos para la nueva propuesta de intercambiador de calor.	- 41 -
Tabla 19. Comparación directa de volúmenes de reactor de saponificación actual y del diseño propuesto.	- 41 -
Tabla 20. Designación y dependencias para el diagrama de ruta crítica integrado con las propuestas.	- 42 -
Tabla 21. Comparación directa de datos de intercambiador de calor actual y del diseño propuesto.	- 44 -
Tabla 22. Estimación de inversión física.	- 45 -
Tabla 23. Utilidad neta en los próximos 5 años, sin financiamiento y tomando en cuenta la inflación.	- 45 -
Tabla 24. Evaluación económica de las propuestas, sin financiamiento externo.	- 46 -
Tabla 25. Cálculo de utilidad neta con aumento capacidad instalada, tomando en cuenta financiamiento para la inversión.	- 46 -
Tabla 26. Evaluación económica de las propuestas, tomando en cuenta financiamiento externo.	- 46 -
Tabla 27. Identificación para diagrama de flujo de proceso de saponificación y secado.	- 59 -
Tabla 28. Equipos en el diagrama de flujo de proceso de saponificación y secado.	- 60 -
Tabla 29. Composición de un lote de producción.	- 63 -
Tabla 30. Alimentación de materias primas al reactor de saponificación.	- 63 -
Tabla 31. Consumo energético durante la etapa de alimentación al reactor de saponificación.	- 64 -
Tabla 32. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.	- 64 -
Tabla 33. Traslado del producto saponificado a tanque previo a secado y alimentación de producto a planta de secado.	- 64 -
Tabla 34. Dimensiones del intercambiador de calor en operación actual.	- 65 -

Tabla 35. Operación de secado y extrusión.	- 65 -
Tabla 36. Propiedades del jabón.	- 65 -
Tabla 37. Aumento en producción anual.	- 81 -
Tabla 38. Ingresos con aumento en capacidad de producción.	- 81 -
Tabla 39. Utilidad neta en los próximos 5 años, sin financiamiento y tomando en cuenta la inflación.	- 82 -
Tabla 40. Interés a pagar por el financiamiento a la inversión.	- 82 -
Tabla 41. Utilidad neta en los próximos 5 años, con financiamiento en la inversión y tomando en cuenta la inflación.	- 83 -
Tabla 42. Consumo energético de motores en cada etapa.	- 84 -
Tabla 43. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.	- 84 -
Tabla 44. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.	- 84 -
Tabla 45. Comparación directa de volúmenes de reactor de saponificación actual y del diseño propuesto.	- 85 -
Tabla 46. Evaluación económica de las propuestas, sin financiamiento externo.	- 85 -
Tabla 47. Evaluación económica de las propuestas, tomando en cuenta financiamiento externo.	- 85 -

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Molécula de triglicérido.	- 10 -
Figura 2. Orígenes de la producción de jabón.	- 12 -
Figura 3. Reactor de saponificación.	- 13 -
Figura 4. Atomizador.	- 14 -
Figura 5. Intercambiador de calor de tubos y coraza: A, placas deflectoras; B, tubos; C, varillas guía; D, placas tubulares; E, tubos espaciadores.	- 15 -
Figura 6. Extrusora de tornillo doble.	- 15 -
Figura 7. Esquema de tornillo doble de extrusora.	- 15 -
Figura 8. Caldera pirotubular.	- 16 -
Figura 9. Esquema de boba de lóbulos.	- 17 -
Figura 10. Esquema de bomba centrífuga.	- 17 -
Figura 11. Esquema de un proceso típico.	- 19 -
Figura 12. Sistema abierto.	- 19 -
Figura 13. Sistema cerrado.	- 19 -
Figura 14. Diámetro equivalente y perímetro mojado para arreglos de tubos diferentes.	- 26 -
-	
Figura 15. Esquema inicial de la planta de saponificación.	- 29 -
Figura 16. Esquema inicial de la planta de secado.	- 30 -
Figura 17. <i>Layout</i> inicial de la planta de saponificación.	- 31 -
Figura 18. Diagrama de Pert del proceso actual de saponificación.	- 37 -
Figura 19. Señalamiento de puntos críticos en el esquema de saponificación realizado: reacción de saponificación.	- 38 -
Figura 20. Señalamiento de puntos críticos en el esquema de saponificación realizado: intercambiador de calor de tubos y coraza.	- 39 -
Figura 21. Diagrama de Pert integrado con las propuestas al proceso.	- 42 -
Figura 22. <i>Layout</i> de la planta con las propuestas integradas.	- 43 -
Figura 23. Diagrama de flujo del proceso de saponificación y secado para obtención de viruta de jabón en Intercorp S.A.	- 58 -
Figura 24. <i>Layout</i> de la planta de saponificación actual.	- 61 -
Figura 25. <i>Layout</i> con propuestas integradas.	- 62 -
Figura 26. Dibujo técnico del reactor de saponificación.	- 86 -
Figura 27. Dibujo técnico del intercambiador de calor.	- 87 -
Figura 28. Factor de transferencia de calor.	- 88 -
Figura 29. Factor de fricción.	- 88 -
Figura 30. Determinación de factor de transferencia de calor para el intercambiador de calor actual.	- 89 -
Figura 31. Determinación de factor de fricción de calor para el intercambiador de calor actual.	- 89 -
Figura 32. Determinación de factor de transferencia de calor para propuesta del intercambiador de calor.	- 90 -
Figura 33. Determinación de factor de fricción de calor para propuesta del intercambiador de calor.	- 90 -
Figura 34. Valores típicos y exponentes para costo y capacidad de equipos.	- 91 -
Figura 35. Factores para convertir los costos de los equipos entregados en inversión de capital de costo fijo.	- 92 -

Figura 36. Hoja de cálculo de Diagrama General.	- 94 -
Figura 37. Hoja de cálculo de la etapa de llenado.	- 95 -
Figura 38. Hoja de cálculo para la etapa de la reacción de saponificación.	- 96 -
Figura 39. Hoja de cálculo para el traslado del producto saponificado al tanque auxiliar de secado.	- 97 -
Figura 40. Hoja de cálculo para la alimentación del producto saponificado a la planta de secado.	- 98 -
Figura 41. Hoja de cálculo para los cálculos necesarios del intercambiador de calor. .	- 99 -
Figura 42. Hoja de cálculo para el secado por atomización.	- 100 -
Figura 43. Hoja de cálculo para la etapa de extrusión.	- 101 -

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Reacción de saponificación.	- 8 -
Ecuación 2. Área de flujo cruzado para arreglo de tubo en la coraza del intercambiador de calor.	- 25 -
Ecuación 3. Velocidad másica del fluido en la carcasa.	- 25 -
Ecuación 4. Velocidad másica del fluido en la carcasa.	- 25 -
Ecuación 5. Diámetro equivalente del lado de la coraza.	- 25 -
Ecuación 6. Número de Reynolds para el fluido del lado de la coraza.	- 26 -
Ecuación 7. Factor de transferencia de calor.	- 26 -
Ecuación 8. Número de Prandtl.	- 26 -
Ecuación 9. Caída de presión del lado de la coraza.	- 27 -
Ecuación 10. Ecuación para reacciones bimoleculares de segundo orden.	- 27 -
Ecuación 11. Consumo energético.	- 66 -
Ecuación 12. Energía requerida en intercambiador de calor actual.	- 71 -
Ecuación 13. Área de transferencia de calor.	- 71 -
Ecuación 14. Arreglo en costo por capacidad.	- 78 -
Ecuación 15. Corrección en valor por Índice de Marshall.	- 78 -
Ecuación 16. Corrección por inflación.	- 81 -

RESUMEN

El objetivo general de este trabajo fue proponer mejoras en el proceso de saponificación en la planta de una empresa de fabricación de jabón para aumentar la producción y reducir los costos que se tienen sin recurrir a inversiones mayores. Para esto se realizó un esquema del proceso actual de saponificación y un diagnóstico inicial para determinar los puntos críticos que se tienen. En base a estos puntos críticos se diseñaron propuestas por medio de cálculos en un software simulador. Además de la obtención de los datos técnicos, se realizó una estimación de costos de equipo y otros análisis económicos para evaluar la viabilidad de estas propuestas.

Se propone aumentar la capacidad del reactor para que este pueda manejar 2000 kg/h de producto. Se conseguirá esto adquiriendo otro reactor agitado de 7.24 metros cúbicos de capacidad. Se propone también un nuevo diseño del intercambiador de calor, con un área de transferencia de calor mayor de 4.68 metros cuadrados y una caída de presión mucho menor, de 154 kPa.

Los parámetros económicos evaluados tienen valores elevados y la razón de esto se reduce básicamente a la compra, flete e instalación de los nuevos equipos propuestos, y seguir utilizando lo que aún esté disponible. Esta es política de la empresa y por tanto es a partir de todo este análisis que las propuestas de este trabajo son viables para la empresa técnica y económicamente. A partir de estos valores, la viabilidad del proyecto queda confirmada técnica y económicamente.

ABSTRACT

The general purpose of this work was to propose improvements in the saponification process at a soap manufacturing company's plant to increase production and reduce costs without resorting to major investments. To achieve this, an outline of the current saponification process was made, and an initial diagnosis was conducted to identify the critical points. Based on these critical points, proposals were designed using calculations in simulation software. In addition to obtaining technical data, a cost estimation for equipment and other economic analyses were carried out to assess the feasibility of these proposals.

It is proposed to increase the reactor's capacity to handle 2000 kg/h of product. This will be achieved by acquiring another agitated reactor with a capacity of 7.24 cubic meters. A new heat exchanger design is also proposed, with a larger heat transfer area of 4.68 square meters and a much lower pressure drop of 154 kPa.

The evaluated economic parameters show high values, primarily due to the purchase, transportation, and installation of the proposed new equipment while continuing to use the equipment still available. This is in line with the company's policy, and thus, based on this analysis, the proposals in this work are technically and economically viable for the company. Based on these values, the project's feasibility is confirmed both technically and economically.

I. INTRODUCCIÓN

Los productos de higiene y limpieza personal han sido empleados en toda cultura y en toda la existencia del ser humano. Desde poder limpiar la suciedad de los instrumentos que el hombre ha utilizado hasta la prevención de enfermedades e infecciones, se ha buscado desde la antigüedad encontrar la química y procesos correctos para poder fabricar los productos de limpieza más funcionales. Desde su descubrimiento e invención en tiempos antiguos, las técnicas y procesos de producción de jabón han evolucionado significativamente, permitiendo a la industria satisfacer la demanda de este producto fundamental en la sociedad moderna. A lo largo de los años, la producción de jabón ha pasado de ser un proceso artesanal a uno industrial, empleando maquinaria y tecnología avanzada para optimizar tanto la calidad del producto como los volúmenes de producción. Sin embargo, estos avances también plantean importantes retos para las plantas de producción, especialmente en términos de eficiencia y costos operativos (Gibbs, 1939).

El proceso de saponificación, que constituye el núcleo de la producción de jabón, implica la reacción química entre una grasa o aceite y una base fuerte como el hidróxido de sodio, lo que da lugar a la formación de sales de ácidos grasos (jabón) y glicerina. Este proceso puede llevarse a cabo de diversas maneras, dependiendo del tipo de planta, la tecnología empleada y el tipo de jabón que se desea producir. Este proceso es la base para fabricar la gran mayoría de los tipos de jabones que existen el día de hoy, siendo estos tales como jabones de tocador, para lavandería, antibacteriales, para ropa, para cabello, traslúcidos, etc. (Sociedad Americana de Químicos de Aceites, 2004).

Los jabones de tocador son aquellos que las personas utilizan para su higiene personal. Normalmente estos jabones son hechos con sales saponificadas con hidróxido de sodio, por lo que su estado es sólido y se le han agregado aditivos como perfumes y colorantes, además de compuestos que favorecen hidratación y humectación para la piel. Este jabón de tocador es un producto de consumo masivo a nivel mundial, ya que para todas las personas es una necesidad el mantener una higiene y salud corporal, además de prevención de infecciones y enfermedades que pueden llegar a ser muy dañinas y letales. Las organizaciones gubernamentales llegan a acordar múltiples iniciativas para promover el uso de jabones de cuidado personal para aumentar la conciencia a los habitantes y lograr prevenir enfermedades infecciosas, lo que está impulsando la demanda de jabones y el crecimiento de los ingresos del mercado local e internacional (Mazariegos Barth, 2001).

La mayoría de jabones de tocador duros requieren como materia prima la viruta de jabón, la cual es conocida en la jerga de las industrias de jabón como “*neat soap*” o jabón crudo. Esta viruta o “*neat soap*” es básicamente producido a partir de la saponificación de los ácidos grasos con hidróxido de sodio, a la cual después de pasar por un proceso de secado o remoción de contenido acuoso, es molido y mezclado con colorantes, perfumes, humectantes y otros aditivos y luego es extruido, cortado, estampado y empacado para su venta en diferentes mercados (Mazariegos Barth, 2001).

Para aumentar la capacidad y las ventas de una empresa dedicada a la producción de jabón es indispensable la producción de la viruta de jabón, y por tanto el aumento de esta. Para lograr esto, es necesario lograr la coordinación de todos los equipos que conforman la planta de saponificación, pues para producir la viruta no se usa únicamente un reactor donde se mezcla la materia prima y se obtiene un producto. Normalmente, una planta de saponificación está compuesta por el almacenamiento de materias primas, un reactor de saponificación, equipos para la extracción y purificación de glicerina (subproducto de la saponificación), equipos de secado para remoción de agua del producto saponificado y equipos para extrusión y homogenización de la viruta de jabón o “*neat soap*” producido (Findlay & Levitt, 1979).

II. ANTECEDENTES

El estudio de la industria de jabón de tocador en Guatemala fue realizado por la Dirección de Política y Análisis Económico del Ministerio de Economía de Guatemala en julio de 2022, con datos del Banco de Guatemala. Este informe analiza la balanza comercial, las exportaciones e importaciones de jabón de tocador, así como el tamaño de mercado en Guatemala (Ministerio de Economía, 2022).

Las exportaciones aumentaron de \$40.41 millones en 2016 a \$62.81 millones en 2021, con una tasa de crecimiento anual compuesta del 9.22%. En cambio, las importaciones pasaron de \$16.56 millones en 2016 a \$16.28 millones en 2021, con una ligera disminución en la tasa compuesta de crecimiento de -0.34%. El saldo comercial mostró un crecimiento positivo, alcanzando \$46.54 millones en 2021 (Ministerio de Economía, 2022).

Los principales destinos de las exportaciones guatemaltecas en 2021 fueron Nicaragua (22.72%), Honduras (18.40%) y Costa Rica (17.31%). Guatemala importó producto principalmente desde México (44.29%), Colombia (23.46%) y Estados Unidos (13.57%) (Ministerio de Economía, 2022).

Se prevé que el mercado de jabón en barra siga dominando el sector de baño y ducha, con ventas que alcanzarán los GTQ 790.7 millones en 2025. Otras categorías de productos incluyen el jabón líquido, el gel de ducha y productos de higiene íntima, que también se proyectan con un crecimiento moderado. Colgate-Palmolive lidera el mercado con una participación del 70.9%. Otras empresas significativas son Unilever de Centroamérica (10.7%) e Industria La Popular SA (10.1%). Protex es la marca dominante con una participación del 58.9%, seguida de Palmolive Naturals (11.8%) y Dove (9.8%) (Ministerio de Economía, 2022).

Las ventas en supermercado representan el 98% del mercado de distribución, con las tiendas minoristas y el canal moderno como los principales puntos de venta. El comercio electrónico tuvo una participación mínima del 1% en 2021. El precio del jabón de tocador varía entre Q13.00 y Q60.00 dependiendo de la marca y el tamaño del paquete. Para el año 2021, el principal inciso arancelario exportado por el país fue “3401.11.19.00 – Jabón: Los demás”, con un total de US\$46.81 millones. Aunque estas exportaciones decrecieron un 1.06% en comparación con 2020, las exportaciones totales del país en 2021 registraron un crecimiento del 14.10% respecto al año anterior. Además, las exportaciones de detergentes guatemaltecos han mantenido una tendencia al alza desde 2019. La tasa de crecimiento interanual para 2022 fue del 22.2%, con una tasa de crecimiento anual compuesta del 7.1% desde 2017 hasta 2022. (Ministerio de Economía, 2022).

La pandemia aceleró estas tendencias preexistentes en la industria de productos de tocador y cuidado personal, como la importancia de la higiene, el crecimiento del comercio electrónico y la demanda de productos naturales. Sin embargo, también generó nuevos desafíos relacionados con la cadena de suministro, los cambios en los hábitos de consumo y la mayor competencia (Ministerio de Economía, 2022).

La creciente demanda de viruta de jabón en Guatemala se evidencia en las recientes solicitudes de potenciales clientes a la empresa con la que se realizó este trabajo. Hay solicitudes de empresas internacionales para que se les produzca y envíen hasta 900 toneladas de viruta de jabón en el transcurso de un año exclusivamente para una empresa. Esta cifra representa una oportunidad de crecimiento significativa para la producción de viruta. La capacidad de producción actual, la cual circula alrededor de 2,200 toneladas anuales, no serían suficientes para satisfacer el mercado de viruta y además para producir los demás productos de marcas propias de la empresa y de maquila de marcas privadas como trabaja actualmente la empresa. Por lo tanto, la ampliación de la capacidad productiva se vuelve una gran oportunidad para consolidar una mejor posición en el mercado nacional e internacional.

Está por lo tanto, entre las metas de la empresa, aumentar su capacidad de producción de viruta de jabón, pero esto sujeto a que la planta de producción quede en la infraestructura y edificios actuales, y sin un rediseño completo de todo el proceso y los equipos con los que ya se cuenta. Es también política de ellos, que la inversión que se realice se recupere en un período menor a 5 años, y desean aumentar sus capacidades año con año durante el período de evaluación del proyecto que propone este trabajo, como se muestra a continuación:

Año	Producción anual (toneladas de viruta de jabón)	Aumento anual (toneladas de viruta de jabón)	Aumento porcentual a capacidad actual
0 (previo a las mejoras)	2,200	N/A	N/A
1	2,420	220	10%
2	2,640	440	20%
3	3,080	880	40%
4	3,520	1,320	60%
5	3,740	1,540	70%

El crecimiento propuesto sigue una curva de expansión escalonada, lo que permite que la empresa minimice riesgos, optimice recursos y garantice un retorno de inversión sostenido. En términos generales, este crecimiento se puede dividir en dos fases:

- Expansión controlada en los años 1 y 2, crecimiento del 10% y 20%
- Escalamiento agresivo en los años 3, 4 y 5, crecimiento del 40%, 60% y 70%, respectivamente.

En los primeros años, la empresa ajusta sus procesos y evalúa la capacidad de la planta para absorber los cambios. Una vez que los ajustes iniciales han sido probados y optimizados, la empresa puede aprovechar economías de escala. El escalamiento agresivo

en los años 3, 4 y 5 corresponde a una estrategia de consolidación en el mercado, fortaleciendo la presencia de la empresa en el mercado nacional e internacional.

En el primer año, con el aumento del 10% en producción se busca realizar ajustes mínimos en esta, haciendo pruebas piloto con la nueva capacidad instalada. Esto permite verificar la capacidad del mercado para absorber el incremento de oferta sin causar acumulación de inventario. El segundo año se ve con un crecimiento más significativo sin que la planta se sature operativamente. Se prevé que en el tercer año la empresa ya haya estabilizado su producción optimizada y ha identificado oportunidades de mercado. Se espera que la expansión permita acceder a nuevos clientes y mercados, especialmente en exportación. En los años 4 y 5 la empresa ya está capitalizando su inversión. Los costos marginales de producir cada tonelada extra de viruta de jabón serán menores porque: ya se habrán realizado toda la inversión y los cambios en infraestructura y equipos, por lo que se habrán optimizado las líneas de producción y se habrá también expandido la cartera de clientes y exportaciones. Mientras que los primeros años requieren ajustes en infraestructura y ver cómo la empresa absorbe estos cambios, si se hace debidamente en los últimos años se aprovecharán los mismos activos de producción de manera más eficiente, reduciendo costos unitarios y aumentando el margen de ganancia en la viruta de jabón.

En resumen, la combinación de un mercado global en expansión, tendencias positivas en las exportaciones guatemaltecas y la capacidad de innovación de las empresas locales proporciona una base sólida para justificar el crecimiento económico planificado por la empresa en el sector de la saponificación.

III. JUSTIFICACIÓN

La planta de producción de jabón en la que se centra este estudio presenta actualmente una diferencia en la capacidad instalada de sus equipos. Esta situación refleja ineficiencias que no solo afectan la capacidad de producción, sino que también incrementan los costos operativos y limitan la competitividad en un mercado cada vez más exigente. En un contexto económico como el de Guatemala, donde las pequeñas y medianas empresas (PyMEs) tienen una desventaja clara frente a los grandes monopolios, es fundamental que las industrias optimicen sus recursos para maximizar su rendimiento y poder competir en el mercado. Mejorar la eficiencia de la planta no solo permitirá a la empresa aumentar su competitividad en el mercado local, sino que también podría abrir aún más oportunidades para la exportación.

El presente estudio se justifica en la necesidad de implementar mejoras que permitan aumentar la productividad de la planta sin incurrir en altos costos que supondría una reingeniería completa o un rediseño de la planta, lo que obliga a buscar soluciones prácticas. Las propuestas deben enfocarse en mejorar los procesos existentes, utilizando la infraestructura y los recursos ya disponibles, a través de la identificación y corrección de ineficiencias en el flujo de materiales, el uso de energía y los tiempos de operación. Este enfoque permitirá aumentar la capacidad productiva y, al mismo tiempo, reducir los costos operativos sin comprometer la calidad del producto final. Además, al reducir los costos de producción, se pueden ofrecer productos a precios más competitivos, lo que fortalecerá la posición de la empresa frente a sus competidores nacionales e internacionales.

Por lo tanto, el objetivo del presente trabajo de investigación fue proponer mejoras en el proceso actual de producción de viruta de jabón para aumentar la producción y reducir los costos que se tienen sin recurrir a inversiones mayores. Para esto se realizó un esquema del proceso actual de saponificación y un diagnóstico inicial para determinar los puntos críticos que se tienen. Con base en estos puntos críticos se diseñaron propuestas por medio de cálculos en un software simulador. Además de la obtención de los datos técnicos para las propuestas, se realizó una estimación de costos de equipo y otros análisis con el fin de confirmar la viabilidad del proyecto técnica y económicamente.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Proponer mejoras en el proceso de saponificación de una planta de producción de jabón para aumentar la producción y reducir los costos que se tienen.

B. Objetivos específicos

1. Esquematizar el proceso con un *layout* y realizar un diagnóstico inicial determinando flujos, cantidades, tiempos actuales de operación y señalarlos para obtener los puntos críticos que se tienen actualmente.
2. Diseñar propuestas en base a las ineficiencias identificadas y compararlas con el proceso actual.
3. Evaluar las propuestas económicamente haciendo una estimación inicial de la inversión en base a las mejoras propuestas.

V. MARCO TEÓRICO

A. Origen del jabón

Los orígenes de la limpieza personal se remontan a tiempos prehistóricos. Dado que el agua es esencial para la vida, los primeros seres humanos vivían cerca de fuentes de agua y sabían algo sobre sus propiedades de limpieza, pues el agua era capaz de limpiar hasta cierto punto mucha suciedad que podían tener, por ejemplo, en las manos.

Los orígenes del jabón se sitúan tan lejos como en Babilonia en el año 2,800 a.C., en el Antiguo Egipto en el 1500 a.C. o en Fenicia en el año 1600 a.C., y varias civilizaciones se atribuyen esta invención. Su descubrimiento fue accidental, y por lo tanto resulta imposible encontrar la fecha y forma exacta en la que fue descubierto. Una de las historias por las que pudo haber sido descubierto, fue en las cimas de las montañas italianas, donde se ardían fuegos para sacrificios animales, y esto daba lugar a que la lluvia arrastrara una mezcla de su grasa corporal y las cenizas a las bases del monte donde habían ríos y cuerpos de agua, donde estas grasas y cenizas se mezclaban y reaccionaban para formar el jabón, las mujeres y personas que bajaban de las montañas a esas aguas descubrieron que esas aguas mezclaban mejor y con motivo, pues lo que se había formado era jabón a raíz de una reacción de saponificación.

B. Bases de la química de un jabón

Los jabones son sales sódicas o potásicas de ácidos grasos, que resultan de una reacción de saponificación entre un lípido o grasa y una base fuerte soluble en agua, como hidróxido de sodio o hidróxido de potasio. Esta reacción química es el alma de cualquier proceso de producción de jabón a cualquier escala, y los productos son la sal de los ácidos grasos (jabón) y glicerina.

Esta sal de ácidos grasos formada, o el jabón, tiene muchas propiedades importantes. Entre ellas, está la reducción de la tensión superficial o interfacial de las soluciones que las contienen. Es por ello por lo que son considerados como agentes tensoactivos o surfactantes. Esto es gracias tanto a las propiedades hidrofóbicas como hidrofílicas que tiene el jabón, estas le otorgan solubilidad en medios acuosos, pero también la habilidad para disolver grasas y aceites y tener una capacidad limpiadora completa.

C. Química de la reacción de saponificación

La reacción química de saponificación a grandes rasgos es la siguiente:



Ecuación 1. Reacción de saponificación.

Los aceites y grasas que se utilizan en la saponificación para producción de jabón son ésteres de glicerol o triglicéridos. Estos triglicéridos, que son el componente mayoritario de la grasa que se utiliza tienen la fórmula $\text{CH}_2\text{-O-OCR}_1\text{-CH-OCR}_2\text{-CH}_2\text{-O-OCR}_3$, en donde R_1 , R_2 y R_3 son grupos alquilo de cadena larga que pueden ser idénticos o distintos.

D. Materias primas utilizadas para la Saponificación

1. Solución de soda o potasa cáustica

La base utilizada para el proceso de saponificación puede ser constituida por hidróxido de sodio o hidróxido de potasio en solución concentrada, del 40% al 50% en porcentaje másico. La diferencia entre utilizar hidróxido de sodio o de potasio es que el hidróxido de sodio es una base más fuerte que el hidróxido de potasio, y por lo tanto es más adecuado utilizarlo en producciones de jabón en barra, mientras que el hidróxido de potasio es más adecuado utilizarlo en producciones de jabón líquido.

Dado que el proceso evaluado en este trabajo es destinado a la producción de jabón en barra, se hablará sobre la soda cáustica en esta sección. Esta soda cáustica puede ser obtenida a nivel industrial en forma pulverizada, en escamas o en solución concentrada a las concentraciones que ya se mencionó. Es preferible obtener la solución ya preparada, ya que el fabricarla implica un costo adicional para un reactor con agitación para homogenización, el cual estaría expuesto a grandes niveles de corrosión siempre. Además, que la soda cáustica es un compuesto químico altamente tóxico y dañino, y habría que tener personal altamente capacitado para su manejo y el de la reacción altamente exotérmica que genera su disolución en agua.

En la empresa que se evalúa en este trabajo, se recibe la solución de soda cáustica en porcentaje masa/masa de alrededor del 49%. Esta concentración es determinada en el laboratorio de control de la calidad de la planta por medio de una titulación ácido-base con una solución de ácido clorhídrico en una muestra de la soda cáustica recibida.

2. Grasas y aceites

Vale la pena mencionar que la diferencia entre una grasa y un aceite es que la segunda es una grasa que es líquida en condiciones estándar del ambiente donde se encuentra. Las grasas y los aceites utilizados en la saponificación para la producción de jabón pueden ser de origen animal o vegetal. Lo que tienen en común, es que todos tienen composiciones de triglicéridos, la cual es dependiente del origen de cada uno y las combinaciones individuales de cada ácido graso que tengan. En una molécula de triglicérido, tres ácidos grasos están unidos a una molécula de glicerol como en la siguiente Figura:

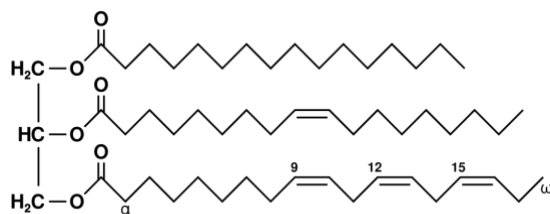


Figura 1. Molécula de triglicérido.

Las moléculas de ácido graso y su combinación son las grasas y aceites que se utilizan para fabricar el jabón. Son ácidos débiles compuestos por un grupo carboxilo en un extremo y una cadena de hidrocarburos enlazada a este grupo carboxílico del ácido. Los ácidos grasos pueden ser saturados o insaturados. Los ácidos grasos insaturados, como su nombre lo indican, tienen una menor cantidad de átomos de hidrógeno que los ácidos grasos saturados, porque hay una mayor presencia de insaturaciones o enlaces dobles carbono-carbono en su cadena. También tienen menores puntos de fusión y son más propensos a la oxidación que los ácidos grasos saturados con el mismo número de átomos de carbono.

Las propiedades del producto final que se obtenga dependen en gran medida de la composición de la grasa que se vaya a saponificar. Existe evidencia que las grasas con cadenas de carbono que son menores a 12 átomos no son deseables porque las sales resultantes son irritantes para la piel, mientras que las grasas con cadenas mayores a 18 átomos presentan problemas porque los jabones resultantes presentan baja solubilidad en agua. Además, la combinación de ácidos grasos y el número de carbonos dictarán las características del jabón, como su cantidad de espuma, suavidad, entre otras.

Los ácidos grasos obtenidos y purificados de procesos de refinación de aceites pueden ser también convertidos en jabón, por medio de un método de *neutralización* de ácidos grasos. Si bien es una ruta posible de fabricación de jabón a nivel industrial, la ruta más utilizada es la saponificación ya descrita.

Dado a la alta accesibilidad en Guatemala, en la empresa evaluada en este trabajo se trabaja con aceites derivados de la pulpa y semilla de la palma africana, específicamente con una mezcla que contiene 90% en porcentaje másico de estearina de palma y 10% en porcentaje másico de aceite de palmiste, ambos aceites ya entran refinados, blanqueados y desodorizados por el proveedor.

La estearina de palma es una fracción sólida del aceite de palma, que se obtiene mediante un proceso de fraccionamiento. Es rica en ácidos grasos saturados, principalmente ácido palmítico (C16:0) y ácido esteárico (C18:0), lo que le confiere su solidez a temperatura ambiente. La alta concentración de ácidos grasos saturados en la estearina de palma da como resultado jabones más duros y duraderos.

El aceite de palmiste se extrae del núcleo o semilla del fruto de la palma, a diferencia del aceite de palma que proviene de la pulpa. El aceite de palmiste tiene una composición

diferente a la de la estearina de palma, ya que es rico en ácidos grasos saturados de cadena corta y media, especialmente el ácido láurico (C12:0) y ácido mirístico (C14:0). Al usarse en producciones de jabón, el aceite de palmiste genera una espuma abundante y estable. Es por eso por lo que es ampliamente utilizado en la industria del jabón, de detergentes y productos de limpieza.

E. Saponificación a nivel industrial

Existen distintos métodos para una producción industrial de jabón, algunos se describen seguidamente:

1. Proceso en caliente

Es el más utilizado a nivel industrial y el que se utiliza en la industria a evaluar. Las grasas y aceites descritos se mezclan con la solución alcalina de hidróxido de sodio y agua en un reactor, donde son continuamente agitados a temperaturas de 90 a 100°C para que se lleve a cabo la saponificación. Se agregan otros aditivos en muy pequeña proporción como BHT (butilhidroxitolueno), un agente antioxidante de grasas y aceites, y también EDTA y Chelatron, agentes quelantes que evitan que iones metálicos interfieran con la reacción de saponificación. También se agrega una solución de salmuera. Posterior a la reacción, se debe dar una purificación o refinado, separando el jabón formado de la glicerina y retirarle contenido acuoso por medio de un secado, lo que dará propiedades más adecuadas para un producto final. Vale la pena recalcar que a lo largo de todo el proceso se llevan análisis de humedad del jabón y de alcalinidad libre, para ver la cantidad de hidróxido de sodio inerte en la reacción. Y después de la purificación, aún hacen falta las etapas del proceso como la molienda y mezclado con las fragancias y aditivos, para obtener ya el producto final. El producto de saponificación únicamente es la sal o jabón “crudo”, sin aromas ni otras propiedades físicas atractivas de un producto final.

Los reactores por lotes se caracterizan por ser alimentados todos los reactivos al inicio de la producción, y luego se permite que la reacción química se desarrolle. Es muy importante que se monitoreen y mantengan las condiciones de operación, ya que estas son de vital importancia en el desarrollo del proceso y parámetros de calidad del producto final.

2. Proceso continuo

En este método, que es más moderno y eficiente, la saponificación se lleva a cabo en reactores continuos. Las grasas y aceites fluyen continuamente hacia el reactor junto con la solución alcalina. Este proceso presenta ventajas como una producción mucho más rápida y eficiente y disminución de mano de obra dado que debe ser mucho más automatizado, sin embargo, el diseño e instalación son mucho más complejos y costosos.

Los reactores continuos funcionan cuando la reacción química alcanza el equilibrio deseado, al mismo tiempo se libera y permite la extracción y recolección constante de productos. Este tipo de reactor necesita de un control de variables y procesos muy exhaustivo y detallado, ya que debe mantener las condiciones para cumplir con los altos estándares del

producto terminado. Media vez no haya cambios abruptos en el sistema, estos equipos ya son fáciles y sencillos de controlar.

3. *Proceso de fusión (“Melt and pour”)*

Este es el proceso menos común a nivel industrial, y es más común en producciones artesanales o caseras. Consiste en la obtención de bases de jabón previamente saponificadas y únicamente hace falta agregar los demás compuestos para obtener el producto final deseado.



Figura 2. Orígenes de la producción de jabón.

F. Equipos utilizados en una planta de saponificación

En una planta industrial de saponificación, se emplean varios equipos para llevar a cabo el proceso de producción de jabón de manera eficiente y en grandes volúmenes. A continuación, se describen los principales y más relevantes para el presente trabajo:

1. Tanques para almacenamiento y dosificación de materias primas

Son necesarios para almacenar las materias primas: la mezcla de aceites y la solución de soda cáustica. Se usan en conjunto con bombas y tuberías para dosificar las cantidades exactas de cada materia prima para el lote que se está trabajando.

2. Reactor de saponificación

El reactor es el equipo central donde se lleva a cabo la reacción de saponificación. Este reactor debe estar cuidadosa y debidamente está diseñado para soportar las características y condiciones de la reacción de saponificación, y tomar en cuenta además características como volumen y agitación.



Figura 3. Reactor de saponificación.

3. Agitadores dentro de tanques y reactor

Los agitadores son útiles dentro de tanques para asegurar homogeneidad y movimiento del producto. Es útil en el tanque de aceites para asegurar que este no llegue a solidificarse, y asegura esto junto con un calentamiento en la camisa de este. Es crucial en el reactor de saponificación.

4. Planta y equipo para secado

Después de la saponificación, el jabón tiene un contenido en exceso agua que es necesario eliminar para producir un producto final con características adecuadas. En este caso, se utiliza un secado en un intercambiador de calor, y luego un secado final por atomización utilizando vacío y calor, donde se seca el jabón pulverizado hacia las paredes para ser raspado y obtenido en la parte inferior, donde sigue a su extrusión.

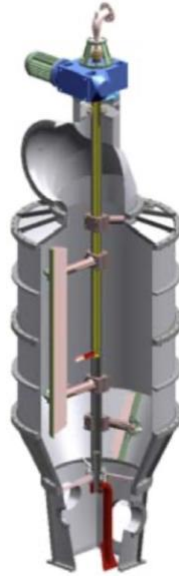


Figura 4. Atomizador.

5. Intercambiador de calor

El intercambiador puede llegar a jugar un papel muy clave en el secado del jabón saponificado. Puede ayudar a precalentar el jabón para el secado o retirar contenido de humedad previo su entrada al secado, recurriendo a una alternativa de menor costo para hacer el secado.

Existen distintos tipos de intercambiadores de calor en la industria. Los dos principales son los intercambiadores de calor de tubo y coraza y los intercambiadores de calor de placas. El intercambiador de calor de tubos y coraza, el cual es utilizado en la empresa que se centra este trabajo, consiste en un haz de tubos dentro de una carcasa o coraza. Un fluido circula dentro de los tubos y el otro fluido fluye a través de la coraza, alrededor de los tubos. El intercambiador de calor de placas está compuesto por múltiples placas delgadas colocadas una encima de otra, creando canales estrechos por donde circulan los fluidos.

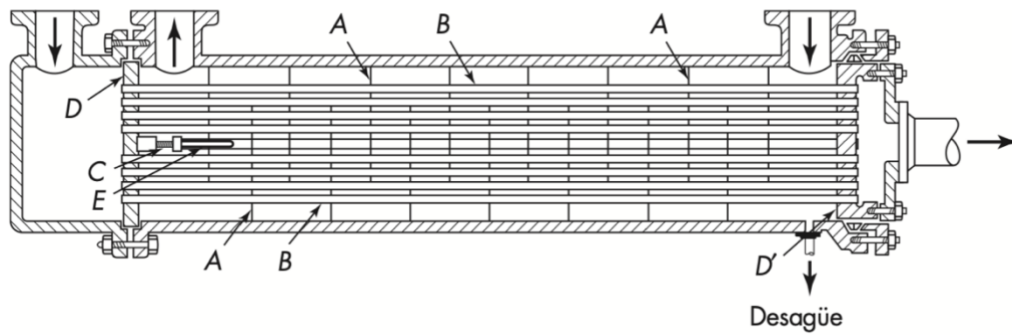


Figura 5. Intercambiador de calor de tubos y coraza: A, placas deflectoras; B, tubos; C, varillas guía; D, placas tubulares; E, tubos espaciadores.

El método de Kern es un procedimiento utilizado para el diseño de intercambiadores de calor de coraza y tubos. Este método se basa en datos experimentales obtenidos de intercambiadores en operación, y proporciona una aproximación rápida para dimensionar estos equipos en procesos industriales. Es con este método por el que se analizó el intercambiador de calor en este estudio.

6. *Extrusora*

Después del secado, el jabón es extruido para homogenizarlo y darle la forma deseada de viruta con navajas que son accionadas por el tornillo de la extrusora. Esta forma de viruta o “*soap noodles*” facilitan la posterior molienda y mezclado con los demás aditivos para el producto final.



Figura 6. Extrusora de tornillo doble.

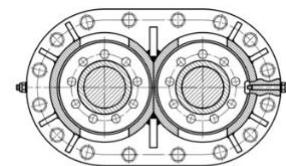


Figura 7. Esquema de tornillo doble de extrusora.

7. *Caldera*

La caldera genera energía térmica en forma de vapor, que es necesaria y distribuida para muchos procesos de la planta de saponificación. En los tanques o reactores de saponificación, los aceites, grasas y la solución alcalina deben ser calentados para acelerar la reacción de saponificación. El calentamiento se logra mediante camisas que rodean los tanques, por donde se hace circular vapor generado por la caldera. En el intercambiador de calor, el fluido que circula por los tubos del este es vapor generado por la caldera, destinado a precalentar o hacer un secado previo a la atomización. En el secado por atomización, el jabón se seca rápidamente en una cámara mediante el contacto con aire caliente. En este proceso, el aire caliente proviene del vapor generado en la caldera. En definitiva, la caldera es crucial para mantener el control térmico en los diferentes procesos de producción y garantizar la eficiencia y calidad del producto final en una planta de saponificación.



Figura 8. Caldera pirotubular.

8. *Torre de enfriamiento y enfriadores (chillers)*

Dado que la mayoría de equipos funciona a muy altas temperaturas en el proceso, es necesario darles enfriamiento y refrigeración, y este es el motivo por el cual se incluye la torre de enfriamiento y *chillers*. La torre de enfriamiento funciona con el agua proveniente de un condensador barométrico que está conectado al atomizador de la planta de secado.

9. *Condensador barométrico*

Su función principal es enfriar y condensar el vapor de agua proveniente del atomizador. Es un tipo de condensador de contacto directo que opera mediante el uso de agua fría para enfriar y condensar el vapor, todo en una torre o columna.

10. Bombas

Necesarias para trasegar y trasladar el jabón de una etapa del proceso a otra, dada a las altas viscosidades que pueda llegar a tener el jabón las bombas deben ser escogidas muy adecuadamente.

Las bombas de lóbulos son un tipo de bomba de desplazamiento positivo que se utiliza comúnmente en industrias donde se necesitan transportar productos viscosos. Desplazan el producto mediante la rotación de dos lóbulos (similares a engranajes o rotores), que giran en direcciones opuestas dentro de una carcasa. Estos movimientos crean cavidades que atrapan y desplazan el fluido desde la entrada hacia la salida. Funcionan eficientemente con líquidos de alta viscosidad (como cremas, jarabes o pastas, o en este caso, jabón proveniente de saponificación) debido a su mecanismo de desplazamiento positivo.

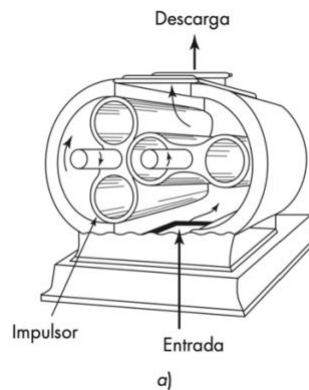


Figura 9. Esquema de boba de lóbulos.

Las bombas centrífugas son uno de los tipos de bombas más utilizados en aplicaciones industriales y domésticas debido a su simplicidad, eficiencia y capacidad para manejar grandes caudales de líquido. Operan utilizando un impulsor que gira rápidamente dentro de una carcasa. Cuando el impulsor gira, el líquido entra en el centro (la succión) y es lanzado hacia afuera a través de la fuerza centrífuga, lo que aumenta su velocidad y presión antes de ser expulsado a través de la salida de la bomba (descarga).

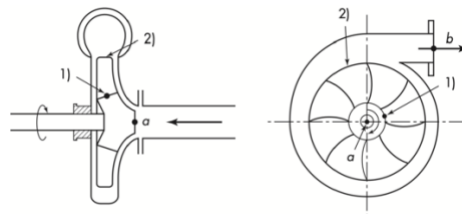


Figura 10. Esquema de bomba centrífuga.

Las bombas de lóbulos y centrífugas son los tipos de bomba utilizados en una planta de saponificación.

11. Reactor de saponificación

El reactor es el equipo central donde se lleva a cabo la reacción de saponificación. Este reactor debe estar cuidadosa y debidamente está diseñado para soportar las características y condiciones de la reacción de saponificación, y tomar en cuenta además características como volumen y agitación.

G. Definición de reactor químico

Un reactor químico es una unidad procesadora diseñada para que en su interior se lleve a cabo una o varias reacciones químicas, y es diseñado para maximizar la conversión del producto deseado y la selectividad de la reacción para reducir su costo a lo mínimo posible.

Dicha unidad procesadora está constituida por un recipiente cerrado que cuenta con líneas de alimentación y descarga para sustancias químicas. Su función principal es asegurar el contacto correcto de los reactivos en el interior del tanque para conseguir la extensión deseada de la reacción permitiendo las condiciones adecuadas de presión, temperatura y composición de modo que la reacción tenga lugar en el grado y la velocidad deseada, y atendiendo a los aspectos termodinámicos y cinéticos de esta.

Generalmente se desea conocer el volumen y tipo del reactor, así como las dimensiones y el tipo de operación.

H. Ingeniería de las reacciones químicas y diseño de reactores

Los procesos químicos industriales son diseñados para obtener de manera económica un producto a partir de diversos reactivos que son sometidos a diferentes tratamientos físicos para poder reaccionar químicamente. Los productos deben someterse a nuevos tratamientos físicos, para separar y purificar hasta obtener el producto deseado. Frecuentemente, la etapa de tratamiento químico es la parte medular del proceso y la que hace que el proceso sea imposible o resulte muy económicamente rentable.

En el diseño de reactores se utiliza la información, el conocimiento y la experiencia de varios de los campos de la Ingeniería Química: mecánica de fluidos, transferencia de calor, termodinámica química, transferencia de masa, cinética química y economía. La ingeniería de las reacciones químicas es la síntesis de todos esos factores con el propósito de diseñar el mejor reactor químico.

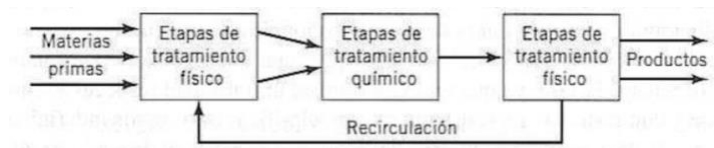


Figura 11. Esquema de un proceso típico.

I. Velocidad de reacción

La velocidad de reacción se refiere a la tasa de cambio de concentración de una especie química con respecto al tiempo en una reacción química. Las velocidades de reacción pueden variar dependiendo de la estequiometría, las condiciones y los mecanismos específicos de la reacción.

J. Sistema

Un sistema es simplemente una zona específica o total de un proceso a estudiar, es decir, es la zona de estudio en el problema o proyecto que se está trabajando. Es indispensable dominar el concepto de qué es un sistema, ya que a partir de este se puede realizar el balance de masa.

1. Sistema abierto

Un sistema abierto es aquel que permite el libre intercambio de materia y energía entre su interior y el entorno que lo rodea sin impedimento al flujo de estos.



Figura 12. Sistema abierto.

2. Sistema cerrado

Un sistema cerrado es aquel en el que la masa no atraviesa la frontera, es decir, no hay un flujo de materia hacia adentro o hacia afuera del sistema. Los sistemas cerrados, incluyen aquellos casos en los que el sistema puede intercambiar energía con los alrededores.



Figura 13. Sistema cerrado.

K. Balance de masa

El balance de masa se basa en la ley de la conservación de la masa: “la materia no se crea ni se destruye, sólo se transforma”. Aplicado al contexto de un reactor químico, toda la masa que entra a un sistema sale o se acumula, según el tipo de sistema que se tenga. Los balances de masa son de lo más importante, ya que permiten analizar y describir todo lo que sucede en un proceso químico industrial, tomando en cuenta concentraciones, cantidades, temperaturas y características de este.

L. Balance de energía

El balance de energía es una relación entre la energía que entra y sale de un sistema, o dicho de otra forma, de los cambios energéticos de un sistema. La aplicación del balance de energía es muy importante para entender a profundidad los procesos y transformaciones físicas y químicas en distintas áreas de la industria. El balance de energía se basa en entalpía, energía interna, trabajo y entropía para describir estos cambios de energía. Es una contabilidad de los aportes y del consumo de energía de cada parte individual de un proceso a estudiar.

M. Optimización de recursos en un proceso químico industrial

La optimización de procesos en la producción de jabón es clave para reducir costos y aumentar la eficiencia, lo que tiene un impacto directo en la competitividad de la empresa. Implementar mejoras en áreas críticas disminuye significativamente los costos operativos. Por ejemplo, optimizar la transferencia de calor o mejorar la eficiencia de los reactores de saponificación permite aumentar la producción sin necesidad de una reingeniería costosa. Al reducir el desperdicio de recursos y minimizar el consumo energético, las plantas pueden ofrecer productos a precios más competitivos, mejorar sus márgenes de ganancia y contribuir a la sostenibilidad a largo plazo.

N. Estimación de la inversión

La estimación de inversión es crucial para cualquier proyecto industrial, ya que permite conocer de antemano los recursos financieros necesarios para implementar mejoras propuestas. Una estimación inicial de la inversión permite a la empresa justificar el valor del desembolso. Además, conocer el costo real de las inversiones facilita la planificación financiera a largo plazo y asegura que los recursos sean utilizados de manera eficiente para maximizar los beneficios operativos.

O. Valor Actual Neto

El valor actual neto (VAN) es el método más conocido, mejor y más generalmente aceptado por los evaluadores de proyectos. Mide el excedente resultante después de obtener

la rentabilidad deseada o exigida y después de recuperar toda la inversión. Para ello, calcula el valor actual de todos los flujos futuros de caja, proyectados a partir del primer periodo de operación, y le resta la inversión total expresada en el momento 0 (Sapag Chain, 2011).

Si el resultado es mayor que 0, mostrará cuánto se gana con el proyecto, después de recuperar la inversión, por sobre la tasa de retorno que se exigía al proyecto; si el resultado es igual a 0, indica que el proyecto reporta exactamente la tasa que se quería obtener después de recuperar el capital invertido; y si el resultado es negativo, muestra el monto que falta para ganar la tasa que se deseaba obtener después de recuperada la inversión. Cuando el VAN es negativo, el proyecto puede tener una alta rentabilidad, pero será inferior a la exigida. En algunos casos, como se explicará más adelante, el VAN negativo puede incluso indicar que, además de que no se obtiene rentabilidad, parte o toda la inversión no se recupera (Sapag Chain, 2011).

P. Tasa Interna de Retorno

Un segundo criterio de evaluación lo constituye la tasa interna de retorno (TIR), que mide la rentabilidad como porcentaje.

La TIR tiene cada vez menos aceptación como criterio de evaluación, por cuatro razones principales:

1. Entrega un resultado que conduce a la misma regla de decisión que la obtenida con el VAN.
2. No sirve para comparar proyectos, por cuanto una TIR mayor no es mejor que una menor, ya que la conveniencia se mide en función de la cuantía de la inversión realizada.
3. Cuando hay cambios de signos en el flujo de caja, por ejemplo, por una alta inversión durante la operación, pueden encontrarse tantas TIR como cambios de signo se observen en el flujo de caja.
4. No sirve en los proyectos de desinversión, ya que la TIR muestra la tasa que hace equivalentes los flujos actualizados negativos con los positivos, sin discriminar cuál es de costo y cuál es de beneficio para el inversionista, por lo que siempre es positiva.

La TIR se calcula muy fácilmente en una planilla electrónica, como Excel, donde se usa la opción Insertar función, del menú Fórmulas, se selecciona Financieras en la Categoría de la función y se elige TIR en el Nombre de la función (Sapag Chain, 2011).

En un flujo de inversión (egreso inicial y flujos positivos a futuro), pueden darse varias situaciones en la relación del VAN con la TIR (Sapag Chain, 2011):

VAN > 0 y TIR > 0	La rentabilidad es superior a la exigida después de recuperar toda la inversión.
VAN = 0 y TIR > 0	La rentabilidad es igual a la exigida después de recuperar toda la inversión.
VAN < 0 y TIR > 0	La rentabilidad es inferior a la exigida después de recuperar toda la inversión.
VAN < 0 y TIR = 0	La rentabilidad es 0, pero se recupera toda la inversión.
VAN < 0 y TIR < 0	La rentabilidad es 0 y no se recupera toda o parte de la inversión.

Q. Período de Recuperación de la Inversión

El periodo de recuperación de la inversión (PRI) es el tercer criterio más usado para evaluar un proyecto y tiene por objeto medir en cuánto tiempo se recupera la inversión, incluyendo el costo de capital involucrado.

Una parte del flujo va a pagar la rentabilidad deseada y otra va a recuperar la inversión. Para determinar en cuánto tiempo se recupera la inversión, solo se debe considerar la última columna.

La importancia de este indicador es que complementa la información, muchas veces oculta por el supuesto de que, si el flujo no alcanza, “se adeuda” tanto del VAN como de la TIR.

VI. METODOLOGÍA

A. *Software*

- Microsoft Excel

Para llegar a resolver el problema planteado y la obtención de los objetivos tanto específicos como generales, es necesario llevar a cabo el siguiente procedimiento de trabajo.

Para alcanzar los objetivos específicos del trabajo, será necesario seguir un enfoque sistemático que combine la recopilación de datos, el análisis técnico y la evaluación económica.

- **Diagnóstico inicial:** Obtener una visión clara del proceso actual mediante un croquis o *layout* y análisis de flujos que se manejan actualmente en la planta.
- **Identificación de ineficiencias:** Analizar puntos críticos y cuellos de botella en el proceso, identificar tiempos muertos, tiempos que el equipo pasa apagado.
- **Propuestas de mejora:** Diseñar soluciones técnicas que reduzcan las ineficiencias causadas por los puntos críticos.
- **Evaluación económica:** Realizar un análisis financiero para determinar la viabilidad y rentabilidad de las mejoras propuestas en un plazo considerable.

B. *Esquematizar el proceso con un croquis y realizar un diagnóstico inicial de la planta de saponificación.*

1. **Recopilación de información del proceso actual:** Conseguir por medio de balance de masa y energía todos los datos de la operación actual: presiones y temperaturas, flujos hacia el reactor y de los otros equipos, cantidades de materia prima, tamaño del motor de todos los equipos de consumo eléctrico y capacidades (volumen) de reactores y tanques, capacidad instalada de los equipos y determinar la capacidad que se está trabajando actualmente, los tiempos de operación, y las cantidades de materia prima y productos.

- a. Para todos los cálculos, se utilizará de base de cálculo un lote de viruta de jabón producido en la empresa.
- b. Se deben separar todas las operaciones unitarias utilizadas en el proceso: traslado de materias primas al reactor, la reacción general de saponificación, el trasiego y alimentación a la planta de secado, el intercambio de calor, el secado por atomización y por último la extrusión.
- c. Identificar cada equipo y flujo que haya en cada etapa, cantidades de materia que fluyen, el tiempo que toman, el tiempo que trabaja el motor que acciona la bomba que alimenta el reactor con cada materia prima y calcular el consumo energético de cada uno. Este consumo es clave para identificar los puntos críticos.

- d.* Para el reactor, se partió de los flujos entrantes, salientes y las concentraciones de reactivos iniciales y finales para hacer un diseño a partir de ecuaciones y metodologías explicadas por Octave Levenspiel en su libro Ingeniería de las Reacciones Químicas, donde explica y da ecuaciones para el diseño y caracterización de reactores agitados en estado estacionario. Se diseñó un reactor para las capacidades actuales y se comparó con el que se tiene y los factores que pueden afectar.
 - e.* Para el traslado del producto saponificado al tanque de almacenamiento previo al secado, se calcula el consumo energético que tiene la bomba que hace el trabajo por el tiempo que le toma trasladar el producto. Se hace el mismo procedimiento para la alimentación del jabón a la planta de secado, la cual está constituida por un intercambiador de calor y un atomizador.
 - f.* El intercambiador de calor se calcula por el método de Kern, el cual está descrito en el libro de Towler y Sinnott de Diseño en Ingeniería Química, será explicado a detalle más adelante. Se evaluarán parámetros del intercambiador de calor actual con el que se trabaja en la empresa, y en base a ese se hará una nueva propuesta.
2. ***Mapeo del proceso:*** Utilizar software para realizar un layout y croquis de la planta actual. Se utilizó AutoCAD por Autodesk y el simulador SuperPro Designer por Intelligen, Inc.
 3. ***Análisis de flujos y tiempos de operación:*** Analizar toda la información recopilada y parámetros calculados en el primer paso los tiempos de cada etapa del proceso (reacción, secado, extrusión, etc.) y el flujo de las materias primas y productos intermedios.
 4. ***Identificación de puntos críticos:*** Detectar ineficiencias o cuellos de botella, como tiempos muertos, sobrecargas en ciertos equipos o desperdicios de materiales. (Para este paso, no sé como explicar que los tiempos muertos son el gran cuello de botella, pero eso se ve más estando en la planta y viéndola que lo que puedo ejemplificar acá).
- C. Diseñar propuestas en base a las ineficiencias identificadas y compararlas con el proceso actual.***

Con base en las eficiencias que se identificaron, se centrará en el análisis y nuevas propuestas para el intercambiador de calor y el reactor actual.

Como ya se mencionó, se hizo un análisis del funcionamiento del intercambiador de calor actual con ayuda del método de Kern, descrito en el libro de Diseño en Ingeniería Química por Towler y Sinnott. Es un método basado en trabajo experimental con intercambiadores de calor de tubos y coraza en funcionamiento en la industria y se describe a continuación:

1. Método de Kern

- a. Calcular del área de flujo cruzado A_s para el arreglo hipotético de tubos en el ecuador de la coraza por medio de la ecuación:

Ecuación 2. Área de flujo cruzado para arreglo de tubo en la coraza del intercambiador de calor.

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)D_s l_B}{p_t}$$

Donde:

p_t es el tube pitch, o la distancia entre tubos

d_o es el diámetro externo de los tubos

D_s es el diámetro interno de la coraza

l_B es el “*baffle spacing*” o espacio entre deflectores en el intercambiador de calor

- b. Calcular la velocidad másica del fluido en la carcasa G_s y la velocidad lineal u_s

$$G_s = \frac{W_s}{A_s}$$

$$u_s = \frac{G_s}{\rho}$$

Ecuación 3. Velocidad másica del fluido en la carcasa.

Ecuación 4. Velocidad másica del fluido en la carcasa.

Donde:

W_s es el flujo másico del fluido en la coraza (jabón)

ρ es la densidad del fluido en la coraza (jabón)

- c. Calcular el diámetro equivalente del lado de la coraza (diámetro hidráulico) con la siguiente ecuación:

Ecuación 5. Diámetro equivalente del lado de la coraza.

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{p_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1.27}{d_o} (p_t^2 - 0.785 d_o^2)$$

Esta ecuación permite calcular el diámetro equivalente para arreglos cuadrados, como el intercambiador que se tiene en operación en la empresa.

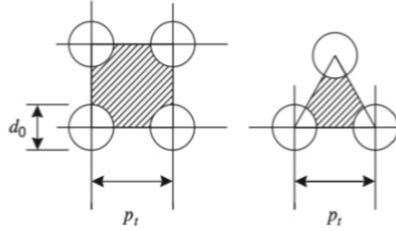


Figura 14. Diámetro equivalente y perímetro mojado para arreglos de tubos diferentes.

d. Calcular el número de Reynolds del lado de la coraza con la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{G_s d_e}{\mu} = \frac{u_s d_e \rho}{\mu}$$

Ecuación 6. Número de Reynolds para el fluido del lado de la coraza.

Donde:

μ es la viscosidad del fluido, el jabón.

e. Para el valor de Reynolds calculado, obtener el valor de j_H , el factor de transferencia de calor de la Figura 19.29 del libro para el arreglo de deflectores seleccionados y arreglo de tubos y calcular el coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa h_s con la siguiente ecuación:

$$\text{Nu} = \frac{h_s d_e}{k_f} = j_H \text{RePr}^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14}$$

Ecuación 7. Factor de transferencia de calor.

Donde:

h_s es el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza

Nu es el número de Nusselt

k_f es la conductividad térmica del jabón

μ_W es la viscosidad del agua a la temperatura y presión de operación

j_H es el factor de transferencia de calor

Pr es el número de Prandtl

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k}$$

Ecuación 8. Número de Prandtl.

c_p es el calor específico del jabón

μ_W es la conductividad térmica del jabón

- f. Para el valor de Reynolds calculado del lado de la coraza, leer el factor de fricción de la Figura 19.30 del libro y calcular la caída de presión del lado de la coraza con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Ecuación 9. Caída de presión del lado de la coraza.

Donde:

L es el largo de los tubos

l_B es el "baffle spacing" o espacio entre deflectores

L/l_B es el número de veces que el flujo pasa a través del arreglo de tubos

Con los valores obtenidos de caída de presión y el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza, se puede hacer un buen análisis de cómo funciona este intercambiador de calor.

2. Metodología para el cálculo del reactor

La metodología para el diseño del reactor se basó en las ecuaciones en el libro Ingeniería de las Reacciones Químicas, de Octave Levenspiel, específicamente en el capítulo 5, titulado Reacciones ideales para una sola reacción, en la sección 5.2, Reactores de tanque agitado en estado estacionario. Las ecuaciones que se utilizan son las siguientes:

Para reacciones de segundo orden, como lo es la saponificación:

$$k\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A^2}$$

Ecuación 10. Ecuación para reacciones bimoleculares de segundo orden.

Ecuación 14a del capítulo 5 del libro de Levenspiel.

Donde:

k es la constante cinética de la reacción, que se encuentra en estudios realizados

τ es el tiempo espacial o el tiempo de residencia

C_A y C_{A0} es la conductividad térmica del jabón son las concentraciones finales e iniciales de uno de los reactivos, respectivamente.

El volumen efectivo del reactor es luego calculado multiplicando el valor de τ por el flujo volumétrico base que ingresará al reactor, y el volumen de diseño es calculado posteriormente multiplicando el valor del volumen efectivo por el 120%.

Se realizó el análisis del intercambiador de calor con las condiciones actuales y dado a los resultados que se obtuvieron se realizó otro diseño con el fin de proponerlo como mejora, de igual manera con el volumen del reactor de saponificación.

D. Evaluación económica de las propuestas

Se obtuvieron los precios estimados de las Tabla 9-50 del Manual del Ingeniero Químico de Perry, el cual compara y da un precio comparado con una capacidad estándar para varios equipos. El valor se corrigió con la capacidad requerida del equipo calculado, también se utilizó un valor de índice de Marshall del presente año para reajustar el valor a la actualidad, y también se hizo una corrección para tener el equipo hecho de los materiales requeridos y de más alta calidad, todo con las tablas del capítulo 9 del Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Los precios estimados del equipo que da el Manual del Ingeniero Químico de Perry están dados en valor FOB, para calcular los valores estimados de CIF, aranceles e impuestos y el flete interno en Guatemala, se utilizaron valores estándar de estimación, descritos a continuación:

Índice de Marshall 2024	Flete internacional	Seguro	Flete interno	IVA	Arancel
1630	4% de precio FOB	3% de precio FOB	1% del total	12%	10%
Instalación de equipo	Tuberías y accesorios	Instalaciones eléctricas	Otros instrumentos	Porcentaje sobre el total	Tipo de cambio (\$1.00)
41%	34%	13%	13%	101%	Q7.80

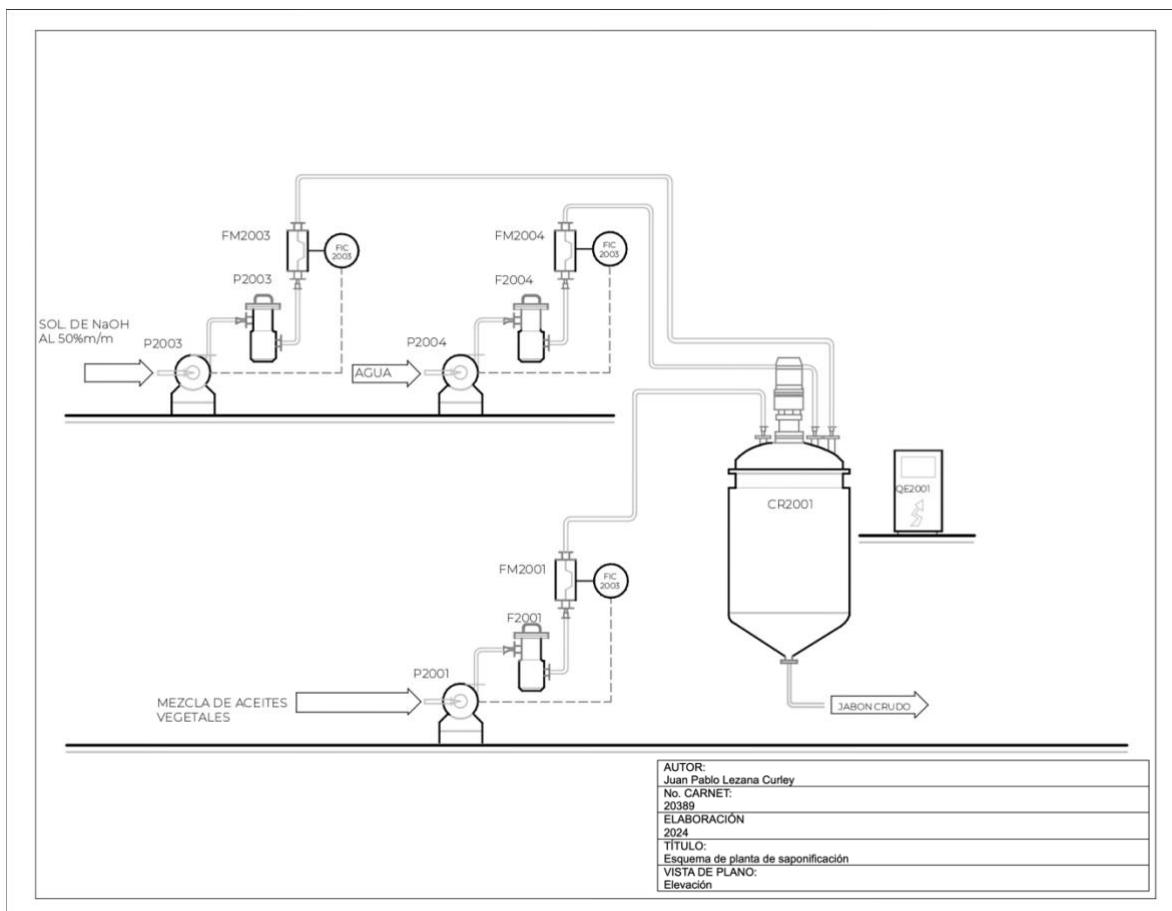
(Perry, Green, & Southard, 2019)

1. Calcular el aumento en la producción que se tendría con las propuestas al año con base en las metas que planteó la empresa, y calcular el ingreso adicional que se tendría por ese aumento en capacidad.
2. Calcular los egresos y la depreciación y el valor de todos los gastos.
3. Obtener la utilidad bruta y sobre ella calcular el valor de impuesto sobre la renta.
4. Obtener la utilidad neta para los 5 años de plazo del proyecto que se propone en este trabajo.
5. Calcular el Valor Actual Neto, la Tasa Interna de Retorno y el Período de recuperación de Inversión con el software.
6. Calcular nuevamente la utilidad neta y los parámetros de evaluación de proyecto tomando en cuenta si se tuviera que pagar un interés por financiamiento en el valor de la inversión del 1

VII. RESULTADOS

A. Diagnóstico inicial e identificación de puntos críticos

Figura 15. Esquema inicial de la planta de saponificación.

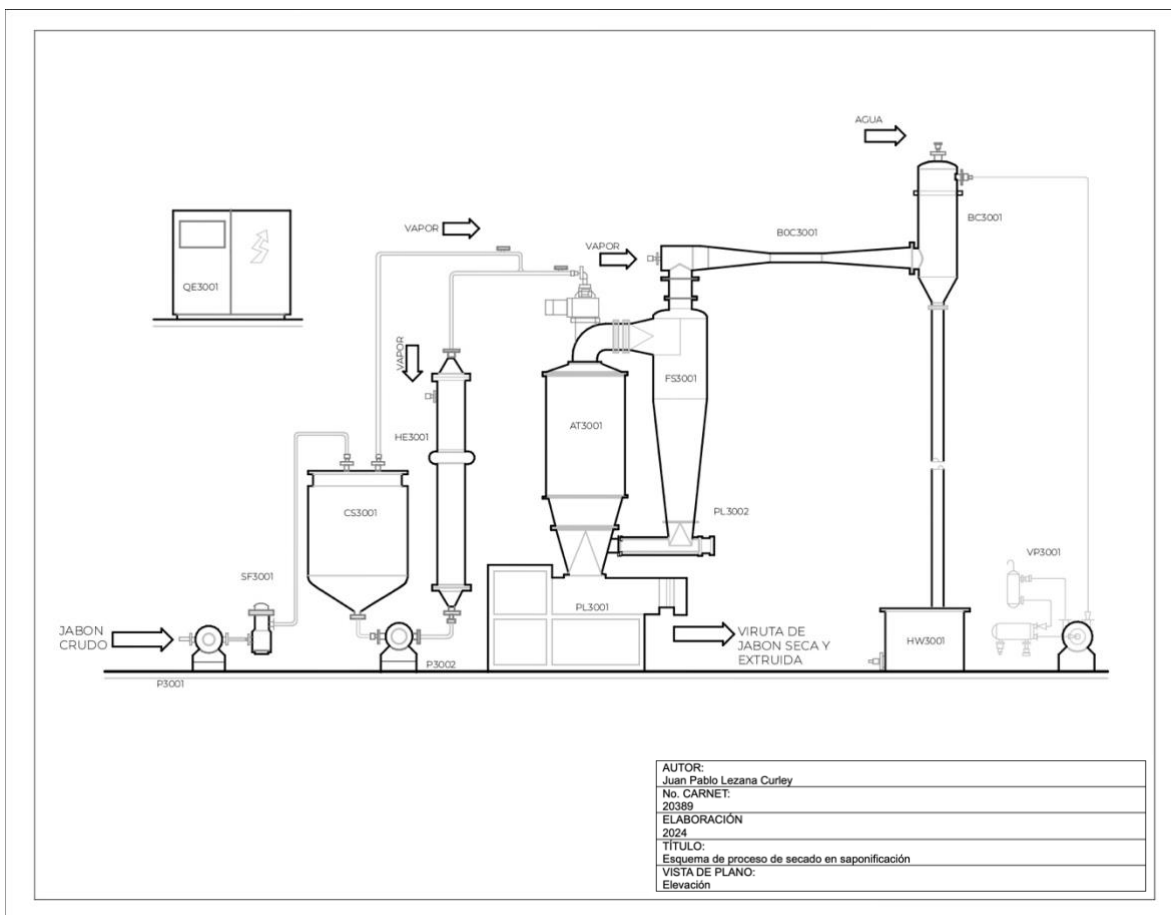


Fuente: Elaboración propia

Tabla 1. Listado de equipos en la planta de saponificación.

Identificador	Equipo
F2001	Filtro para grasas y aceites
P2001	Bomba de alimentación de mezcla de aceites vegetales
F2003	Filtro para la solución de soda cáustica
P2003	Bomba de alimentación de la solución de soda cáustica
F2004	Filtro de agua
P2004	Bomba de alimentación de agua
CR2001	Reactor de saponificación
QE2001	Panel de control eléctrico

Figura 16. Esquema inicial de la planta de secado.

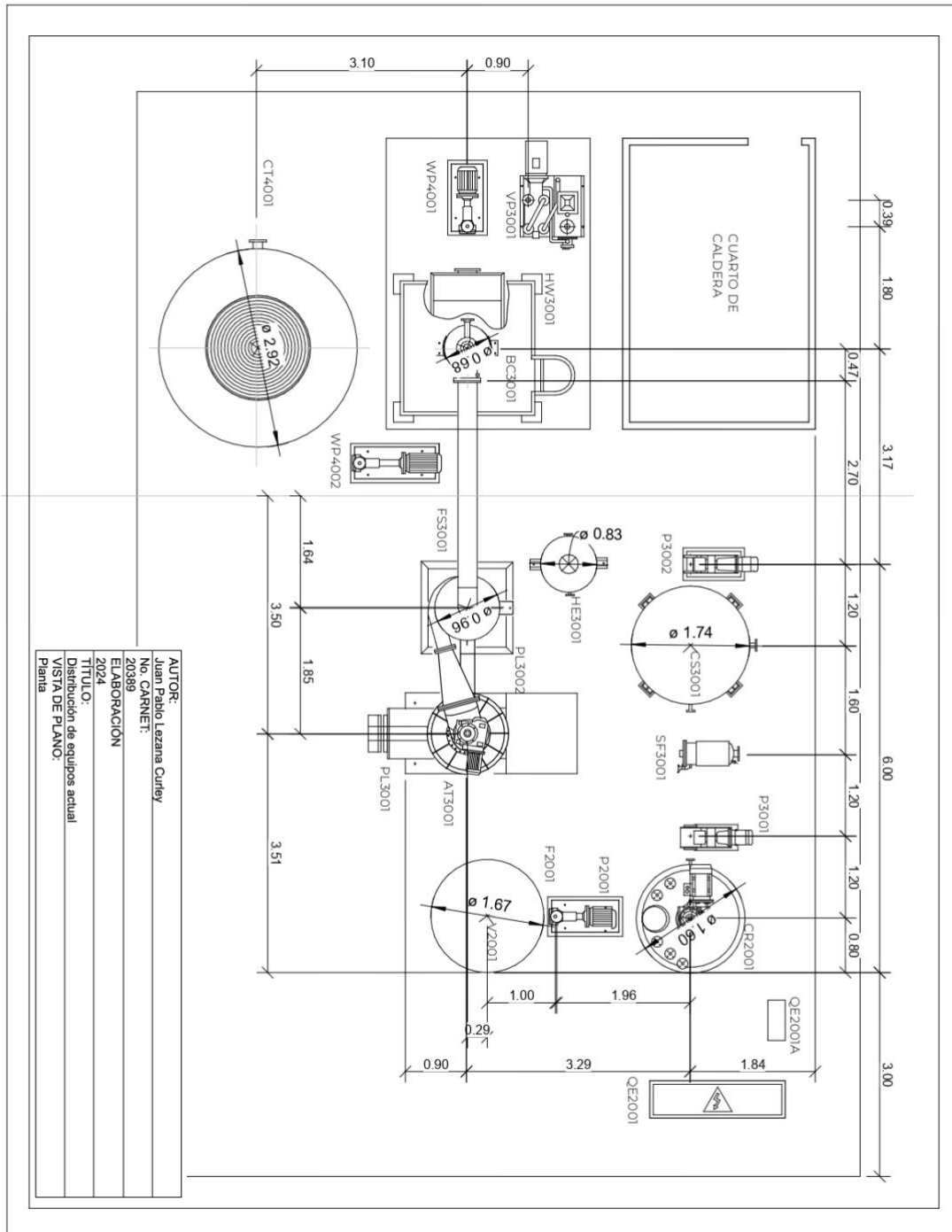


Fuente: Elaboración propia

Tabla 2. Listado de equipos en la planta de secado.

Identificador	Equipo
P3001	Bomba de traslado a tanque previo a secado
P3002	Bomba de alimentación de a planta de secado
HE3001	Intercambiador de calor
AT3001	Atomizador
FS3001	Separador de finos
PL3002	Transportador de finos
BC3001	Condensador barométrico
PL3001	Extrusora de doble tornillo
VP3001	Bomba de vacío

Figura 17. Layout inicial de la planta de saponificación.



Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3. Composición de un lote de producción.

Materia prima	Cantidad (kg)	Porcentaje de composición (m/m)
M1	--	--
M2	--	--
M3	--	--
M4	--	--
M5	--	--
M6	--	--
M7	--	--

Ahora, separando cada una de las partes de proceso, se presenta la información recopilada de cada una de ellas y el diagnóstico en el proceso general.

Tabla 4. Alimentación de materias primas al reactor de saponificación.

Materia prima alimentada	Método de alimentación	Flujo de alimentación (kg/h)	Temperatura inicial (°C)
M1	Bomba centrífuga	4,716	55.0
M2	Bomba centrífuga	2,832	24.0
M3	Bomba centrífuga	2,640	24.0
M4	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M5	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M6	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M7	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0

Tabla 5. Consumo energético durante la etapa de alimentación al reactor de saponificación.

Materia prima alimentada	Potencia del motor de la bomba (kW)	Tiempo de alimentación (h)	Eficiencia nominal del motor, η	Consumo energético del motor (kWh)
M1	2.2	0.42	87%	1.05
M2	3.0	0.21		0.71
M3	2.2	0.17		0.42

Con la suma de estos resultados, el consumo energético total en la etapa de alimentación de materias primas al reactor de saponificación es a un total de 2.18 kWh.

Tabla 6. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.

Capacidad del reactor actual (m³)	Rango de temperaturas en la reacción	Rango de presiones en la reacción	Potencia del motor de agitación del reactor (kW)	Tiempo para saponificación completa de un lote (h)
5.00	85 – 95°C	0.4 – 1.0 bar	15.0	3.00

Tabla 7. Datos del consumo energético en la etapa de reacción de saponificación.

Potencia del motor de agitación del reactor (kW)	Tiempo para saponificación completa de un lote (h)	Eficiencia nominal del motor, η	Consumo energético del motor (kWh)
15.0	3.00	87%	51.43

Tabla 8. Especificaciones del reactor actual de saponificación.

τ (min)	Flujo base (m ³ /min)	Volumen efectivo del reactor (m ³)	Volumen de diseño del reactor (m ³)	Capacidad de producción del reactor (kg/h)
563	1.51E-02	4.25	5.09	≈ 1,000

Tabla 9. Traslado del producto saponificado a tanque previo a secado y alimentación de producto a planta de secado.

Operación unitaria	Potencia del motor que realiza el traslado (kW)	Tiempo que toma el traslado (h)	Eficiencia nominal del motor, η	Consumo energético del motor (kWh)
Traslado a tanque previo a secado	2.2	0.67	87%	1.68
Alimentación del tanque a la planta de secado	15.0	3.20		54.86

Tabla 10. Dimensiones del intercambiador de calor en operación.

Dimensiones de equipo		Dimensiones de los tubos		
Diámetro de coraza (m)	Largo (m)	Diámetro interno (m)	Diámetro externo (m)	Largo (m)
0.830	4.740	0.013	0.014	4.200
Presión de operación (bar)			10.0	
Distancia entre tubos o “ <i>tube pitch</i> ” (m)			0.019	
Distancia entre deflectores o “ <i>baffle spacing</i> ” (m)			0.415	
Flujo másico del jabón a través del intercambiador (kg/h)			940	
Corte de deflectores o “ <i>baffle cut</i> ”			25%	

Tabla 11. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.

Coefficiente de transferencia de calor del lado de coraza ($W/m^2 \cdot K$)	Caída de presión del lado de la coraza (kPa)	Flujo de energía requerido para la operación del intercambiador de calor (kJ/h)	Área de transferencia de calor (m^2)
9,170	5,004	103,709	1.35

Tabla 12. Operación de secado y extrusión.

Operación unitaria	Potencia del motor del equipo (kW)	Tiempo que toma el traslado (h)	Eficiencia nominal del motor, η	Consumo energético del motor (kWh)	Capacidad instalada según el proveedor (kg/h)
Secado por atomización	3.0	3.20	87%	10.97	2,000
Extrusión	22.0	3.20		80.46	2,500

Tabla 13. Identificación de puntos críticos en la planta de saponificación.

Operación unitaria	Tiempo de operación actual (h)	Consumo energético del equipo (kWh)	Tamaño del motor del equipo (kW)	Capacidad instalada que da el proveedor (kg/hora teóricos)
Llenado del reactor	0.42	2.18	7.40	N/A
Reacción de saponificación	3.00	51.43	15.0	1,000
Traslado a tanque previo a secado	0.67	1.68	2.20	N/A
Alimentación a planta de secado	3.20	54.86	15.0	N/A
Secado previo en intercambiador de calor	3.20	N/A	N/A	N/A
Secado por atomización	3.20	10.97	3.0	2,000
Extrusión	3.20	80.46	22.0	2,500

Lo que está descrito sombreado en negrita se identifica como un punto crítico del proceso:

- El reactor de saponificación tiene una capacidad muy baja actualmente comparada con los equipos de secado.
- La diferencia entre el tiempo alimentación a la planta de secado y el tiempo en trasladar el producto de la saponificación al tanque auxiliar previo al secado es altísima, y se trata del mismo producto. Además, hay una enorme diferencia en el tamaño de los motores.
- La razón de lo anterior reside en el intercambiador de calor, el primer equipo al cual es alimentado el producto para el secado. La caída de presión que tiene el equipo, que se determinó con el diagnóstico inicial, es también altísima.
- La extrusora es el equipo que más energía consume, sin embargo es el equipo, junto con el atomizador, que más capacidad instalada tiene. Es por eso que las propuestas que se harán serán en base a los equipos identificados arriba como puntos críticos.

Figura 18. Diagrama de Pert del proceso actual de saponificación.

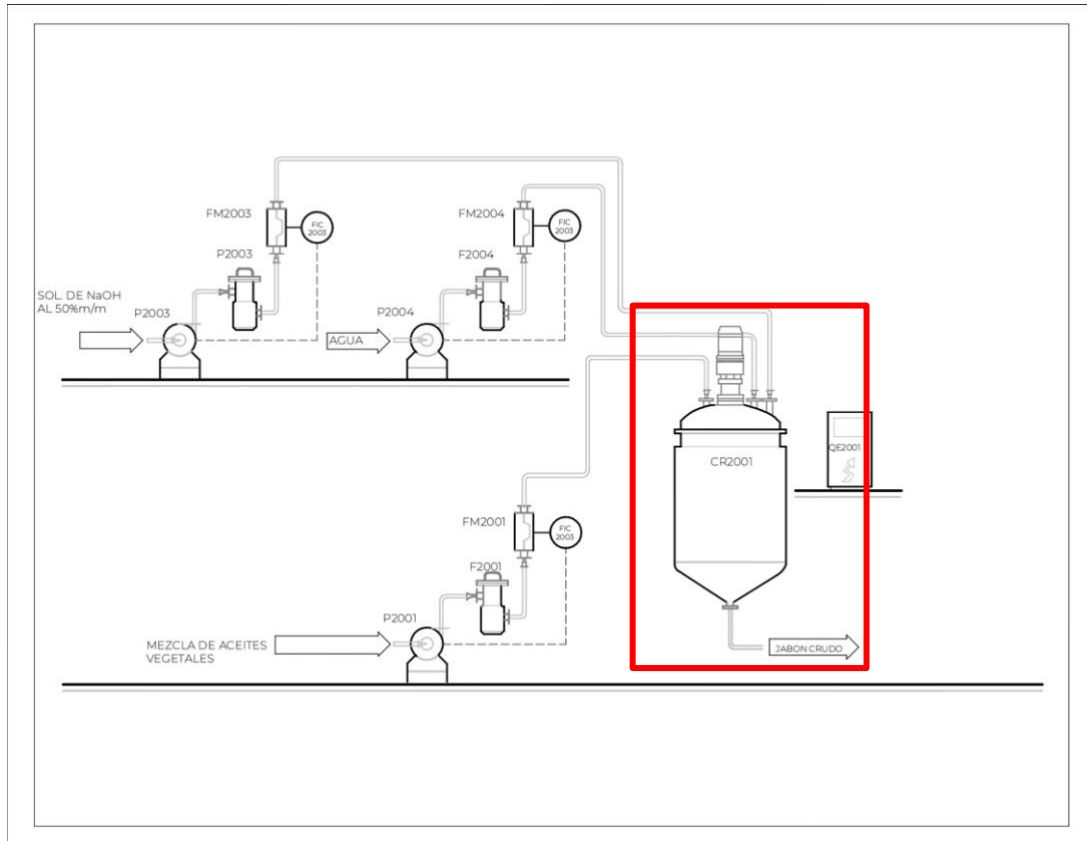


Puntos críticos señalados en rojo.

Tabla 14. Designación y dependencias para el diagrama de ruta crítica.

Operación unitaria	Designación	Precedentes inmediatos	Tiempo (h)
Llenado del reactor	1	-	0.42
Reacción de saponificación	2	1	3.00
Traslado a tanque previo a secado	3	2	0.67
Alimentación a planta de secado	4	3	3.20
Secado previo en intercambiador de calor	5	4	
Secado por atomización	6	5	
Extrusión de "neat soap"	7	6	

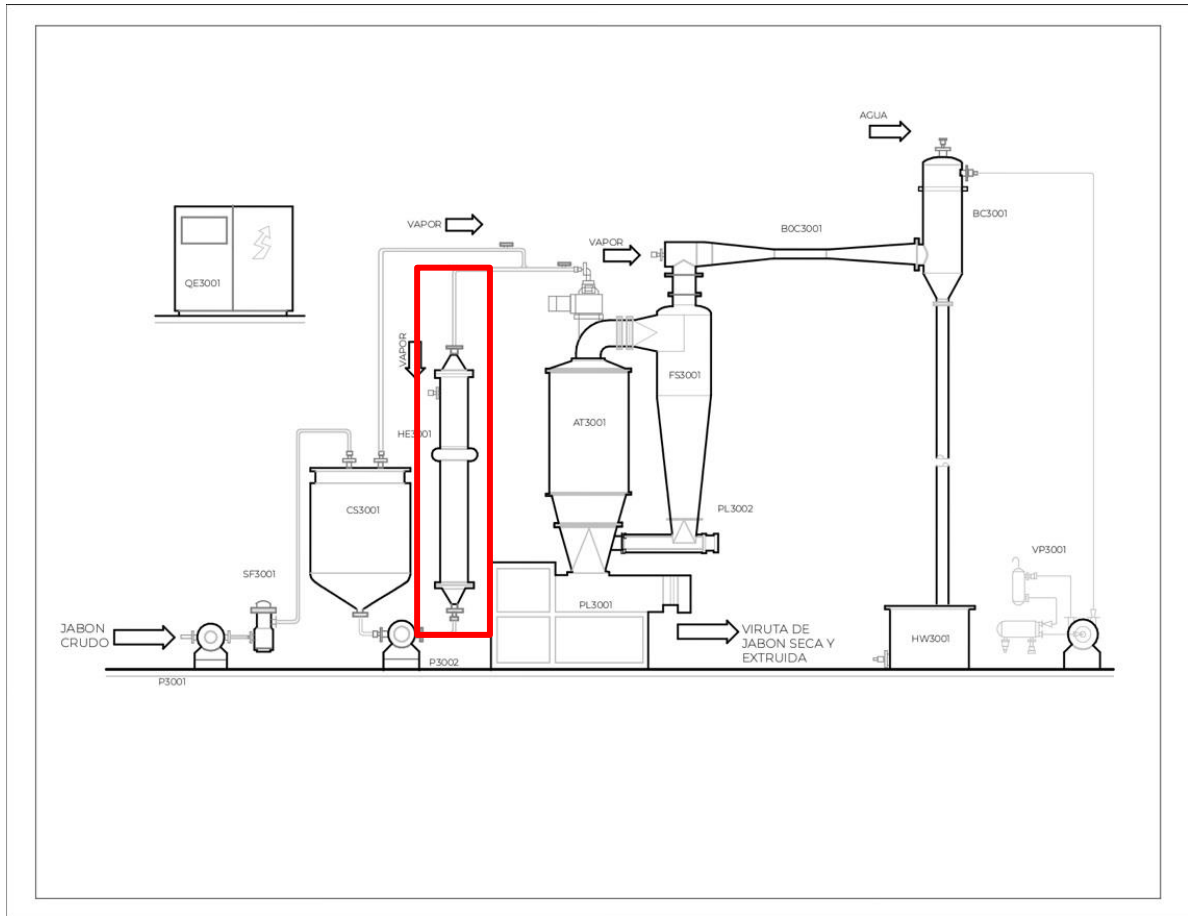
Figura 19. Señalamiento de puntos críticos en el esquema de saponificación realizado: reacción de saponificación.



Punto crítico señalado en rojo: capacidad del reactor de saponificación.

Fuente: Elaboración propia.

Figura 20. Señalamiento de puntos críticos en el esquema de saponificación realizado: intercambiador de calor de tubos y coraza.



Punto crítico señalado en rojo: secado por intercambiador de calor de tubos y coraza.

Fuente: Elaboración propia.

B. Diseño de propuestas en base a las eficiencias identificadas

Tabla 15. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.

C_{B0}, concentración inicial de soda cáustica ingresando al reactor (mol/L)	19.13
C_B, concentración de soda cáustica a la salida (mol/L)	2.45
Normalidad NaOH (eq/L)	2.45
Constante cinética de la reacción (mol⁻¹/L⁻¹·s)	49.4E-04

Tabla 16. Especificaciones de la nueva propuesta para el reactor de saponificación.

τ (min)	Flujo base (m³/min)	Volumen efectivo del reactor (m³)	Volumen de diseño del reactor (m³)	Capacidad teórica del nuevo reactor (kg/h)
623	3.35E-02	10.44	12.33	≈ 2,000

Tabla 17. Especificaciones de la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Dimensiones de equipo		Dimensiones de los tubos		
Diámetro de coraza (m)	Largo (m)	Diámetro interno (m)	Diámetro externo (m)	Largo (m)
1.500	4.540	0.027	0.043	4.000
Distancia entre tubos o “tube pitch” (m)			0.043	
Distancia entre deflectores o “baffle spacing” (m)			0.900	
Flujo másico del jabón a través del intercambiador (kg/h)			2,005	
Corte de deflectores o “baffle cut”			45%	

Dimensiones obtenidas del intercambiador de calor de tuos y coraza en la empresa.

Tabla 18. Resultados obtenidos para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

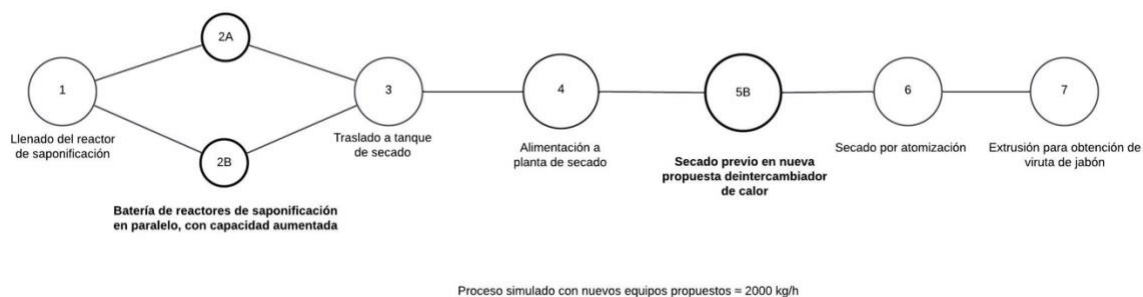
Coefficiente de transferencia de calor del lado de coraza (W/m²·K)	Caída de presión del lado de la coraza (kPa)	Flujo de energía requerido para la operación del intercambiador de calor (kJ/h)	Área de transferencia de calor (m²)
2,643	154	221,245	4.68

Datos calculados con el método de Kern.

Tabla 19. Comparación directa de volúmenes de reactor de saponificación actual y del diseño propuesto.

	Reactor de saponificación actual (m³)	Reactor de saponificación actual (m³)	Diferencia de volúmenes (m³)
Volumen efectivo (m³)	4.25	10.44	6.19
Volumen de diseño (m³)	5.09	12.33	7.24

Figura 21. Diagrama de Pert integrado con las propuestas al proceso.

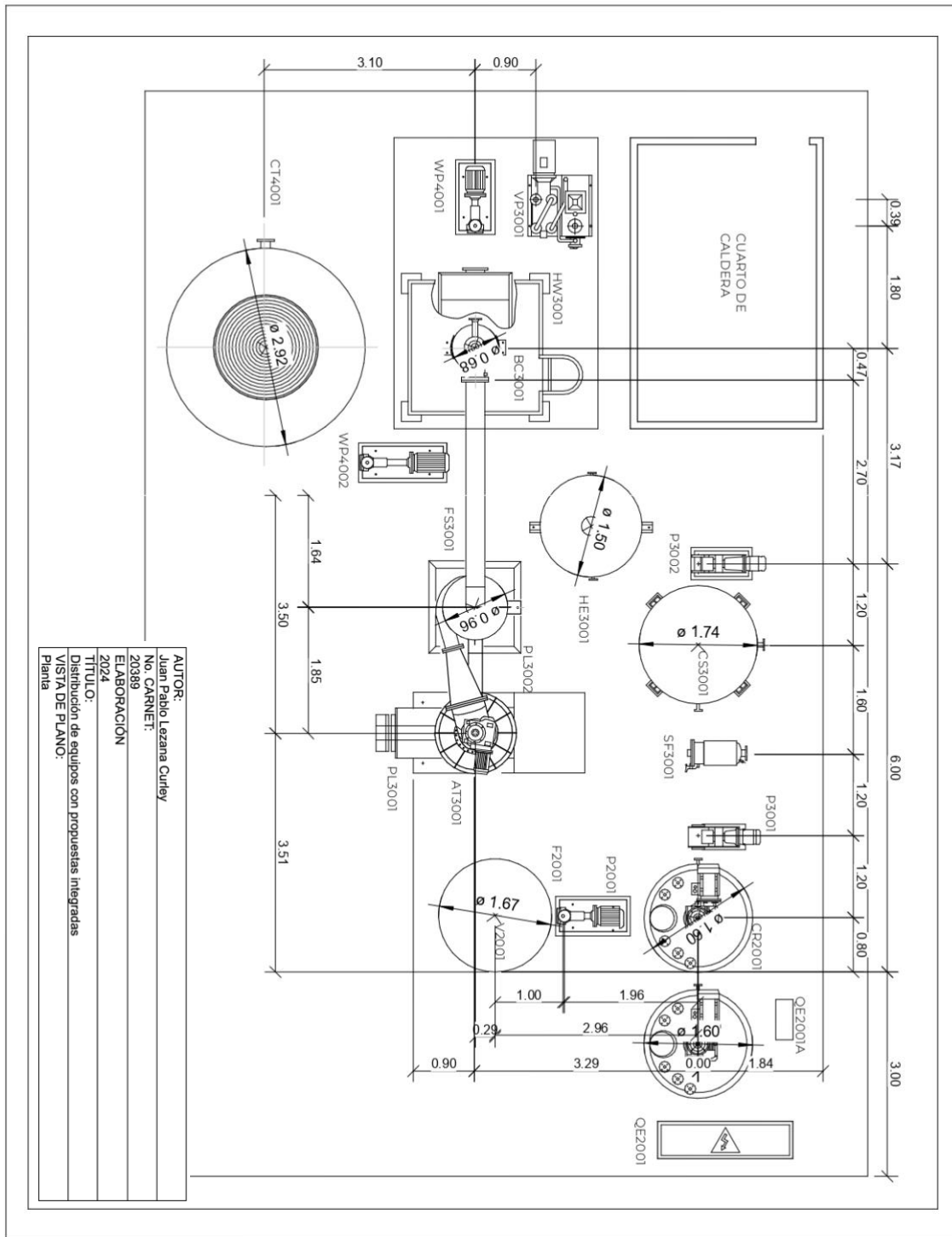


Propuestas resaltadas en negrilla.

Tabla 20. Designación y dependencias para el diagrama de ruta crítica integrado con las propuestas.

Operación unitaria	Designación	Precedentes inmediatos	Tiempo (h)
Llenado del reactor	1	-	0.42
Reacción de saponificación	2A, 2B	1	3.00
Traslado a tanque previo a secado	3	2A, 2B	0.67
Alimentación a planta de secado	4	3	3.20
Secado previo en intercambiador de calor	5	4	
Secado por atomización	6	5	
Extrusión de "neat soap"	7	6	

Figura 22. Layout de la planta con las propuestas integradas.



Fuente: Elaboración propia.

Tabla 21. Comparación directa de datos de intercambiador de calor actual y del diseño propuesto.

Parámetro	Intercambiador de calor actual	Nueva propuesta de intercambiador de calor
Diámetro de coraza (m)	0.830	1.500
Largo del equipo (m)	4.740	4.540
Diámetro interno de los tubos (m)	0.013	0.027
Diámetro externo de los tubos (m)	0.014	0.028
Largo de los tubos (m)	4.200	4.000
Distancia entre tubos o “tube pitch” (m)	0.019	0.043
Distancia entre deflectores o “baffle spacing” (m)	0.415	0.900
Flujo másico del jabón a través del intercambiador (kg/h)	940	2,005
Coefficiente de transferencia de calor del lado de coraza (W/m²·K)	9,170	2,643
Caída de presión del lado de la coraza (kPa)	5,004	154
Flujo de energía requerido para la operación del intercambiador de calor (kJ/h)	103,709	221,245
Área de transferencia de calor (m²)	1.35	4.68
Corte de deflectores o “baffle cut”	25%	45%
Tiempo de operación para la producción de un lote (h)	3.20	1.50

C. Evaluación económica

En las siguientes tablas, se muestran valores de inversión estimadas para las propuestas realizadas. Los precios estimados del equipo que da el Manual del Ingeniero Químico de Perry están dados en valor FOB, para calcular los valores estimados de CIF, aranceles e impuestos y el flete interno en Guatemala, se utilizaron valores estándar de estimación, descritos a continuación:

Índice de Marshall 2024	Flete internacional	Seguro	Flete interno	IVA	Arancel
1630	4% de precio FOB	3% de precio FOB	1% del total	12%	10%
Instalación de equipo	Tuberías y accesorios	Instalaciones eléctricas	Otros instrumentos	Porcentaje sobre el total	Tipo de cambio (\$1.00)
41%	34%	13%	13%	101%	Q7.80

Tabla 22. Estimación de inversión física.

Moneda	Precio FOB	Precio CIF	Impuestos	Flete interno	Subtotal	Detalles e instalación	Estimación de inversión
USD	\$98,643.00	\$102,588.72	\$22,569.52	\$1,251.58	\$126,409.82	\$127,673.92	\$254,083.74
GTQ	Q769,415.39	Q800,192.01	Q176,042.24	Q9,762.34	Q985,996.60	Q995,856.56	Q1,981,853.16

Datos estimados con valores en el Manual del Ingeniero Químico de Perry.

Tabla 23. Utilidad neta en los próximos 5 años, sin financiamiento y tomando en cuenta la inflación.

Año	Ingresos	Egresos	Rentabilidad / Utilidad bruta	Impuestos	Utilidad neta
1	\$5,356,400.00	\$5,174,282.40	\$182,117.60	\$49,171.75	\$132,945.85
2	\$5,289,629.63	\$5,109,782.22	\$179,847.41	\$48,558.80	\$131,288.61
3	\$5,508,916.32	\$5,321,613.17	\$187,303.16	\$50,571.85	\$136,731.30
4	\$5,666,692.07	\$5,474,024.54	\$192,667.53	\$52,020.23	\$140,647.30
5	\$5,508,901.74	\$5,321,599.08	\$187,302.66	\$50,571.72	\$136,730.94

Tabla 24. Evaluación económica de las propuestas, sin financiamiento externo.

VAN Valor actual neto	\$ 258,970.51
TIR Tasa interna de retorno	45%
PRI Período de recuperación de inversión	1.78 años

Tabla 25. Cálculo de utilidad neta con aumento capacidad instalada, tomando en cuenta financiamiento para la inversión.

Año	Ingresos	Egresos	Rentabilidad / Utilidad bruta	Impuestos	Utilidad neta
1	\$5,356,400.00	\$5,090,434.77	\$265,965.23	\$71,810.61	\$194,154.62
2	\$5,289,629.63	\$5,124,475.29	\$165,154.34	\$44,591.67	\$120,562.67
3	\$5,508,916.32	\$5,332,996.94	\$175,919.38	\$47,498.23	\$128,421.15
4	\$5,666,692.07	\$5,481,867.37	\$184,824.70	\$49,902.67	\$134,922.03
5	\$5,508,901.74	\$5,325,653.11	\$183,248.63	\$49,477.13	\$133,771.50

Tabla 26. Evaluación económica de las propuestas, tomando en cuenta financiamiento externo.

VAN Valor actual neto	\$ 293,758.88
TIR Tasa interna de retorno	53%
PRI Período de recuperación de inversión	1.61 años

VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Es necesario dividir los resultados obtenidos en este trabajo en tres secciones para discutir sobre ellos. Estas secciones son: el diagnóstico inicial del proceso actual para identificar los puntos críticos que se tienen, las propuestas técnicas de mejora a estos puntos críticos, y el análisis económico de estas.

En primer lugar, el proceso de saponificación que se tiene en la empresa con la que se trabajó en este trabajo consiste en las siguientes etapas: un llenado de materias primas al reactor de saponificación: mezcla de aceites vegetales, solución de soda cáustica al 50% en masa, agua y aditivos químicos. La reacción de saponificación se efectúa en un reactor agitado y enchaquetado y el producto saponificado se traslada a un tanque auxiliar que almacena el jabón previo a su alimentación a la planta de secado. El motivo de esta planta de secado es remover contenido de agua del producto, que por los análisis de calidad que se realizan, el contenido al salir de la reacción es de 23% en masa de agua, y la viruta debe ir a un 13% de humedad al ser extruida. Una bomba de lóbulos alimenta el contenido de este tanque a la planta de secado que consiste en un intercambiador de calor de tubos y coraza, donde se efectúa un secado de alrededor del 50% del contenido de agua que se desea remover, y pasa posteriormente por un atomizador que termina de realizar el secado. El producto dentro del atomizador se encuentra pegado a las paredes del equipo y es raspado por un agitador dentro y cae posteriormente a una extrusora de doble tornillo que se encarga de homogenizar todo el producto y pasarlo a través de unos cuchillos que cortan el producto para obtenerlo en forma de viruta.

Se inició el diagnóstico mediante un esquema detallado del proceso actual de saponificación (Figuras 15 y 16), y se identificaron los flujos y tiempos actuales de operación. La información recopilada permitió diagnosticar que el reactor de saponificación y el intercambiador de calor ubicado en la planta de secado presentan una capacidad limitada en comparación con otros equipos, lo que genera cuellos de botella en la planta y que existan tiempos muertos en la operación. Para todo el análisis, se utilizó como base de cálculo 1 lote de producción de viruta de jabón.

La composición de un lote de viruta de jabón se detalla en la Tabla 3. La mayor parte consiste en una mezcla determinada de aceites vegetales, principalmente estearina de palma y aceite de palmiste. La solución de soda cáustica que se alimenta reacciona con los aceites para dar lugar a formar el jabón. La proporción utilizada es adecuada para garantizar una saponificación completa sin que haya un exceso significativo de álcalis o soda cáustica inerte en el producto final, lo que sería muy perjudicial para el producto final y es por eso por lo que se esta cantidad remanente de soda cáustica que no reacciona se monitorea por medio de un análisis de calidad de alcalinidad libre en el producto saponificado. El agua es agregada para diluir la cantidad de soda cáustica para la saponificación y para facilitar la reacción. También facilita el traslado del producto a través de tuberías para llegar a la planta de secado. No obstante, es necesario retirar un porcentaje del contenido de agua que tiene el producto al salir de la reacción de saponificación, y es por eso por lo que la planta de secado también debe funcionar correctamente y todos los equipos que la componen también. Esta

formulación de un lote ha logrado producir una viruta para un jabón en barra de buena calidad con una estructura firme, buena capacidad espumante y estabilidad a largo plazo.

Los datos en la etapa de alimentación de estas materias primas al reactor de saponificación se encuentran en la Tabla 4, seguida por el consumo energético que tiene esta etapa por parte de los equipos que alimentan estas materias primas. Los cuales son los motores acoplados a las bombas respectivas de cada material. El tiempo que toma hacer el traslado no es largo, ni los motores de las bombas están sobredimensionados para hacer este trabajo, pudiendo alcanzar cerca de los 4,700 kg/h para el flujo de alimentación de aceites vegetales al reactor. Las 3 bombas de alimentación (una para la mezcla de aceites, otra para la solución de hidróxido de sodio y otra para el agua) son centrífugas y no tienen ningún tipo de impedimento a la hora de realizar la operación. El único problema que podría darse es que la mezcla de aceites no esté a una temperatura adecuada y no se encuentre en su fase líquida, esto complicaría mucho el movimiento del material y podría hacer grandes daños en la bomba. Es por esto por lo que hay que controlar debidamente la temperatura en el tanque de almacenamiento de aceites y que esté sobre el punto de fusión, cosa que controlan siempre en la empresa. Para la bomba que alimenta la soda cáustica, por la naturaleza corrosiva del reactivo, se recomienda siempre que el material de la bomba sea resistente a esta corrosión. Esta etapa consume por lote aproximadamente 2.18 kWh de energía, un valor bajo, entonces esta etapa no se considera un punto crítico en el proceso.

La siguiente etapa que se analizó fue la reacción de saponificación, los datos generales de la etapa se muestran en las Tablas 6 y 7. Estos datos fueron dados por la empresa, a quien fueron proporcionados por el proveedor y diseñadores de la planta de saponificación, a excepción del tiempo para la saponificación de un lote, que si fue recopilado. Este tiempo de reacción se alarga por el tiempo que conllevan las pruebas y análisis de control de calidad que se realizan en el producto, ya que deben esperar a que el producto de saponificación esté lo más homogenizado posible para hacer las pruebas.

En la Tabla 9 se resumen los datos del consumo energético en la etapa de reacción de saponificación. Con 51.43 kWh de consumo por lote, esta etapa se debe considerar un punto clave en el proceso, y por lo tanto es coherente evaluar la capacidad del equipo en comparación con los otros para determinar si esta etapa es un punto crítico y es posible proponer una mejora al equipo actual. Se realizó un cálculo del volumen efectivo y de diseño con las especificaciones actuales del reactor y se determinó que sí funciona a su capacidad instalada, pudiendo este alcanzar flujos de producto de hasta 1000 kg/h.

La Tabla 7 resume el análisis que se hizo en la etapa de traslado del producto saponificado al tanque previo a la planta de secado y la alimentación del producto desde este tanque a la planta de secado. Para el traslado a tanque previo al secado, la potencia del motor es de 2.2 kW y el tiempo de operación es de 0.67 horas. Este tamaño del motor y tiempo de operación contrastan con la alimentación del tanque a la planta de secado, donde la potencia del motor es significativamente mayor, ya que es de 15.0 kW y el tiempo de operación es también mucho más largo, toma 3.20 horas para mover la misma cantidad de producto. Esta gran diferencia sugiere que el proceso de alimentación a la planta de secado es mucho más exigente en términos de energía y tiempo. Esta ineficiencia podría ser causada por varios

factores, como la necesidad de mayor potencia para superar la resistencia o restricciones en la planta de secado, lo que debe ser analizado y ser una propuesta de mejora en este trabajo.

Comenzando el análisis de los equipos que componen la planta de secado, el primero de ellos es el intercambiador de calor y tubos y coraza. Es una práctica común utilizar un intercambiador de calor de tubos y coraza en el proceso de secado posterior a una reacción de saponificación en un entorno industrial, especialmente cuando se desea evaporar parte del contenido de agua del producto. En el proceso que actual el producto saponificado, que contiene agua, pasa por la coraza del intercambiador de calor, mientras que vapor caliente proveniente de una caldera pasa por los tubos, transfiriendo calor al producto. Este calentamiento genera la evaporación del agua, reduciendo su contenido en el producto. El vapor y el producto no entran en contacto directo, lo cual es crítico en industrias como la cosmética o alimentaria. Las dimensiones del intercambiador de calor actual se encuentran en la Tabla 10. La Tabla 11 presenta los resultados operativos clave del intercambiador de calor de concha y tubos previamente mencionado, y permite hacer algunas observaciones y discusiones sobre su desempeño y eficiencia. El valor del coeficiente de transferencia de calor es de $9,170 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$, este valor representa la capacidad del intercambiador para transferir calor entre el fluido que circula por la coraza y el fluido que pasa por los tubos. El valor es relativamente alto, lo que indica que el equipo es eficiente en la transferencia de calor. Esto es crucial para la operación de evaporación del agua del producto saponificado, ya que un coeficiente alto asegura una rápida transferencia de calor, facilitando la remoción del agua del jabón a la temperatura adecuada. La parte crítica de este equipo radica en el valor calculado de la caída de presión. La caída de presión de $5,004 \text{ kPa}$ en el lado de la coraza es demasiado alta y sugiere que existe una resistencia significativa al flujo del jabón en este lado del intercambiador. Esto puede deberse a un diseño del intercambiador, en los datos del diseño en la Tabla 8, por ejemplo, el corte entre deflectores, que se refiere al porcentaje del área de la sección transversal de la coraza que es cortada o eliminada en los deflectores, el porcentaje del 25% significa que ese porcentaje de la superficie del deflector ha sido recortada, lo que permite que el 25% del fluido fluya directamente a través de la apertura, mientras que el 75% restante se ve obligado a seguir una trayectoria alrededor de los tubos, por lo que mientras menor sea el porcentaje, mayor es la resistencia y turbulencia que experimenta la mayoría del flujo que atraviesa la coraza, y por tanto se genera una mayor caída de presión. Aunque una caída de presión alta puede mejorar la transferencia de calor al generar más turbulencia, también puede indicar un punto de ineficiencia operativa que debe ser monitoreado, ya que un exceso en la caída de presión incrementa el costo energético del sistema y podría generar problemas operativos en el largo plazo. Y el valor de la caída de presión que tiene el intercambiador de calor actual en la planta de saponificación sí es excesivo. Este por lo tanto también se considerará como un punto crítico del proceso, del cual se hará una propuesta de mejora.

El valor del flujo de energía que requiere la operación del intercambiador de calor es de $103,709 \text{ kJ/h}$ valor indica la cantidad de energía térmica necesaria para remover alrededor del 50% del contenido de agua que requiere la operación de secado en el intercambiador de calor. El área de transferencia de calor de 1.35 m^2 parece pequeña en comparación con las dimensiones generales del equipo. Esto puede sugerir que el intercambiador está diseñado para manejar menores flujos de fluido o que está funcionando al límite de su capacidad. Un área mayor podría aumentar la eficiencia de la transferencia de calor. Dado que la capacidad

de evaporar agua del jabón depende de la cantidad de área disponible para la transferencia de calor, sería interesante incluir en las propuestas un área de transferencia de calor que funcione con un mayor flujo de jabón, y que sea un aumento en capacidad similar al que se propondría al reactor de saponificación, para que los equipos estén coordinados en capacidad y aumentar la eficiencia general de la planta completa.

Los otros equipos que componen la planta de secado son el atomizador y la extrusora. La Tabla 12 resume los datos de consumo y capacidad instalada en estas operaciones. Lo más importante de estos equipos es que estos por defecto e indicaciones del proveedor tienen capacidades instaladas mayores, de 2,000 kg/h y 2,500 kg/h, respectivamente. Por tanto, con el flujo actual estos equipos están holgados en su capacidad y las mejoras no se centrarán en ellos. Por ser los equipos más grandes, también son los equipos con mayor consumo energético,

La Tabla 13 resume el diagnóstico realizado en la planta, junto con la identificación de los puntos críticos ya mencionados y su señalización. En resumen, el diagnóstico recopila lo siguiente: el reactor de saponificación tiene una capacidad muy baja actualmente comparada con los equipos de secado, y al este producto ser alimentado a la planta para el secado, a diferencia entre el tiempo alimentación a la planta de secado y el tiempo en trasladar el producto de la saponificación al tanque auxiliar previo al secado es altísima, y se trata de la misma cantidad de producto. Además, hay una enorme diferencia en el tamaño de los motores para realizar estas operaciones. La razón de esto anterior reside en el intercambiador de calor, el primer equipo al cual es alimentado el producto para el secado. La caída de presión que tiene el equipo es altísima. La extrusora es el equipo que más energía consume, sin embargo, es el equipo, junto con el atomizador, que más capacidad instalada tiene. Es por eso por lo que las propuestas que se harán serán en base a los equipos identificados arriba como puntos críticos. Esto se representa también en un diagrama de Pert, ilustrado en la Figura 18, con la Tabla 14 indicando nuevamente las dependencias entre cada operación y el tiempo que toman, el cual es representado con una línea más larga, y los puntos críticos señalados con un círculo en rojo. También se señalaron en el esquema realizado para el proceso de saponificación, como fue un objetivo de este trabajo, ejemplificado en la Figura 19. Nuevamente los puntos críticos identificados con fin de proponer propuestas de mejora están señalizados en rojo.

Ya realizado el diagnóstico de la planta de saponificación actual, se adentrará en la parte técnica de las mejoras que se propondrán para las ineficiencias y puntos críticos identificados, comenzando con la nueva propuesta para el reactor de saponificación:

Para el análisis inicial y la nueva propuesta del reactor se utilizaron como base las ecuaciones en el libro Ingeniería de las Reacciones Químicas, de Octave Levenspiel, específicamente en el capítulo 5, titulado Reacciones ideales para una sola reacción, en la sección 5.2, “Reactores de tanque agitado en estado estacionario” y se utilizan las ecuaciones para reacciones de segundo orden, como se asume que es la saponificación. Se trabaja con los datos en la Tabla 15. Se parte de las concentraciones a la entrada y salida del reactor del hidróxido de sodio usado en la saponificación, las cuales son determinadas: para el valor se solicita al proveedor que la concentración de la solución sea al $50 \pm 1\%$ masa/masa, esta se verifica en el laboratorio de control de calidad de la empresa por medio de una titulación

ácido-base para que esté dentro del rango aceptado; para el valor de la concentración final, se hace un análisis de calidad de alcalinidad libre, que permite verificar la cantidad de hidróxido de sodio que no reaccionó con el aceite para formar el jabón y obtener por tanto la concentración final del reactivo en el reactor. El otro valor importante para hacer los cálculos y de la constante cinética de la reacción, obtenida del estudio realizado por R. Brdicka, de la Universidad de California, que proporciona el valor de esta constante en función de la normalidad de la solución.

Siguiendo los mismos parámetros de la reacción, la propuesta será hacer un reactor con capacidad duplicada para que este tenga una capacidad de 2,000 kg/h. Las especificaciones del diseño que se obtuvieron con los cálculos se encuentran en la Tabla 14. El volumen efectivo del nuevo reactor es alrededor de 2.44 veces mayor que el del volumen actual para llegar a la capacidad deseada. Este volumen además se puede distribuir en dos o más reactores, evaluando todas las propuestas técnica y económicamente. Para fines de este trabajo y alineando las políticas de la empresa que se discutieron previamente, se usará la misma infraestructura y equipo ya instalado en la planta, por lo que se propone es que se adquiera un reactor agitado del volumen necesario para llegar a la capacidad calculada, que como se detalla en la Tabla 19, el reactor a adquirir debería ser de 7.24 metros cúbicos de volumen.

La otra propuesta que se llevó a cabo en este trabajo es el redimensionamiento del intercambiador de calor en la planta de secado. Con una caída de presión mucho más baja y aceptable, y un coeficiente de transferencia de calor menor, pero con un área de transferencia mayor, el beneficio de reducir la caída de presión y aumentar la capacidad de fluir del jabón a través del equipo. Las nuevas dimensiones del intercambiador de calor propuesto se encuentran en la Tabla 17, y hay una comparación directa de todos los parámetros de ambos intercambiadores de calor en la Tabla 21. El nuevo intercambiador propuesto tiene un diámetro de coraza mayor: 1.500 m frente a 0.830 m, y una distancia entre deflectores más amplia: 0.900 m frente a 0.415 m. El diámetro interno de los tubos se incrementa de 0.013 m a 0.027 m, lo que indica una mayor área de paso para el fluido. El coeficiente de transferencia de calor en el intercambiador actual es significativamente mayor: 9,170 W/m²·K frente a 2,643 W/m²·K en el nuevo diseño. Sin embargo, esto no significa necesariamente que el nuevo intercambiador sea menos eficiente, ya que tiene una mayor área de transferencia de calor: 4.68 m² frente a 1.35 m², lo que compensa el coeficiente más bajo. Esta mayor área permite manejar una mayor cantidad de energía transferida y procesar más jabón en menor tiempo. La caída de presión en el lado de la coraza es mucho menor en la propuesta: 154 kPa frente a 5,004 kPa. Esta reducción es muy significativa, y reduciría mucho la ineficiencia que se tenía en la alimentación a la planta de secado, que es el objetivo de esta propuesta. La energía consumida por la bomba se utilizará mucho más eficientemente y para mover una mayor cantidad de jabón. Además, de reducir los costos de este uso de la bomba para el traslado. Otro factor que contribuye a la reducción en la caída de presión es el corte de deflectores, que aumentó del 25% al 45%. El corte de los deflectores aumenta del 25% al 45% en el nuevo diseño, por lo que el jabón tiene una mayor área no turbulenta para fluir. De los datos más importantes que tiene la nueva propuesta de intercambiador es que el tiempo para que el lote completo de jabón pase a través de él se reduce de 3.20 horas a 1.50 horas. Esta es una mejora clave que indica que el nuevo intercambiador puede procesar lotes de jabón mucho más rápido, lo que aumentará la productividad de la planta. Otro dato

importante es que requiere un flujo de energía mucho mayor: 221,245 kJ/h frente a 103,709 kJ/h. Esto puede explicarse por la mayor capacidad del nuevo diseño, que permite procesar un mayor flujo de jabón, pero también requiere más energía calorífica para la operación. La Figura 20 representa en un diagrama de Pert el proceso actual de la planta de saponificación y las nuevas propuestas que ya se detallaron. Representativamente, el intercambiador de calor está representado por un círculo de mayor diámetro, que representa mayor capacidad que el actual, y la conexión con las otras etapas se representa en líneas más cortas. Y para la adquisición de un nuevo reactor de saponificación, estos ahora se encuentran en paralelo y hay una dependencia inmediata más para el traslado del jabón a la planta de secado. Esto se traduce en muchas ventajas a la hora de producción ya que estos producirían en paralelo y aumentarían mucho la capacidad de producción y reduciría la dependencia que se tiene actualmente al único reactor de saponificación. Los resultados obtenidos muestran que las propuestas realizadas atacan de manera efectiva los principales puntos críticos del proceso de saponificación, mejorando el rendimiento global de la planta. Los cambios propuestos en el reactor y el intercambiador de calor permiten aumentar la capacidad de producción y la reducción de costos, lo que, sumado a un análisis económico detallado, respalda la viabilidad de estas inversiones para optimizar la producción de la planta.

Ahora, en lo que respecta a la evaluación económica del proyecto y de las propuestas en este trabajo. El valor de inversión total e instalación en la planta en Guatemala se estimó a \$ 254,083.74 o GTQ 1,981,853.16. Más importante que esto es el análisis de cuanta más utilidad neta se generaría con el aumento en producción y esos resultados se detallan en las Tablas 23 a 26.

En primer lugar, se hizo el análisis y los cálculos para un proyecto que no se recurriría a financiamiento externo para pagar la inversión. La utilidad neta con año va aumentando muy considerablemente pues se toman en cuenta los aumentos de cada año que son meta de la empresa. El valor actual neto en dólares para estas cantidades asciende a \$ 258,970.51 y la Tasa Interna de Retorno a 45%. Por otro lado, se realizó el análisis para cuando fuera el caso de utilizar financiamiento externo para el pago de la inversión, cobrando una tasa de interés anual del 8%. Este interés se debe cancelar y aumentar en los gastos anuales, por lo que hay una variación en ambos parámetros calculados. El valor actual neto desciende a \$293,758.88 y la Tasa Interna de Retorno a 53%. Estos valores no varían considerablemente pero si hay un cambio y es por el aumento en egresos por el pago de intereses. Los valores pueden parecer elevados, sobre todo el de la tasa interna de retorno, pero esto es lo que la empresa desea, porque entre sus políticas para este proyecto está que se utilice todavía toda la infraestructura y equipo ya instalados. En el costo de la inversión, no se requiere comprar un terreno, construir un edificio, o comprar equipos auxiliares como la caldera o torre de enfriamiento, tubería para todos los equipos. La empresa ya cuenta con esos equipos y tienen capacidad disponible para que estos sigan trabajando. El punto de vista de esto es que la inversión se reduce básicamente a la compra, flete e instalación de los nuevos equipos propuestos, y seguir utilizando lo que aún esté disponible. Esta es política de la empresa y por tanto es a partir de todo este análisis que las propuestas de este trabajo son viables para la empresa técnica y económicamente.

Los valores de período de recuperación de inversión están también dentro de los objetivos de la empresa, pues no están interesados en proyectos tan grandes cuyo tiempo de recuperación exceda los 4 años.

IX. CONCLUSIONES

1. El diagnóstico inicial del proceso de saponificación reveló que el reactor de saponificación tiene una capacidad para producir 1,000 kg/h de jabón y que esta es menor que las de otros equipos en la planta, algunos que son capaces de procesar de 2,000 a 2,500 kg/h de producto. Además, el intercambiador de calor de la planta de secado tuvo una caída de presión muy elevada, de 5,004 kPa. A partir de esto, los puntos críticos a los que se propusieron mejoras son el reactor de saponificación y el intercambiador de calor. Los puntos críticos fueron señalados en el esquema del proceso que se realizó.
2. Se propuso aumentar la capacidad del reactor para que este pueda manejar 2000 kg/h de producto. Se sugirió adquirir otro reactor agitado de 7.24 metros cúbicos de capacidad. Esto permitirá que la producción se nivele con la capacidad de los equipos de secado, mejorando así la eficiencia del proceso. Se propuso también un nuevo diseño del intercambiador de calor, con un área de transferencia de calor mayor de 4.68 m² y una caída de presión mucho menor, de 154 kPa, lo que permitirá manejar mayores flujos de jabón y aumentar la eficiencia energética.
3. Los parámetros económicos que fueron evaluados tuvieron valores aceptados por la empresa (recuperación de la inversión menor a 5 años), y la razón de esto es que la inversión requerida es baja en el supuesto que la empresa seguirá usando los equipos, espacio e instalaciones que tienen disponibles. Esta es la política de la empresa para aceptar las inversiones, y por tanto es a partir de todo este análisis que las propuestas de este trabajo son viables para la empresa técnica y económicamente.

X. RECOMENDACIONES

- A. Se recomienda evaluar la viabilidad de un sistema mecánico o neumático para mejorar la eficiencia en el transporte del producto en la planta maximizando la producción.
- B. Se sugiere desarrollar un estudio de factibilidad para recuperar y purificar el glicerol generado en la saponificación para su aprovechamiento comercial.
- C. Se recomienda desarrollar un estudio sobre la naturaleza exotérmica de la reacción de saponificación, cuantificando el calor liberado y su posible recuperación para mejorar la eficiencia energética de la planta.
- D. Es recomendable realizar un estudio cinético de la reacción de saponificación para analizar la influencia de temperatura, concentración de reactivos y catalizadores en la velocidad de reacción, con el fin de optimizar tiempos de producción y mejorar la eficiencia del proceso.
- E. Desarrollar un estudio de factibilidad para la implementación de un reactor de saponificación continuo, con el objetivo de mejorar la eficiencia operativa y reducir los tiempos de reacción en el proceso de fabricación de jabón. Incluir un análisis comparativo con el proceso actual en lote.
- F. Se recomienda realizar un estudio que permita optimizar la formulación y los parámetros operativos en la producción de viruta de jabón translúcida para alcanzar nuevos sectores del mercado.
- G. Se recomienda desarrollar un flujo de caja detallado que integre todos los parámetros financieros reales de la empresa, incluyendo costos operativos, gastos de financiamiento, impuestos, depreciaciones y otros factores clave, con el objetivo de obtener una Tasa Interna de Retorno (TIR) realista y no únicamente del proyecto. Esto permitirá evaluar el proyecto desde un enfoque financiero más preciso, a partir de los parámetros económicos de la empresa.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Brdicka, R. (1935). *The kinetics of saponification of iodoacetic acid by sodium hydroxide and by certain alkaline buffer solutions*. Berkeley, California: The Journal of General Physiology.
- Ditchfield, C. (2012). *The Story Behind Soap*. Londres: Capstone Global Library.
- Findlay, A., & Levitt, B. P. (1979). *Química-Física práctica de Findlay*. Londres: Reverté.
- Gibbs, F. W. (1939). The History of the Manufacture of Soap. En T. & Group, *Annals of Science* (pág. 169). Londres.
- Kirk-Othmer. (2000). *Encyclopedia of Chemical Technology*. John Wiley & Sons, Inc.
- Levenspiel, O. (2004). *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. México: Editorial LIMUSA / GRUPO NORIEGA EDITORES.
- Mazariegos Barth, C. (2001). *Proceso modificado para aumentar la producción de jabón crudo en una planta de saponificación*. Ciudad de Guatemala: Biblioteca de la Universidad del Valle de Guatemala.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriot, P. (1991). *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*. México, D.F.: McGraw-Hill Interamericana de España.
- Ministerio de Economía. (2022). *Estudio de la Industria de Jabón de tocador*. Obtenido de Ventanilla Única de Comercio Exterior: <https://comercioeinversionguate.gob.gt/media/uploads/1694627811/Estudio%20%20Industria%20%20Jabon%20%20Tocador.pdf>
- Perry, R. H., Green, D. W., & Southard, M. Z. (2019). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. McGraw-Hill Education.
- Sakkaravarthi, V. (2022). *History of soap*. Coimbatore, Tamil Nadu, India: Department of Dermatology, KMCH Institute of Health Sciences and Research.
- Sapag Chain, N. (2011). *Proyectos de Inversión: Formulación y Evaluación*. Chile: Pearson.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbot, M. M. (2007). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. México, D.F.: McGraw Hill Interamericana.
- Sociedad Americana de Químicos de Aceites. (1996). *Soaps and Detergents: A Theoretical and Practical Review*. Champaign, Illinois: AOCS Press.
- Sociedad Americana de Químicos de Aceites. (2004). *SODEOPEC: Soaps, Detergents, Oleochemicals, and Personal Care Products*. Champaign, Illinois: AOCS Press.

Towler, G., & Sinnott, R. (2022). *Chemical Engineering Design*. Oxford, United Kingdom: Elsevier.

Treybal, R. E. (1988). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Madrid: McGraw-Hill Interamericana de España.

XII. APÉNDICE

Apéndice 1. Diagrama de flujo.

Figura 23. Diagrama de flujo del proceso de saponificación y secado para obtención de viruta de jabón en Intercorp S.A.

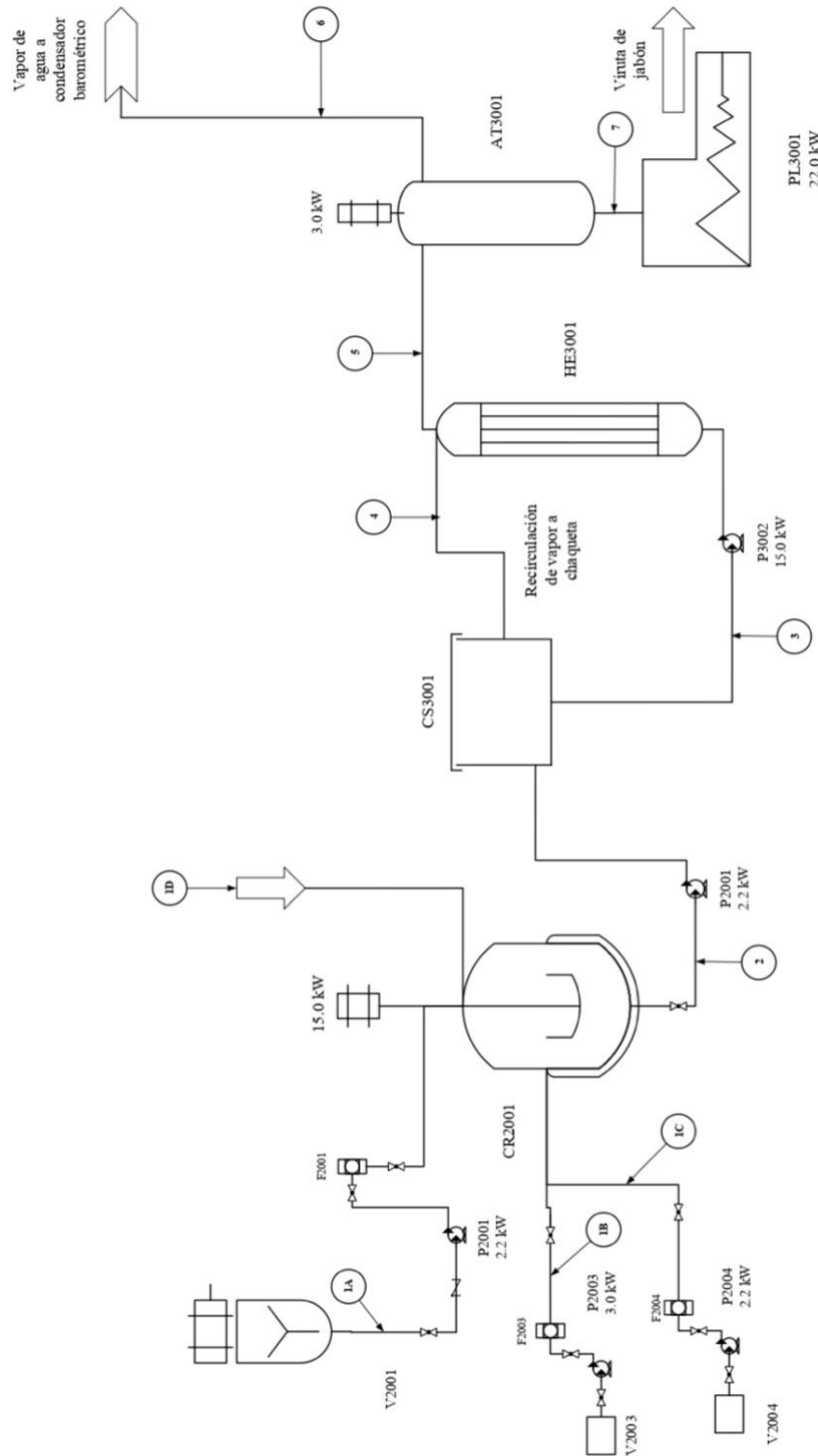


Tabla 27. Identificación para diagrama de flujo de proceso de saponificación y secado.

Masa por lote (kg)

Flujo no.	1A	1B	1C	1D	2	3	4	5	6	7
Componente										
M1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
M7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Jabón crudo	-	-	-	-	3,008	3,008	-	2,865	-	-
Vapor de agua	-	-	-	-	-	-	143	-	143	-
Viruta de jabón	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,722
Total	1,965	590	440	13	3,008	3,008	143	2,865	143	2,722
Presión (bar)	1	1	1	1	1	10	5	10	5	2
Temperatura (°C)	55.0	24.0	24.0	24.0	85.0	85.0	150.0	55.0	150.0	30.0

Tabla 28. Equipos en el diagrama de flujo de proceso de saponificación y secado.

Identificador	Equipo	Tiempo de operación (h)	Consumo energético (kWh)
F2001	Filtro para grasas y aceites	N/A	N/A
P2001	Bomba de alimentación de M1	0.42	1.05
F2003	Filtro para M2	N/A	N/A
P2003	Bomba de alimentación de M2	0.21	0.71
F2004	Filtro de M3	N/A	N/A
P2004	Bomba de alimentación de M3	0.17	0.42
CR2001	Reactor de saponificación	1.17	51.43
P3001	Bomba de traslado a tanque previo a secado	0.67	1.68
P3002	Bomba de alimentación a planta de secado	3.20	54.86
HE3001	Intercambiador de calor	3.20	N/A
AT3001	Atomizador	3.20	10.97
PL3001	Extrusora de doble tornillo	3.20	80.46

Apéndice 2. Planos.

Figura 24. *Layout* de la planta de saponificación actual.

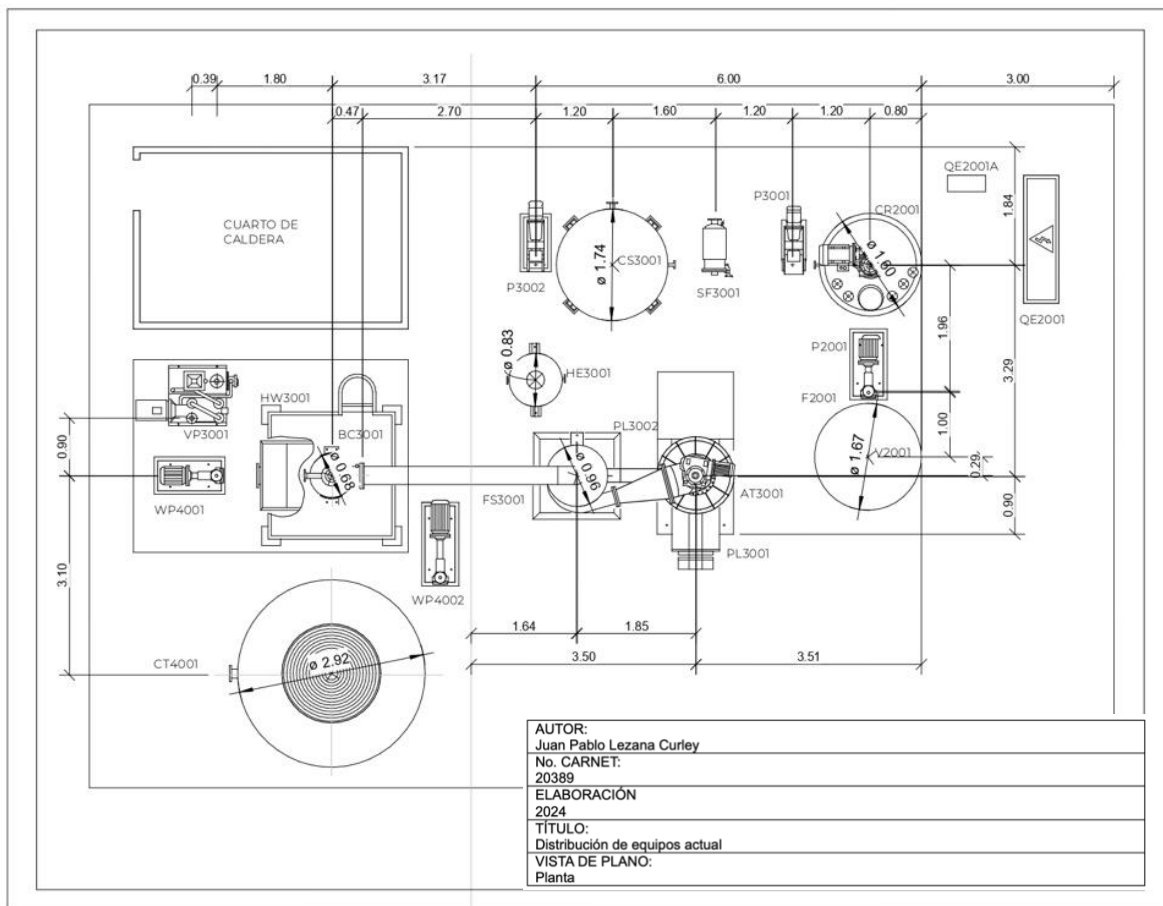
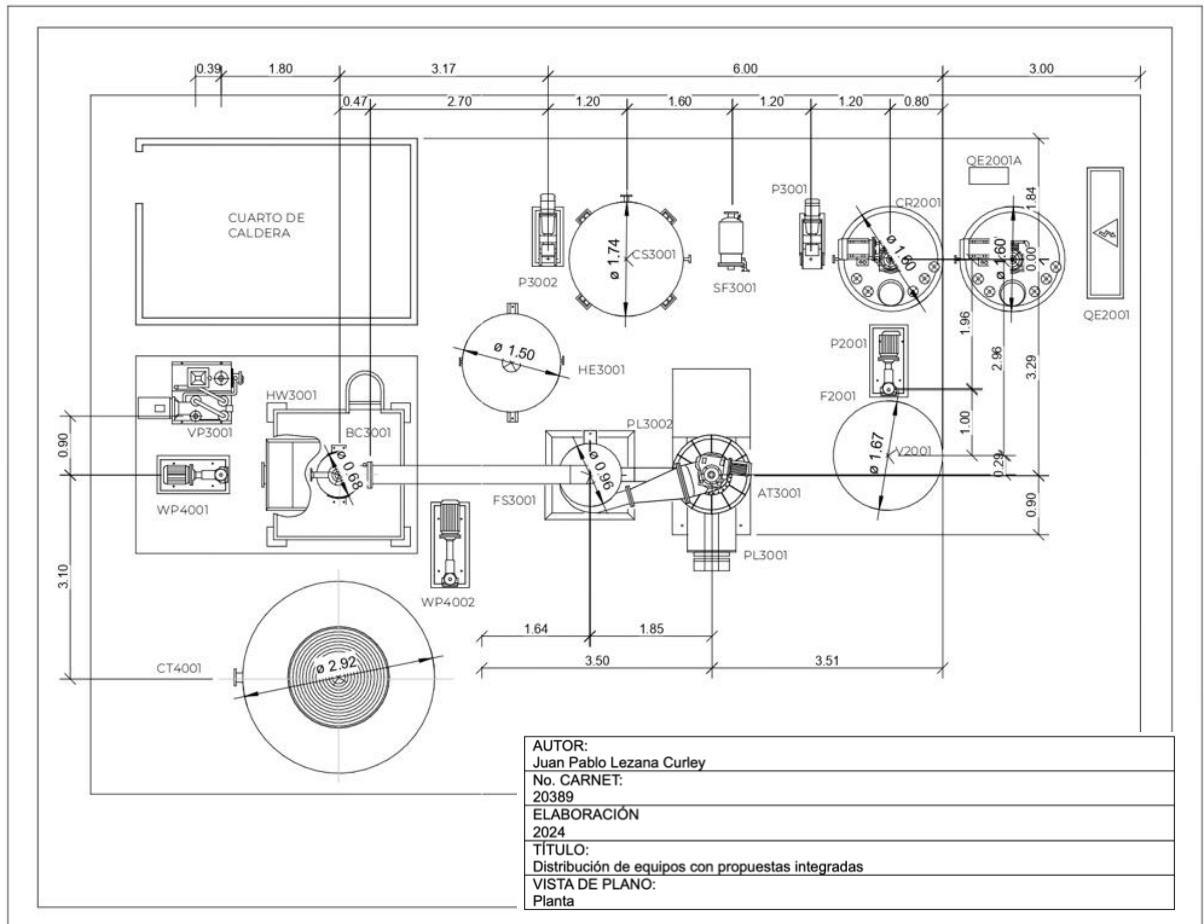


Figura 25. *Layout con propuestas integradas.*



Apéndice 3. Datos originales

Tabla 29. Composición de un lote de producción.

Materia prima	Cantidad (kg)	Porcentaje de composición (m/m)
M1	--	--
M2	--	--
M3	--	--
M4	--	--
M5	--	--
M6	--	--
M7	--	--

Tabla 30. Alimentación de materias primas al reactor de saponificación.

Materia prima alimentada	Método de alimentación	Flujo de alimentación (kg/h)	Temperatura inicial (°C)
M1	Bomba centrífuga	4,716	55.0
M2	Bomba centrífuga	2,832	24.0
M3	Bomba centrífuga	2,640	24.0
M4	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M5	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M6	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0
M7	Manualmente vertido al tanque	N/A	24.0

Tabla 31. Consumo energético durante la etapa de alimentación al reactor de saponificación.

Materia prima alimentada	Potencia del motor de la bomba (kW)	Tiempo de alimentación (h)
M1	2.2	0.42
M2	3.0	0.21
Agua	2.2	0.17

Tabla 32. Datos de la etapa de la reacción de saponificación.

Capacidad del reactor actual (m³)	Rango de temperaturas en la reacción	Rango de presiones en la reacción	Potencia del motor de agitación del reactor (kW)	Tiempo para saponificación completa de un lote (h)	Capacidad instalada de producción del reactor (kg/h)
5.00	85 – 95°C	0.4 – 1.0 bar	15.0	3.00	≈ 1,000

Tabla 33. Traslado del producto saponificado a tanque previo a secado y alimentación de producto a planta de secado.

Operación unitaria	Potencia del motor que realiza el traslado (kW)	Tiempo que toma el traslado (h)
Traslado a tanque previo a secado	2.2	0.67
Alimentación del tanque a la planta de secado	15.0	3.20

Tabla 34. Dimensiones del intercambiador de calor en operación actual.

Dimensiones de equipo		Dimensiones de los tubos		
Diámetro de coraza (m)	Largo (m)	Diámetro interno (m)	Diámetro externo (m)	Largo (m)
0.830	4.740	0.013	0.014	4.200
Presión de operación (bar)			10.0	
Distancia entre tubos o “ <i>tube pitch</i> ” (m)			0.019	
Distancia entre deflectores o “ <i>baffle spacing</i> ” (m)			0.415	
Flujo másico del jabón a través del intercambiador (kg/h)			940	
Corte de deflectores o “ <i>baffle cut</i> ”			25%	

Tabla 35. Operación de secado y extrusión.

Operación unitaria	Potencia del motor del equipo (kW)	Tiempo que toma el traslado (h)	Capacidad instalada según el proveedor (kg/h)
Secado por atomización	3.0	3.20	2,000
Extrusión	22.0	3.20	2,500

Tabla 36. Propiedades del jabón.

Propiedades	Valor
Densidad (kg/m ³)	995.13
Viscosidad (kg/m·s)	0.0492
Calor específico (J/kg·K)	2,708.70
Conductividad térmica (W/m·K)	0.338

Apéndice 4. Cálculos de muestra para consumos energéticos de motores en la planta

Cálculo 1. Consumo energético de los motores en la operación de llenado del reactor.

Ecuación 11. Consumo energético.

$$\text{Consumo energético} = \frac{\text{Potencia del motor} \times \text{Tiempo de operación}}{\text{Eficiencia nominal de la bomba}}$$

Para el motor que acciona la bomba que traslada la mezcla de aceites vegetales:

$$\text{Consumo energético} = \frac{2.2 \text{ kW} \times 0.42 \text{ horas}}{87\%} = 1.05 \text{ kWh}$$

Para el motor que acciona la bomba que traslada la solución de soda cáustica a 50% (m/m):

$$\text{Consumo energético} = \frac{3.0 \text{ kW} \times 0.21 \text{ horas}}{87\%} = 0.71 \text{ kWh}$$

Para el motor que acciona la bomba que traslada el agua:

$$\text{Consumo energético} = \frac{2.2 \text{ kW} \times 0.17 \text{ horas}}{87\%} = 0.42 \text{ kWh}$$

Cálculo 2. Cálculos de muestra para consumo energético del motor de agitación del reactor de saponificación.

$$\text{Consumo energético} = \frac{\text{Potencia del motor} \times \text{Tiempo de operación}}{\text{Eficiencia nominal de la bomba}}$$

Para el motor que acciona el agitador del reactor de saponificación:

$$\text{Consumo energético} = \frac{15.0 \text{ kW} \times 3.00 \text{ horas}}{87\%} = 51.43 \text{ kWh}$$

Cálculo 3. Cálculo de muestra para consumo energético del motor de traslado del producto saponificado al tanque auxiliar de la planta de secado.

$$\text{Consumo energético} = \frac{\text{Potencia del motor} \times \text{Tiempo de operación}}{\text{Eficiencia nominal de la bomba}}$$

Para el motor que acciona la bomba que transporta el producto saponificado al tanque auxiliar previo a la planta de secado:

$$\text{Consumo energético} = \frac{2.2 \text{ kW} \times 0.67 \text{ horas}}{87\%} = 1.68 \text{ kWh}$$

Cálculo 4. Cálculo de muestra para consumo energético del motor de alimentación del producto saponificado a la planta de secado.

$$\text{Consumo energético} = \frac{\text{Potencia del motor} \times \text{Tiempo de operación}}{\text{Eficiencia nominal de la bomba}}$$

Para el motor que acciona la bomba que transporta el producto saponificado al tanque auxiliar previo a la planta de secado:

$$\text{Consumo energético} = \frac{15.0 \text{ kW} \times 3.20 \text{ horas}}{87\%} = 54.86 \text{ kWh}$$

Cálculo 5. Cálculo de muestra para consumo energético de los motores de los equipos de la planta de secado.

$$\text{Consumo energético} = \frac{\text{Potencia del motor} \times \text{Tiempo de operación}}{\text{Eficiencia nominal de la bomba}}$$

Para el motor que acciona la operación del atomizador:

$$\text{Consumo energético} = \frac{3.0 \text{ kW} \times 3.20 \text{ horas}}{87\%} = 10.97 \text{ kWh}$$

Para el motor que acciona la operación de la extrusora de doble tornillo:

$$\text{Consumo energético} = \frac{22.0 \text{ kW} \times 3.20 \text{ horas}}{87\%} = 80.46 \text{ kWh}$$

Apéndice 5. Cálculos de muestra para el intercambiador de calor actual y la propuesta con el método de Kern.

Método de Kern

Cálculo 6. Área de flujo cruzado A_s para el arreglo hipotético de tubos en el ecuador de la coraza.

Ecuación 2:

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)D_s l_B}{p_t}$$

Donde:

p_t es el tube pitch, o la distancia entre tubos

d_o es el diámetro externo de los tubos

D_s es el diámetro interno de la coraza

l_B es el “*baffle spacing*” o espacio entre deflectores en el intercambiador de calor

Para el intercambiador de calor actual:

$$A_s = \frac{(0.019 \text{ m} - 0.014 \text{ m})(0.830 \text{ m})(0.415 \text{ m})}{0.019 \text{ m}} = 0.094 \text{ m}^2$$

Cálculo 7. Velocidad másica del fluido en la carcasa G_s y la velocidad lineal u_s

Ecuación 3:

$$G_s = \frac{W_s}{A_s}$$

Ecuación 4:

$$u_s = \frac{G_s}{\rho}$$

Donde:

W_s es el flujo másico del fluido en la coraza (jabón)

ρ es la densidad del fluido en la coraza (jabón)

Para el intercambiador de calor actual:

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{940 \text{ kg/s}}{0.094 \text{ m}^2} = 10,006 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$u_s = \frac{G_s}{\rho} = \frac{10,006 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{995.13 \text{ kg/m}^3} = 10.06 \text{ m/s}$$

Cálculo 8. Diámetro equivalente del lado de la coraza (diámetro hidráulico).

Ecuación 5:

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{p_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1.27}{d_o} (p_t^2 - 0.785 d_o^2)$$

Para el intercambiador de calor actual:

$$d_e = \frac{1.27}{d_o} (p_t^2 - 0.785 d_o^2) = \frac{1.27}{0.014 \text{ m}} [(0.019 \text{ m})^2 - 0.785(0.014 \text{ m})^2] = 0.0197 \text{ m}$$

Cálculo 9. Número de Reynolds del lado de la coraza.

Ecuación 6:

$$\text{Re} = \frac{G_s d_e}{\mu} = \frac{u_s d_e \rho}{\mu}$$

Donde:

μ es la viscosidad del jabón.

Para el intercambiador de calor actual:

$$\text{Re} = \frac{G_s d_e}{\mu} = \frac{10,006 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \times 0.0197 \text{ m}}{0.0492 \text{ kg/m} \cdot \text{s}} = 3,998$$

Cálculo 10. Número de Prandtl del lado de la coraza.

Ecuación 8:

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k}$$

c_p es el calor específico del jabón

μ_W es la conductividad térmica del jabón

Para el intercambiador de calor actual:

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k} = \frac{0.0492 \text{ kg/m} \cdot \text{s} \times 2,708.70 \text{ J/kg} \cdot \text{K}}{0.338 \text{ W/m} \cdot \text{K}} = 394$$

Cálculo 11. Coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa h_s .

Ecuación 7:

$$\text{Nu} = \frac{h_s d_e}{k_f} = j_H \text{RePr}^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14}$$

Donde:

h_s es el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza

Nu es el número de Nusselt

k_f es la conductividad térmica del jabón

μ_W es la viscosidad del agua a la temperatura y presión de operación

j_H es el factor de transferencia de calor

Pr es el número de Prandtl

Para el intercambiador de calor actual:

El valor del factor de transferencia de calor j_H fue obtenido de la Figura 19.29 del libro de Towler y Sinnott, la cual se encuentra en los Apéndices del trabajo.

$$j_H = 0.009$$

$$h_s = \frac{0.009 \times 3,998 \times 394^{0.33} \left(\frac{0.0492}{0.00028} \right)^{0.14} \times 0.338 \text{ W/m} \cdot \text{K}}{0.0197 \text{ m}} = 9,170 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Cálculo 12. Caída de presión.

Ecuación 9:

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{-0.14}$$

Donde:

j_f es el factor de fricción

L es el largo de los tubos

l_B es el "baffle spacing" o espacio entre deflectores

L/l_B es el número de veces que el flujo pasa a través del arreglo de tubos

Para el intercambiador de calor actual:

El valor del factor de transferencia de calor j_f fue obtenido de la Figura 19.30 del libro de Towler y Sinnott, la cual se encuentra en los Apéndices del trabajo.

$$j_f = 0.06$$

$$\Delta P_s = 8 \times 0.06 \left(\frac{0.830 \text{ m}}{0.0197 \text{ m}} \right) \left(\frac{4.20 \text{ m}}{0.415 \text{ m}} \right) \frac{995.13 \text{ kg/m}^3 \times (10.06 \text{ m/s})^2}{2} \left(\frac{0.0492}{0.00028} \right)^{-0.14} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$$

$$\Delta P_s = 5,004 \text{ kPa}$$

Cálculo 13. Cálculo de energía requerida en intercambiador de calor actual.

Se determinó que por lote se evaporan 145 kg de agua en el intercambiador de calor, para esto se calcula la cantidad de energía requerida.

Ecuación 12. Energía requerida en intercambiador de calor actual.

$$Q = c_p m \Delta T + mL$$

$$Q = (4.18 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}) \times 145 \text{ kg} \times (100 - 85) \text{K} + (145 \text{ kg}) \times (2,260 \text{ kJ/kg})$$

$$Q = 331,867 \text{ kJ/lote}$$

$$Q = 103,709 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 29 \text{ kW}$$

Cálculo 14. Cálculo de área de transferencia de calor.

Ecuación 13. Área de transferencia de calor.

$$Q = h_s \cdot A \cdot \Delta T L_m$$

$$\Delta T L_m = \frac{[(185^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}) - (100^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C})]}{\ln\left(\frac{185^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}}{100^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C}}\right)} = 26.8 \text{K}$$

$$A = \frac{Q}{h_s \cdot \Delta T L_m} = 1.35 \text{ m}^2$$

Cálculo 15. Área de flujo cruzado A_s para el arreglo hipotético de tubos en el ecuador de la coraza para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 2:

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)D_s l_B}{p_t}$$

Donde:

p_t es el tube pitch, o la distancia entre tubos

d_o es el diámetro externo de los tubos

D_s es el diámetro interno de la coraza

l_B es el “*baffle spacing*” o espacio entre deflectores en el intercambiador de calor

Para la propuesta de intercambiador de calor:

$$A_s = \frac{(0.043 \text{ m} - 0.028 \text{ m})(1.500 \text{ m})(0.900 \text{ m})}{0.043 \text{ m}} = 0.479 \text{ m}^2$$

Cálculo 16. Velocidad másica del fluido en la carcasa G_s y la velocidad lineal u_s para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 3:

$$G_s = \frac{W_s}{A_s}$$

Ecuación 4:

$$u_s = \frac{G_s}{\rho}$$

Donde:

W_s es el flujo másico del fluido en la coraza (jabón)

ρ es la densidad del fluido en la coraza (jabón)

Para la propuesta de intercambiador de calor:

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{2000 \text{ kg/s}}{0.479 \text{ m}^2} = 4,186 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$u_s = \frac{G_s}{\rho} = \frac{4,186 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}{995.13 \text{ kg/m}^3} = 4.21 \text{ m/s}$$

Cálculo 17. Diámetro equivalente del lado de la coraza (diámetro hidráulico) para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 5:

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{p_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} = \frac{1.27}{d_o} (p_t^2 - 0.785 d_o^2)$$

Para la propuesta de intercambiador de calor:

$$d_e = \frac{1.27}{d_o} (p_t^2 - 0.785 d_o^2) = \frac{1.27}{0.028 \text{ m}} [(0.043 \text{ m})^2 - 0.785(0.028 \text{ m})^2] = 0.0575 \text{ m}$$

Cálculo 18. Número de Reynolds del lado de la coraza para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 6:

$$\text{Re} = \frac{G_s d_e}{\mu} = \frac{u_s d_e \rho}{\mu}$$

Donde:

μ es la viscosidad del jabón.

Para la propuesta de intercambiador de calor:

$$\text{Re} = \frac{G_s d_e}{\mu} = \frac{4,186 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \times 0.0575 \text{ m}}{0.0492 \text{ kg/m} \cdot \text{s}} = 4,894$$

Cálculo 19. Número de Prandtl del lado de la coraza para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 8:

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k}$$

c_p es el calor específico del jabón

μ_W es la conductividad térmica del jabón

Para la propuesta de intercambiador de calor:

$$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{k} = \frac{0.0492 \text{ kg/m} \cdot \text{s} \times 2,708.70 \text{ J/kg} \cdot \text{K}}{0.338 \text{ W/m} \cdot \text{K}} = 394$$

Cálculo 20. Coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa h_s para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 7:

$$\text{Nu} = \frac{h_s d_e}{k_f} = j_H \text{RePr}^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{0.14}$$

Donde:

h_s es el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza

Nu es el número de Nusselt

k_f es la conductividad térmica del jabón

μ_W es la viscosidad del agua a la temperatura y presión de operación

j_H es el factor de transferencia de calor

Pr es el número de Prandtl

Para la propuesta de intercambiador de calor:

El valor del factor de transferencia de calor j_H fue obtenido de la Figura 19.29 del libro de Towler y Sinnott, la cual se encuentra en los Apéndices del trabajo.

$$j_H = 0.006$$

$$h_s = \frac{0.006 \times 4,894 \times 394^{0.33} \left(\frac{0.0492}{0.00028} \right)^{0.14} \times 0.338 \text{ W/m} \cdot \text{K}}{0.0575 \text{ m}} = 9,170 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Cálculo 21. Caída de presión para la nueva propuesta de intercambiador de calor.

Ecuación 9:

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_W} \right)^{-0.14}$$

Donde:

j_f es el factor de fricción

L es el largo de los tubos

l_B es el "baffle spacing" o espacio entre deflectores

L/l_B es el número de veces que el flujo pasa a través del arreglo de tubos

Para la propuesta de intercambiador de calor:

El valor del factor de transferencia de calor j_f fue obtenido de la Figura 19.30 del libro de Towler y Sinnott, la cual se encuentra en los Apéndices del trabajo.

$$j_f = 0.04$$

$$\Delta P_s = 8 \times 0.06 \left(\frac{1.500 \text{ m}}{0.0575 \text{ m}} \right) \left(\frac{4.00 \text{ m}}{0.900 \text{ m}} \right) \frac{995.13 \text{ kg/m}^3 \times (4.21 \text{ m/s})^2}{2} \left(\frac{0.0492}{0.00028} \right)^{-0.14} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$$

$$\Delta P_s = 154 \text{ kPa}$$

Cálculo 22. Cálculo de energía requerida en intercambiador de calor actual.

Se determinó que por lote se evaporan 145 kg de agua en el intercambiador de calor, para esto se calcula la cantidad de energía requerida.

Ecuación 12:

$$Q = c_p m \Delta T + mL$$

$$Q = (4.18 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}) \times 145 \text{ kg} \times (100 - 85) \text{K} + (145 \text{ kg}) \times (2,260 \text{ kJ/kg})$$

$$Q = 331,867 \text{ kJ/lote}$$

$$Q = 221,245 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 61 \text{ kW}$$

Cálculo 23. Cálculo de área de transferencia de calor.

Ecuación 13:

$$Q = h_s \cdot A \cdot \Delta T L_m$$

$$\Delta T L_m = \frac{[(185^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}) - (100^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C})]}{\ln\left(\frac{185^\circ\text{C} - 150^\circ\text{C}}{100^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C}}\right)} = 26.8 \text{K}$$

$$A = \frac{Q}{h_s \cdot \Delta T L_m} = 4.68 \text{ m}^2$$

Apéndice 6. Cálculos de muestra para la especificación de volumen del reactor.

Cálculo 24. Determinación de τ .

Ecuación 10:

$$k\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A^2}$$

Donde:

k es la constante cinética de la reacción, que se encuentra en estudios realizados

τ es el tiempo espacial o el tiempo de residencia

C_A y C_{A0} es la conductividad térmica del jabón son las concentraciones finales e iniciales de uno de los reactivos, respectivamente.

Para el reactor de saponificación actual:

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A^2 \times k} = \frac{19.13 \text{ mol NaOH/L} - 2.45 \text{ mol NaOH/L}}{(2.45 \text{ mol NaOH/L})^2 (4.94 \times 10^{-3} \text{ L/mol NaOH} \cdot \text{min})} = 276 \text{ min}$$

Cálculo 25. Volumen del reactor.

$$V_{efectivo} = \text{Flujo base} \times \tau = 1.51 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{min} \times 276 \text{ min} = 4.25 \text{ m}^3$$

$$V_{diseño} = V_{efectivo} \times 1.2 = 4.25 \text{ m}^3 \times 1.2 = 5.09 \text{ m}^3$$

Cálculo 26. Determinación de τ para la nueva propuesta de reactor.

Ecuación 10:

$$k\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A^2}$$

Donde:

k es la constante cinética de la reacción, que se encuentra en estudios realizados

τ es el tiempo espacial o el tiempo de residencia

C_A y C_{A0} es la conductividad térmica del jabón son las concentraciones finales e iniciales de uno de los reactivos, respectivamente.

Para la nueva propuesta de reactor de saponificación:

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{C_A^2 \times k} = \frac{19.13 \text{ mol NaOH/L} - 2.45 \text{ mol NaOH/L}}{(2.45 \text{ mol NaOH/L})^2 (4.94 \times 10^{-3} \text{ L/mol NaOH} \cdot \text{min})} = 276 \text{ min}$$

Cálculo 27. Volumen del reactor.

$$V_{efectivo} = \text{Flujo base} \times \tau = 3.35 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{min} \times 623 \text{ min} = 10.44 \text{ m}^3$$

$$V_{diseño} = V_{efectivo} \times 1.2 = 10.44 \text{ m}^3 \times 1.2 = 12.53 \text{ m}^3$$

Apéndice 7. Cálculos de muestra realizados para la evaluación económica de las propuestas.

Cálculo 28. Estimación de inversión física: costos del propuesto reactor de saponificación.

Se necesita un reactor con capacidad de 7.24m³. Se parte de la Tabla 9-50 del Manual del Ingeniero Químico de Perry, donde establece costos típicos para equipos industriales. Se utilizará el mismo equipo que el actual, el cual es un reactor enchaquetado con mezclador (Jacketed reactor, including mixer). Su costo enlistado en esa tabla es de \$9,300 para una capacidad de 0.38m³.

El arreglo en el costo de la capacidad para el reactor es de la siguiente manera:

Ecuación 14. Arreglo en costo por capacidad.

$$\text{Costo arreglado} = \text{Costo enlistado} \left(\frac{\text{Capacidad necesaria}}{\text{Capacidad enlistada}} \right)^n$$
$$\text{Costo arreglado} = \$9,300.00 \left(\frac{7.24 \text{ m}^3}{0.38 \text{ m}^3} \right)^{0.53} = \$57,964.71$$

En el caso del reactor, el costo enlistado es ya con un material de acero inoxidable SST304, por lo que no es necesario corregir el precio por un material nuevo.

Se hace otro ajuste al costo enlistado tomando en cuenta la inflación por el Índice de Marshall al año 2024.

Ecuación 15. Corrección en valor por Índice de Marshall.

$$\text{Índice de Marshall} = 1,630 \text{ (2024)}$$
$$\text{Costo arreglado} = \$57,964.71 \times \frac{1,630}{1,000} = \$94,470.89$$

Este es el costo físico del reactor que se propone a la empresa adquirir para lograr el objetivo planteado en este trabajo, incoterm FOB en Estados Unidos.

Cálculo 29. Estimación de inversión física: costos del propuesto intercambiador de calor.

Su costo enlistado en esa tabla es de \$21,700.00 para una capacidad de 10,000ft².

El arreglo en el costo de la capacidad para el intercambiador de calor es de la siguiente manera:

$$\text{Costo arreglado} = \$21,700.00 \left(\frac{45 \text{ ft}^2}{10,000 \text{ ft}^2} \right)^{0.53} = \$895.07$$

Este precio está enlistado para acero al carbón, sin embargo se sugiere que los tubos sean hechos de acero inoxidable AISI 316 y la coraza de AISI 304, por lo que se debe hacer la corrección:

$$\text{Corrección por material} = \$895.07 \times 2.86 = \$2,559.89$$

Se hace otro ajuste al costo enlistado tomando en cuenta la inflación por el Índice de Marshall al año 2024.

$$\text{Índice de Marshall} = 1,630 \text{ (2024)}$$

$$\text{Costo arreglado} = \$2,559.89 \times \frac{1,630}{1,000} = \$4,172.11$$

Este es el costo físico del reactor que se propone a la empresa adquirir para lograr el objetivo planteado en este trabajo, incoterm FOB en Estados Unidos.

Por tanto, la estimación de inversión física es la suma de estos dos valores:

$$\text{Inversión física (FOB USA)} = \$98,643.00$$

Cálculo 30. Cálculo del flete y otros factores.

Para el cálculo del flete, impuestos, seguro y otros factores se utilizaron los siguientes incrementos estándar:

Detalle	Factor de incremento asumido
Flete internacional	4% de precio FOB
Seguro	3% de precio FOB
IVA	12% de precio CIF
Arancel	10% de precio CIF
Flete interno a planta	1% del total

Se usaron los valores de la tabla 9-51 del Manual del Ingeniero Químico de Perry para calcular los costos de instalación, tuberías adicionales, suministro eléctrico e instrumentos.

Detalle	Factor de incremento asumido
Instalado	41%
Tuberías	34%
Suministro eléctrico	13%
Instrumentos	13%

El valor de inversión física y equipo entregado FOB se multiplica por cada uno de estos factores para obtener el costo final del equipo entregado e instalado en la planta.

Detalle	Costo adicional por factor de incremento asumido
Equipo entregado, FOB USA	\$98,643.00
Flete internacional	\$3,945.72
Seguro	\$2,959.29
IVA	\$12,310.65
Arancel	\$10,258.87
Flete interno a planta	\$1,251.58
Equipo entregado	\$51,828.03
Instalado	\$51,828.03
Tuberías	\$42,979.34
Suministro eléctrico	\$16,433.28
Instrumentos	\$16,433.28
TOTAL	\$254,083.74

Estos valores suman una inversión de equipos e instalación de:

$$\text{Inversión total física} = \$254,083.74$$

Cálculo 31. Cálculo de utilidad neta con aumento capacidad instalada sin financiamiento.

Si se instalan las propuestas y la planta llega a una capacidad de producción de 2,000 kg/h de viruta, el aumento en la producción sería de:

$$2,000 \text{ kg/h propuestos} - 900 \text{ kg/h actuales} = 1,100 \text{ kg/h de aumento}$$

Asumiendo 8 horas de trabajo al día como es actualmente en la empresa, y 250 días al año:

$$1,100 \frac{\text{kg}}{\text{hora}} \times \frac{8 \text{ horas}}{1 \text{ día}} \times \frac{250 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 2,200,000 \text{ kg de aumento al año}$$

Sin embargo, se siguen las metas de la empresa descritas en antecedentes, con el aumento en la capacidad de producción como sigue:

Tabla 37. Aumento en producción anual.

Año	Aumento en producción (toneladas de viruta de jabón al año)
1	220
2	440
3	880
4	1,320
5	1,540

El precio al que se vende la viruta en promedio es de \$1.63 por kilogramo, por lo que el aumento en ingresos se vería de la siguiente manera:

Tabla 38. Ingresos con aumento en capacidad de producción.

Año	Ingresos nuevos con aumento en capacidad de producción
1	\$356,400.00
2	\$712,800.00
3	\$1,425,600.00
4	\$2,138,400.00
5	\$2,494,800.00

Los ingresos de los próximos 5 años de evaluación del proyecto se verían de la siguiente manera, se tomó en cuenta la depreciación del equipo y un impuesto sobre la renta del 27%. Se tomó también en cuenta la inflación de 8% anual y esto se ve reflejado en los ingresos a partir del año 2:

La corrección en las cantidades por inflación se hace de la siguiente manera:

Ecuación 16. Corrección por inflación.

$$\text{Valor corregido por inflación} = \frac{\text{Valor calculado}}{(1 + \text{Valor de inflación})^{\text{año de evaluación}}}$$

Tabla 39. Utilidad neta en los próximos 5 años, sin financiamiento y tomando en cuenta la inflación.

Año	Ingresos	Egresos	Rentabilidad / Utilidad bruta	Impuestos	Utilidad neta
1	\$5,356,400.00	\$5,174,282.40	\$182,117.60	\$49,171.75	\$132,945.85
2	\$5,289,629.63	\$5,109,782.22	\$179,847.41	\$48,558.80	\$131,288.61
3	\$5,508,916.32	\$5,321,613.17	\$187,303.16	\$50,571.85	\$136,731.30
4	\$5,666,692.07	\$5,474,024.54	\$192,667.53	\$52,020.23	\$140,647.30
5	\$5,508,901.74	\$5,321,599.08	\$187,302.66	\$50,571.72	\$136,730.94

Utilizando fórmulas el software utilizado se calcula la cantidad de interés que se debería pagar si la inversión se realizara con financiamiento a una tasa del 10% anual:

Tabla 40. Interés a pagar por el financiamiento a la inversión.

Año	Interés a pagar
1	\$18,974.73
2	\$14,943.58
3	\$10,585.85
4	\$6,541.89
5	\$3,326.97

Tabla 41. Utilidad neta en los próximos 5 años, con financiamiento en la inversión y tomando en cuenta la inflación.

Año	Ingresos	Egresos	Rentabilidad / Utilidad bruta	Impuestos	Utilidad neta
1	\$5,356,400.00	\$5,090,434.77	\$265,965.23	\$71,810.61	\$194,154.62
2	\$5,289,629.63	\$5,124,475.29	\$165,154.34	\$44,591.67	\$120,562.67
3	\$5,508,916.32	\$5,332,996.94	\$175,919.38	\$47,498.23	\$128,421.15
4	\$5,666,692.07	\$5,481,867.37	\$184,824.70	\$49,902.67	\$134,922.03
5	\$5,508,901.74	\$5,325,653.11	\$183,248.63	\$49,477.13	\$133,771.50

XIII. ANEXOS

Anexo 1. Datos calculados.

Tabla 42. Consumo energético de motores en cada etapa.

Etapas	Consumo energético por lote (kWh)
Llenado del reactor	2.18
Reacción de saponificación	51.43
Traslado a tanque previo a secado	1.68
Alimentación a planta de secado	54.86
Secado por atomización	10.97
Extrusión de "neat soap"	80.46

Tabla 43. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.

Coefficiente de transferencia de calor del lado de coraza (W/m²·K)	Caída de presión del lado de la coraza (kPa)	Flujo de energía requerido para la operación del intercambiador de calor (kJ/h)	Área de transferencia de calor (m²)
9,170	5,004	103,709	1.35

Tabla 44. Resultados obtenidos para el intercambiador de calor en operación.

Coefficiente de transferencia de calor del lado de coraza (W/m²·K)	Caída de presión del lado de la coraza (kPa)	Flujo de energía requerido para la operación del intercambiador de calor (kJ/h)	Área de transferencia de calor (m²)
2,643	154	221,245	4.68

Tabla 45. Comparación directa de volúmenes de reactor de saponificación actual y del diseño propuesto.

	Reactor de saponificación actual (m³)	Reactor de saponificación actual (m³)	Diferencia de volúmenes (m³)
Volumen efectivo (m³)	4.25	10.44	6.19
Volumen de diseño (m³)	5.09	12.33	7.24

Tabla 46. Evaluación económica de las propuestas, sin financiamiento externo.

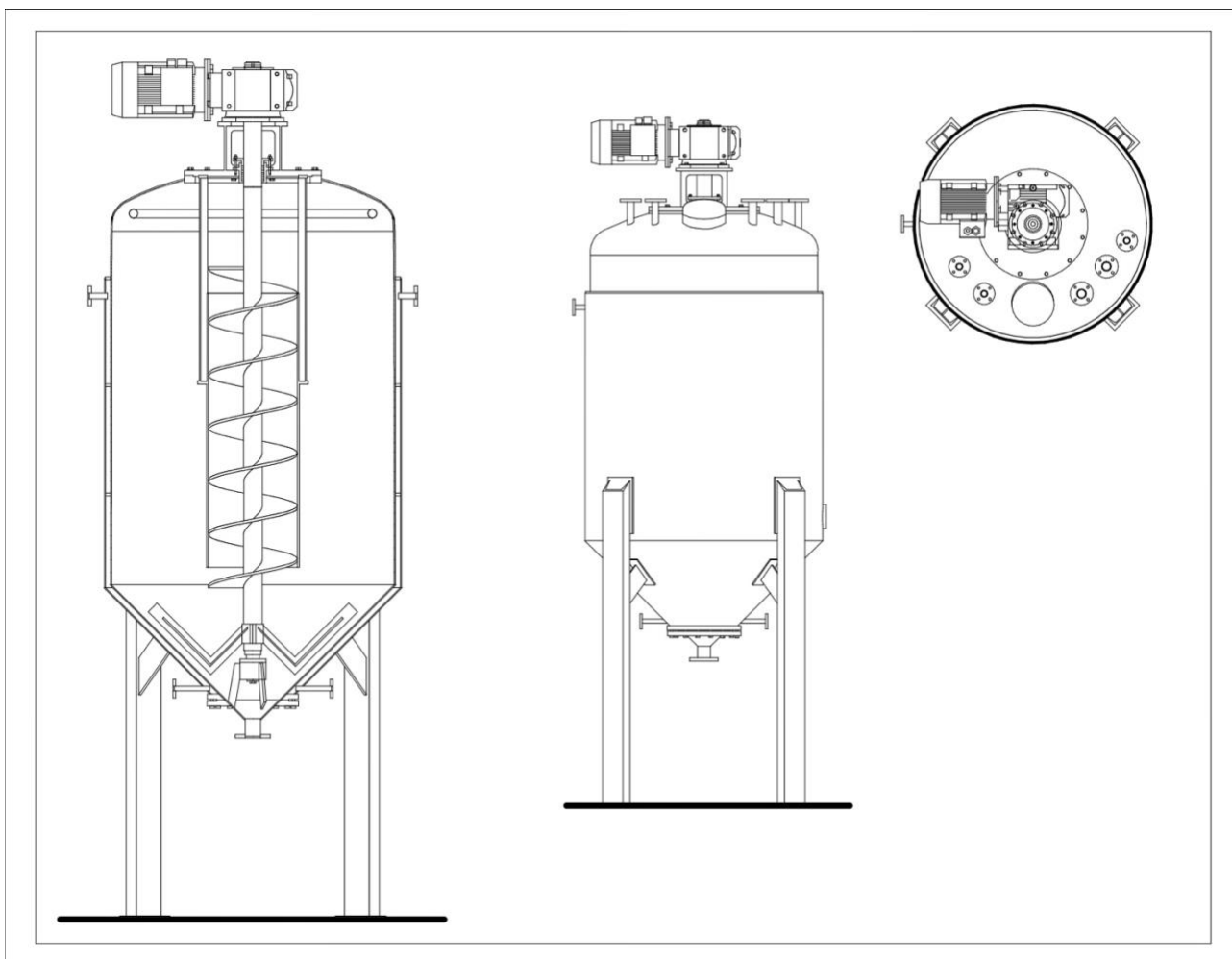
VAN Valor actual neto	\$ 258,970.51
TIR Tasa interna de retorno	45%
PRI Período de recuperación de inversión	1.78 años

Tabla 47. Evaluación económica de las propuestas, tomando en cuenta financiamiento externo.

VAN Valor actual neto	\$ 293,758.88
TIR Tasa interna de retorno	53%
PRI Período de recuperación de inversión	1.61 años

Anexo 2. Dibujo técnico del reactor de saponificación.

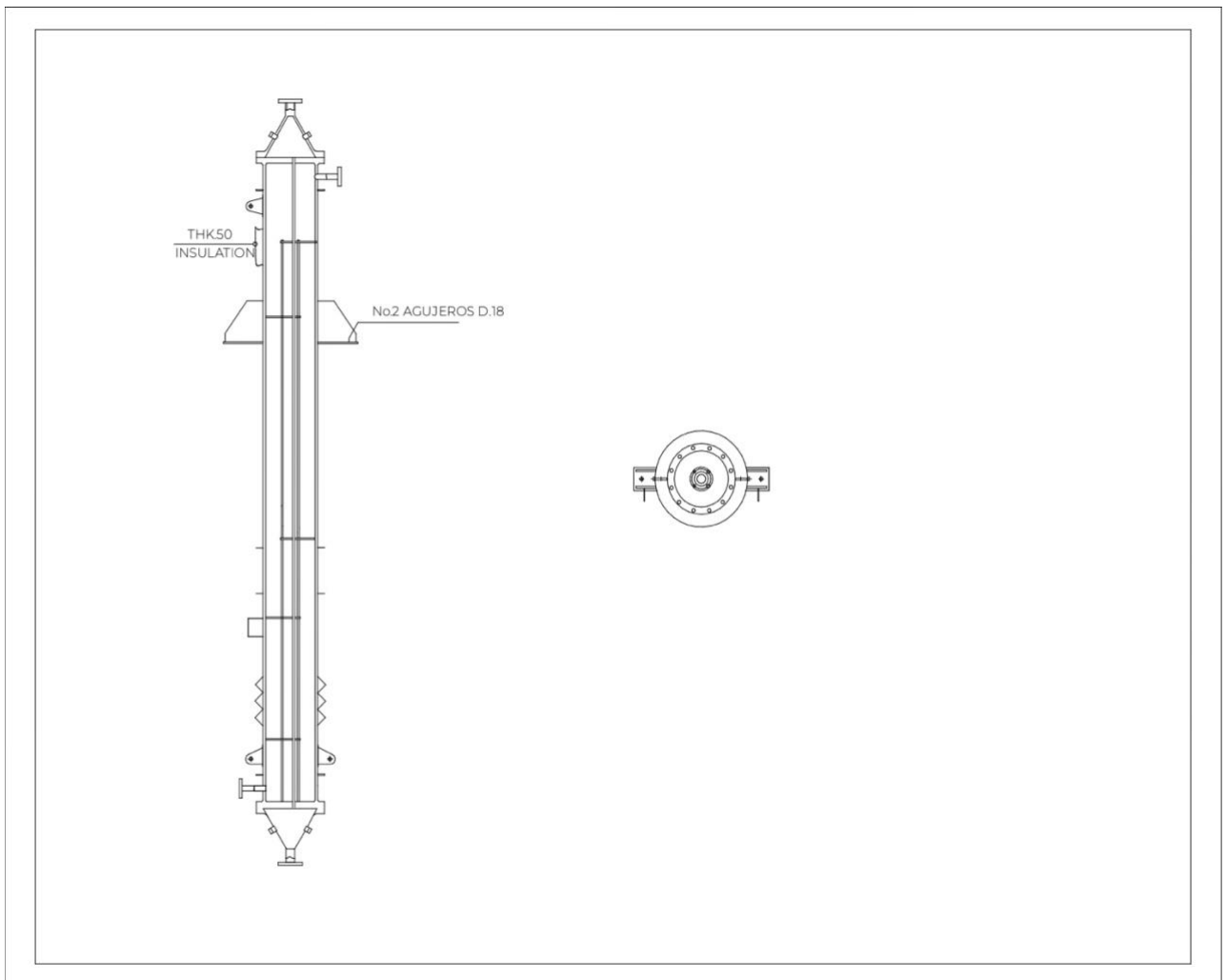
Figura 26. Dibujo técnico del reactor de saponificación



Fuente: Elaboración propia.

Anexo 3. Dibujo técnico del intercambiador de calor.

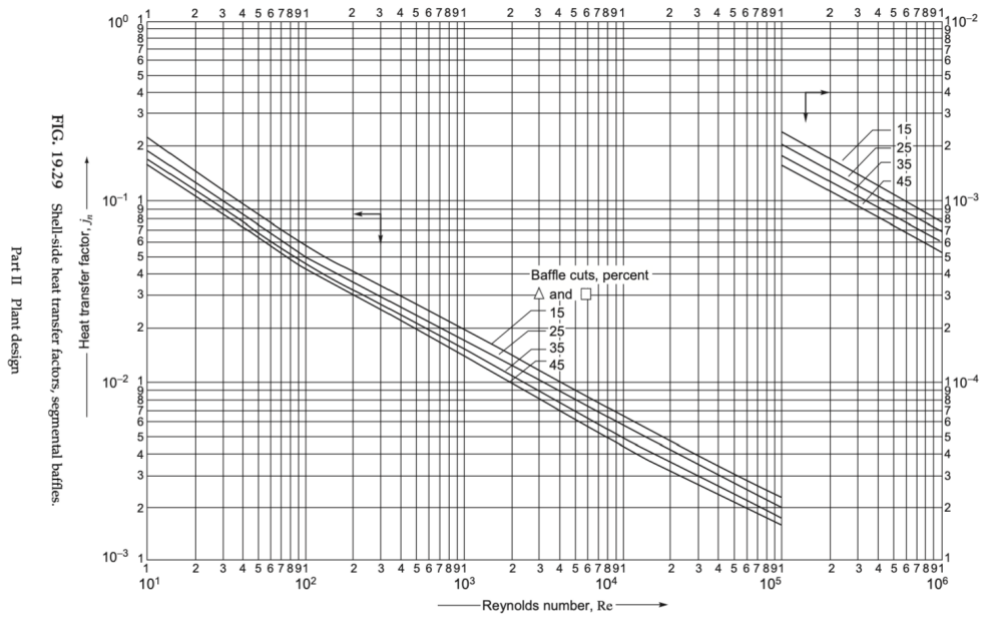
Figura 27. Dibujo técnico del intercambiador de calor.



Fuente: Elaboración propia.

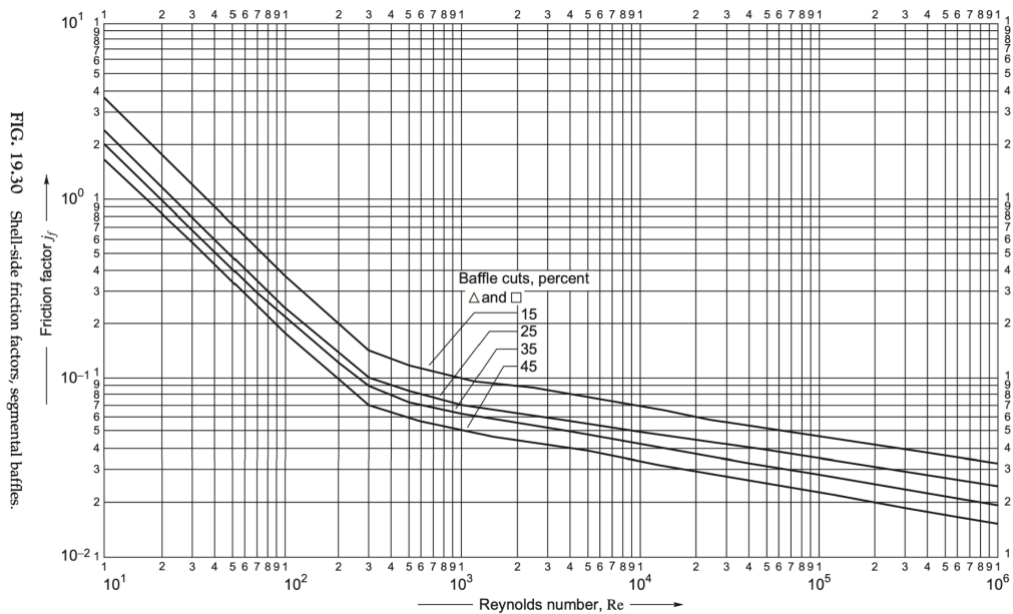
Anexo 4. Figuras para determinación de factor de transferencia de calor y factor de fricción.

Figura 28. Factor de transferencia de calor.



Fuente: (Towler & Sinnott, 2022)

Figura 29. Factor de fricción.



Fuente: (Towler & Sinnott, 2022)

Figura 30. Determinación de factor de transferencia de calor para el intercambiador de calor actual.

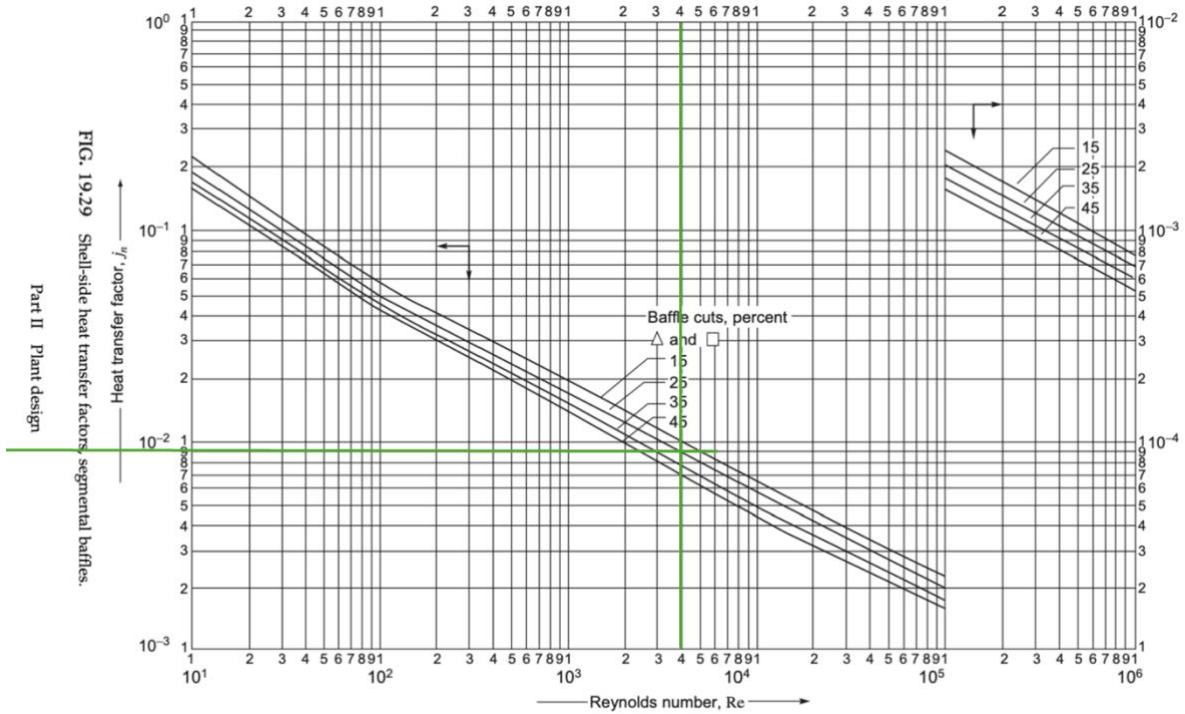


Figura 31. Determinación de factor de fricción de calor para el intercambiador de calor actual.

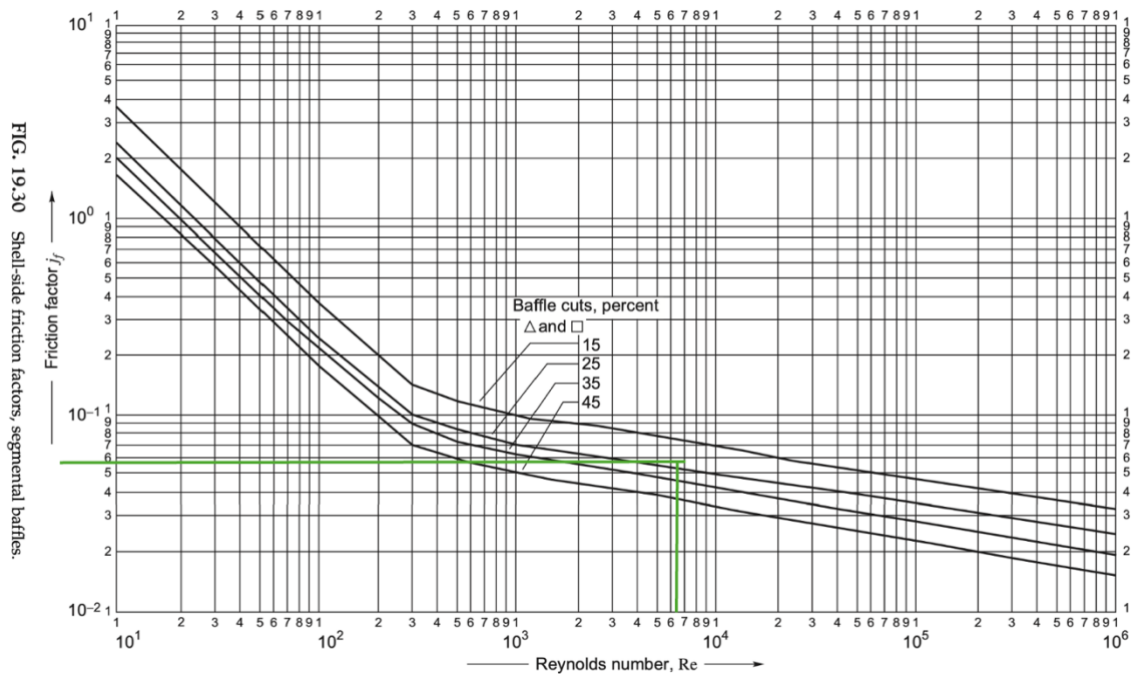


Figura 32. Determinación de factor de transferencia de calor para propuesta del intercambiador de calor.

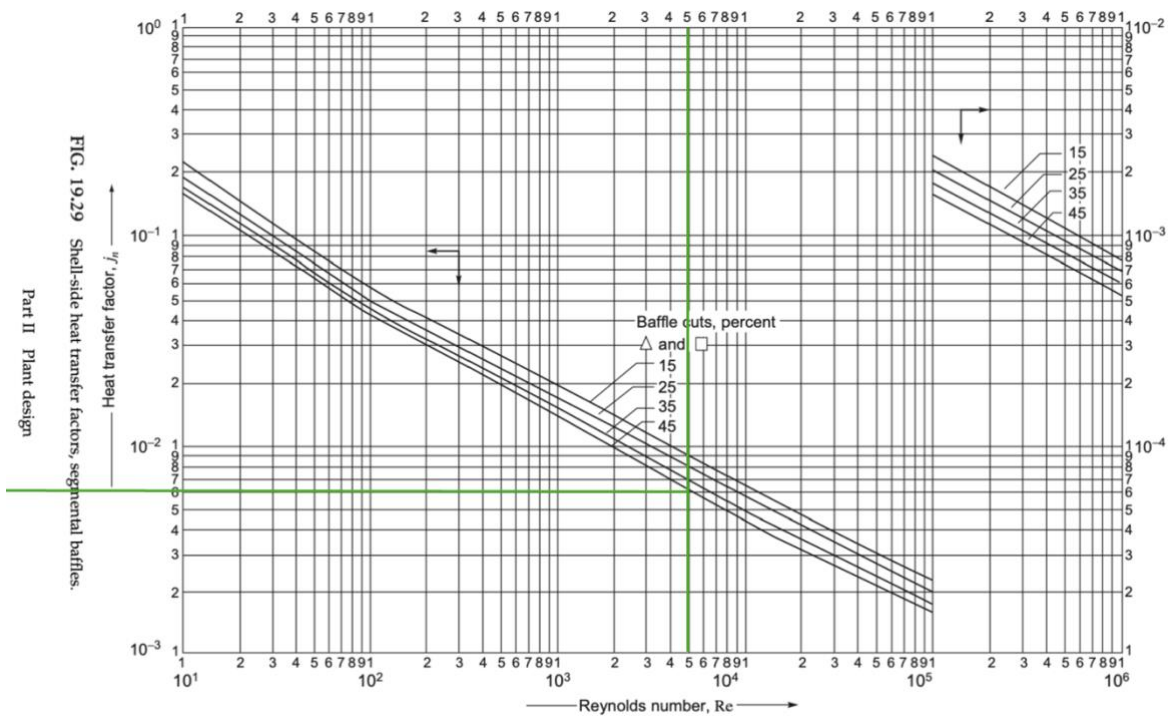
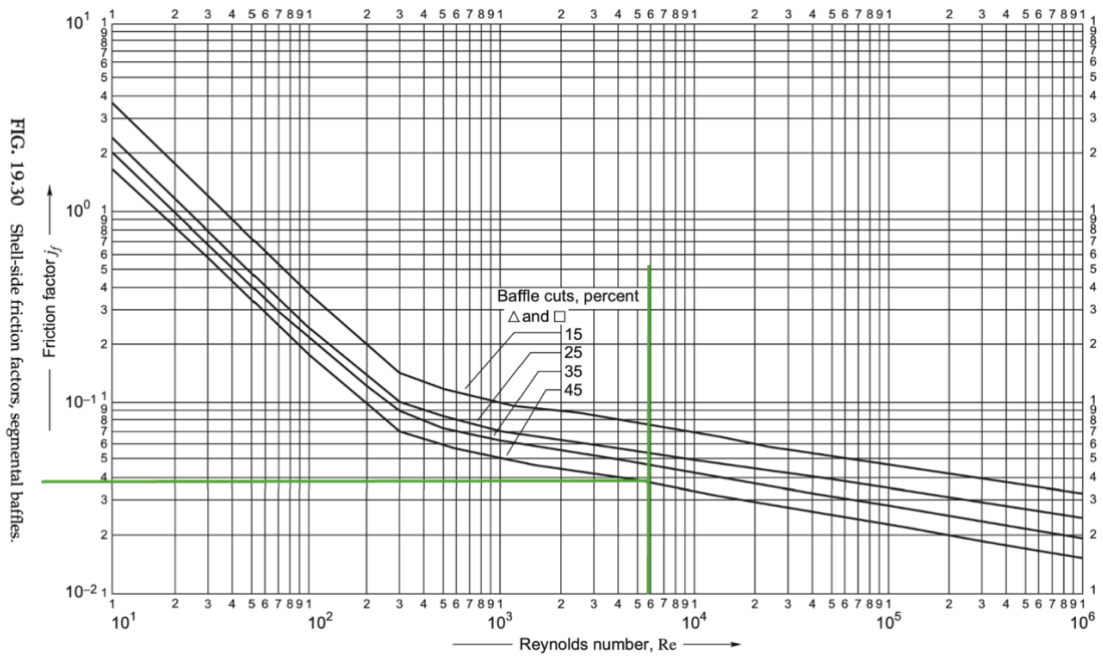


Figura 33. Determinación de factor de fricción de calor para propuesta del intercambiador de calor.



Anexo 5. Tablas del manual del Ingeniero Químico de Perry para la evaluación económica.

Figura 34. Valores típicos y exponentes para costo y capacidad de equipos.

TABLE 9-50 Typical Exponents for Equipment Cost versus Capacity

Equipment	Size	Unit	Approximate cost, \$000	Size range	Exponent
Agitator, turbine, top entry, open, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	7.0	2-30 (1.5-22.4)	0.45
Agitator, turbine, top entry, closed, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	10.7	2-200 (1.5-150)	0.56
Blower, centrifugal, 4 lb/in ² (27.6 kN/m ²), DEL, excluding motor	10 (4.72)	10 ³ sft ³ /min (sm ³ /s)	67	0.5-150 (0.24-71)	0.60
Cone crusher, FOB, crusher only	100 (74.6)	hp (kW)	130	30-300 (22.4-224)	0.92
Jaw crusher, FOB, excluding motor	10 (7.5)	hp (kW)	34	1-60 (0.75-44.7)	0.65
Jaw crusher, FOB, excluding motor	100 (74.6)	hp (kW)	284	60-400 (44.7-300)	0.81
Centrifugal pump, C/S, FOB, excluding motor	10 (7.5)	hp (kW)	1.6	0.5-40 (0.37-30)	0.30
Centrifugal pump, C/S, FOB, excluding motor	100 (74.6)	hp (kW)	4.4	40-400 (30-300)	0.67
Conveyor, belt, C/S, FOB, excluding motor	100 (9.3)	ft ² (m ²)	6.7	60-200 (5.6-18.6)	0.50
Conveyor, screw, C/S, DEL, excluding motor	70 (540)	ft × m diameter (m × mm diameter)	10	50-100 (390-780)	0.46
Centrifuge, automatic batch, horizontal, C/S, FOB	20 (1.86)	Filter area, ft ² (m ²)	100	7-80 (0.65-7.43)	0.65
Compressor, reciprocating, <1000 lb/in ² , FOB, including motor	300 (224)	hp (kW)	133	1-20000 (0.75-1490)	0.84
Crystallizer, forced circulation, C/S, FOB	100 (91)	ton/day (Mg/day)	283	10-1000 (9.1-970)	0.59
Dryer, drum, C/S, FOB, excluding motor	100 (9.3)	ft ² (m ²)	73	10-400 (0.9-37)	0.52
Dryer, vacuum, shelf, C/S, FOB, excluding trays, vacuum equipment	100 (9.3)	ft ² (m ²)	17	15-1000 (1.4-93)	0.56
Dust collector, cloth, shaker type, FOB, including motors	10 ⁴ (4.7)	sft ³ /min (m ³ /s)	17	10 ³ -5 × 10 ⁴ (0.47-23.6)	0.79
Dust collector, multicyclones, FOB	10 ⁴ (4.7)	sft ³ /min (m ³ /s)	7	10 ² -1.5 × 10 ⁵ (0.47-70.8)	0.66
Electrostatic precipitator, FOB	2 × 10 ⁵ (94)	ft ³ /min at 40°C (m ³ /s)	77	10 ³ -8 × 10 ⁴ (0.47-73.8)	0.39
Ejector, single-stage, 100 psig, steam, FOB	3 (10 ⁻³)	lb/h (air/mmHg absolute)	383	8 × 10 ⁴ -10 ⁶ (37.8-472)	0.81
Ejector, two-stage, FOB, including condenser, piping	1 (3.4 × 10 ⁻³)	[kg/h/(N/m ²)]	2.7	0.2-30 (6.8 × 10 ⁻⁴ -0.1)	0.50
Ejector, multistage, FOB, including condenser, piping	10 (3.4 × 10 ⁻²)	[kg/h/(N/m ²)]	6.3	0.2-10 (6.8 × 10 ⁻⁴ -3.4 × 10 ⁻²)	0.43
Filter, vertical-pressure leaf, C/S, DEL	100 (9.3)	ft ² (m ²)	17	0.2-100 (6.8 × 10 ⁻⁴ -0.34)	0.26
Filter, plate and frame, C/S, DEL	100 (9.3)	ft ² (m ²)	17	30-1500 (2.8-140)	0.57
Filter, vacuum rotary drum, C/S, FOB, including motor	100 (9.3)	ft ² (m ²)	5.7	10-1000 (0.9-93)	0.55
Heat exchanger, shell-tube, floating head, C/S, DEL; fixed tube × 0.85; U tube × 0.87; kettle × 1.35	100 (9.3)	ft ² (m ²)	63.3	10-1500 (0.9-140)	0.48
Heat exchanger, thermal screw, C/S, FOB, excluding motor	100 (9.3)	ft ² (m ²)	21.7	20-20000 (1.9-1860)	0.59
Kettle, jacketed, glass-lined, FOB	100 (0.38)	U.S. gal (m ³)	33	10-400 (0.9-37)	0.78
Motors, ac induction, wound rotor, TEFC, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	53	50-1000 (0.2-3.8)	0.48
Motors, ac induction, wound rotor, TEFC, FOB	70 (52)	hp (kW)	12.3	10-25 (7.5-18.6)	0.56
Piping, typical straight run, C/S, FOB, \$/ft	6 (152)	Nominal diameter in (mm)	0.0093	25-200 (1.9-15.2)	0.62
Complex network: FOB \$/ft × 2	6 (152)	Nominal diameter in (mm)	0.0093	1-24 (25-610)	1.33
Installed: \$/ft × 13	6 (152)	Nominal diameter in (mm)	0.0093	1-24 (25-610)	1.33
Pressure vessel horizontal drum (150 psig), C/S	1000 (3.8)	U.S. gal (m ³)	6.3	100-80000 (0.4-302)	0.62
Jacketed reactors, including mixer, FOB	100 (0.38)	U.S. gal (m ³)	9.3	10-4000 (0.04-15.1)	0.53
Refrigeration, packaged mechanical, INST	100 (351.7)	U.S. tons (kW)	133	10-1000 (35.2-3520)	0.73
Screen, vibrating, single-deck, DEL, including motor	500 (46)	ft ² (m ²)	10	150-700 (14-65)	0.62
Stack, carbon steel	1000 (3.8)	ft (m)	—	20-150 (6.1-45.7)	1.00
Tanks: atm, horizontal cylinder, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m ³)	4.7	100-40000 (0.4-151)	0.57
Vertical cylinder, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m ³)	3.3	100-20000 (0.4-76)	0.30
Vertical jacketed, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m ³)	15	70-1500 (0.26-5.7)	0.57
Vertical agitator, C/S, FOB, including motor	1000 (3.8)	U.S. gal (m ³)	12.3	100-20000 (0.4-76)	0.50
Towers, distillation including internals, INST	4000 (trays)	$\left(\frac{\text{feed, lb/year}}{10^6}\right)^{0.65}$	3300	300-30000	1.00

NOTE: All costs are North American values with M & S = 1000.

Fuente: (Perry, Green, & Southard, 2019)

Figura 35. Factores para convertir los costos de los equipos entregados en inversión de capital de costo fijo.

TABLE 9-51 Factors to Convert Delivered-Equipment Costs into Fixed-Capital Investment

Details	Grass-roots plants			Battery-limit installations		
	Solids processing	Solids-fluid processing	Fluid processing	Solids processing	Solids-fluid processing	Fluid processing
Equipment, delivered	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Installed	0.19-0.23	0.39-0.43	0.76	0.45	0.39	0.27-0.47
Piping	0.07-0.23	0.30-0.39	0.33	0.16	0.31	0.66-1.20
Structural steel foundations, reinforced concrete			0.28			0-0.13
Electrical	0.13-0.25	0.08-0.17	0.09	0.10	0.10	0.09-0.11
Instruments	0.03-0.12	0.13	0.13	0.09	0.13	

Fuente: (Perry, Green, & Southard, 2019)

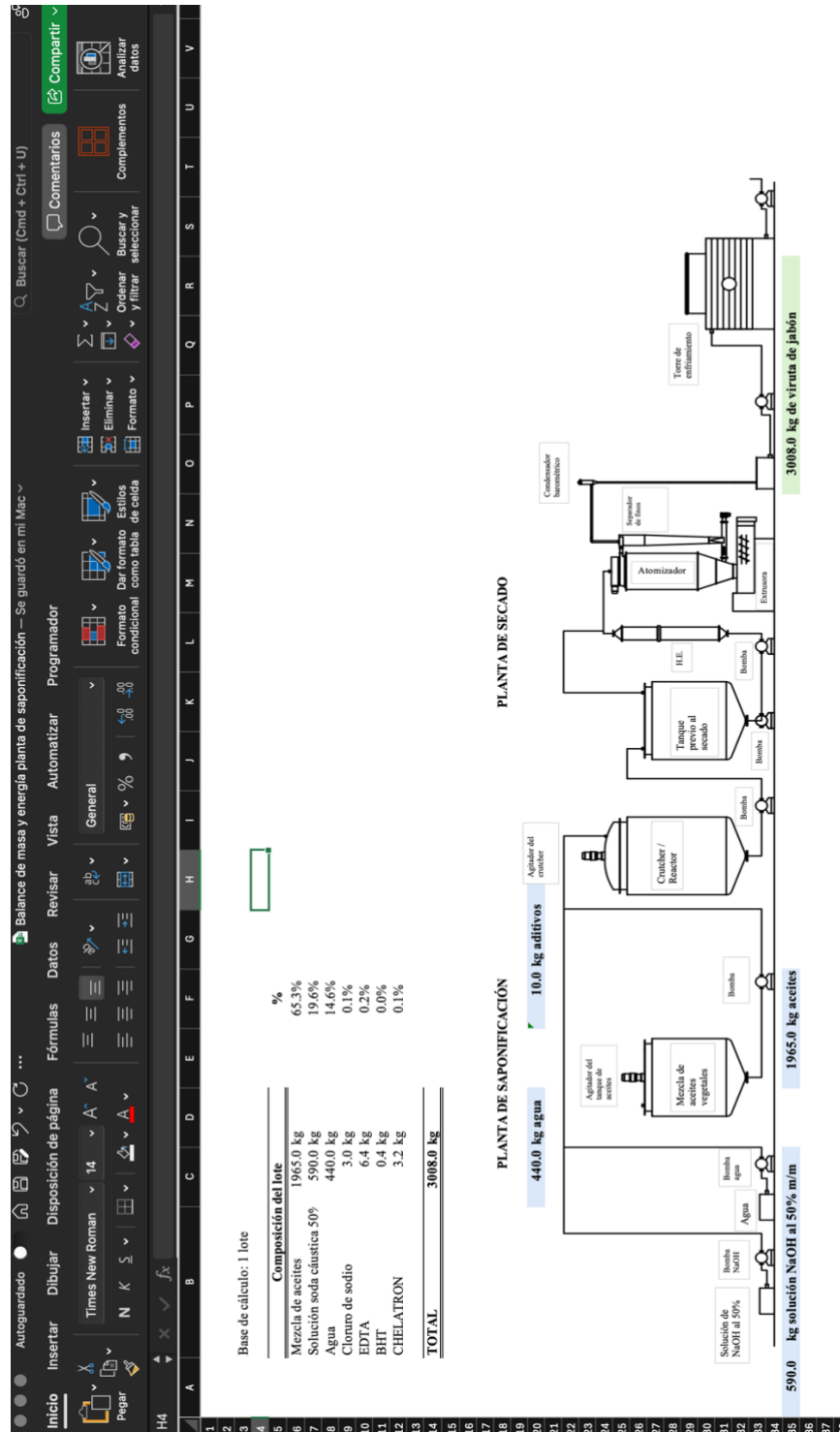
Anexo 6. Foto de la planta de saponificación en la empresa.



Fuente: Elaboración propia.

Anexo 7. Fotos del simulador utilizado para cálculos.

Figura 36. Hoja de cálculo de Diagrama General.



Fuente: Elaboración propia.

Figura 37. Hoja de cálculo de la etapa de llenado.

Base de cálculo	Materias primas	Alimentación	Flujo	Temperatura inicial (°C)	Bomba de alimentación			Consumo energético
					Potencia de motor	η nominal	Tiempo	
	Mezcla de aceites	Se alimenta con bomba centrífuga	4716 kg/h	55.0	2.2 kW	87.5%	0.42 h	1.05 kWh
	Solución soda cáustica 50%	Se alimenta con bomba centrífuga	2832 kg/h	24.0	3.0 kW	87.5%	0.21 h	0.71 kWh
	Agua	Se alimenta con bomba centrífuga	2640 kg/h	24.0	2.2 kW	87.5%	0.17 h	0.42 kWh
	Cloruro de sodio	Se alimenta vertido	N/A	24.0				
	EDTA	Se alimenta vertido	N/A	24.0				
	BHT	Se alimenta vertido	N/A	24.0				
	CHELATRON	Se alimenta vertido	N/A	24.0				
				Temperatura final del reactor ≈	85.0	°C		
TOTAL								2.18 kWh por lote

Fuente: Elaboración propia.

Figura 38. Hoja de cálculo para la etapa de la reacción de saponificación.

Balance de masa y energía planta de saponificación – Se guardó en mi Mac

Autoguardado • Dibujar Disposición de página Fórmulas Datos Revisar Vista Automatizar Programador

Iniciar Insertar Times New Roman 14 A A' N K S y f_x Insertar Eliminar Formato Dar formato condicional como tabla de celdas Estilos Buscar y filtrar seleccionar

Compartir

Analizar datos

Complementos

Balance de masa y energía planta de saponificación – Se guardó en mi Mac

REACCIÓN DE SAPONIFICACIÓN

Base de cálculo 1 Lots

Pruebas realizadas en producto	Resultado promedio
Alcalinidad libre*	0.064 g NaOH/g
Contenido de humedad	23%

Capacidad del reactor 5 m³

*Cantidad de hidróxido de sodio inerte en la saponificación

Rango de temperaturas de reacción 85-95 °C

Potencia de motor 1.5 kW

Motor de agitación del reactor

Potencia de motor	η nominal	Tiempo	Consumo energético
1.5 kW	87.5%	3.00 h	51.43 kWh

Capacidad del reactor 5 m³

6.00

5.2. REACTORES DE TANQUE AGITADO EN ESTADO ESTACIONARIO

entrada de A, moles/tiempo = $F_{A0}(1 - X_A) = F_{A0}$
 salida de A, moles/tiempo = $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{\Delta X_A}{-Y_A} = \frac{X_A}{-Y_A}$$

$$\tau = \frac{1}{S} = \frac{V}{U_0} = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0}X_A}{-Y_A}$$

Ec. 11

factor de expansión, cambio fraccional en el volumen cuando A se convierte completamente, ver la ecuación 3.64

Para cualquier ϵ_A

A	B	M _A	M _B	ρ (jabón)
Mezcla de aceites vegetales	Solución de NaOH 50% m/m	866 g/mol	40 g/mol	995.13 kg/m ³
				0.99513 g/cm ³
				0.99513 kg/L

Ec. 11

C _{B0}	C _B	C _{B0}	C _B
0.500 g NaOH/g	0.064 g NaOH/g	0.500	0.064

Ec. 11

$$\ln \frac{1-X_B}{1-X_A} = \ln \frac{M-X_A}{M(1-X_A)} = \ln \frac{M-X_A}{M(1-X_A)} = C_{A0}(M-1)kt = (C_1)$$

Fuente: Elaboración propia.

Figura 39. Hoja de cálculo para el traslado del producto saponificado al tanque auxiliar de secado.

TRASLADO DE PRODUCTO SAPONIFICADO A PLANTA DE SECADO						
Base de cálculo						
Lote						
Masa a trasladar	Flujo	Temperatura (°C)	Potencia de motor	Bomba de alimentación η nominal	Tiempo	Consumo energético
3008 kg	4512.0 kg/h		2.2 kW	87.5%	0.67 h	1.68 kWh

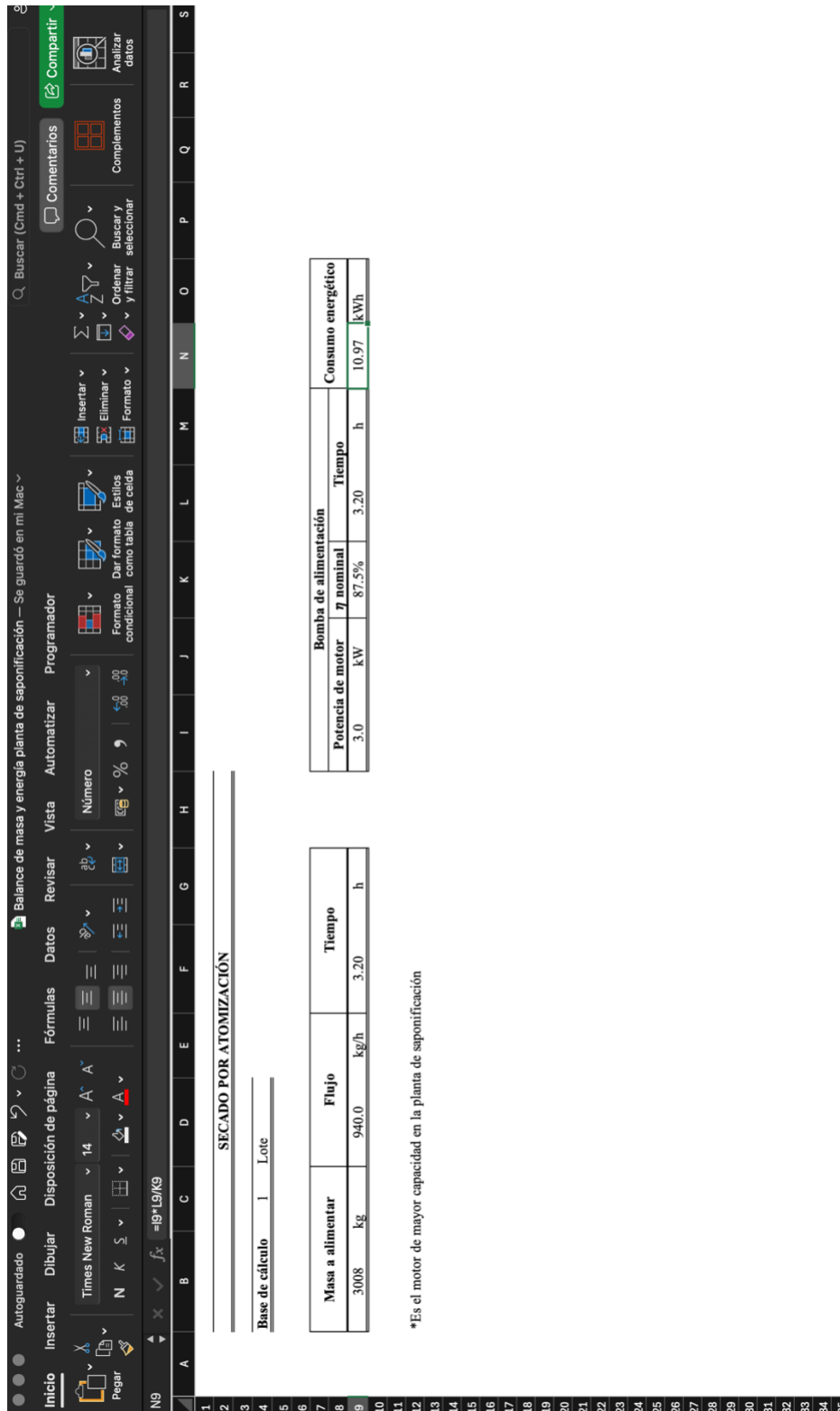
Fuente: Elaboración propia.

Figura 40. Hoja de cálculo para la alimentación del producto saponificado a la planta de secado.

Base de cálculo	Flujo	Temperatura (°C)	Potencia de motor	Bomba de alimentación	Consumo energético
1 Lote	940.0 kg/h		15.0 kW	7 nominal 87.5% Tiempo 3.20 h	54.86 kWh

Fuente: Elaboración propia.

Figura 42. Hoja de cálculo para el secado por atomización.



Fuente: Elaboración propia.

Figura 43. Hoja de cálculo para la etapa de extrusión.

The screenshot shows an Excel spreadsheet with the following content:

EXTRUSIÓN DE PRODUCTO SECO

Base de cálculo: Lote

Masa a alimentar	Flujo	Tiempo
3008 kg	940,0 kg/h	3,20 h

2 tornillos cada uno con 200mm de diámetro

Potencia de motor	η nominal	Tiempo	Consumo energético
22,0 kW	87,5%	3,20 h	80,46 kWh

Fuente: Elaboración propia.