

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**FORTALECIMIENTO DE LOS PROCESOS DE ELABORACIÓN DE
ALCOHOL ETÍLICO DE ORIGEN AGRÍCOLA EN ASOEMPRAC
MEDIANTE EL ANÁLISIS DE OPERACIONES UNITARIAS Y
PRODUCTOS DE CONSUMO PARA CONTRIBUIR EN EL
DESARROLLO TECNOLÓGICO DEL CANTÓN PANGUA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA RECTIFICACIÓN DE ETANOL DE
ORIGEN ARTESANAL PARA PRODUCIR ETANOL DE CONSUMO
HUMANO EN EL CANTÓN PANGUA**

**TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR PRESENTADO COMO
REQUISITO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA QUÍMICA**

AMELIA CAROLINA CASTAÑEDA CEDEÑO

amelia.castaneda@epe.edu.ec

DIRECTOR: ING. LILIANA GUZMÁN BECKMANN MSc.

liliana.guzman@epn.edu.ec

DMQ, agosto 2023

CERTIFICACIONES

Yo, AMELIA CAROLINA CASTAÑEDA CEDEÑO declaro que el trabajo de integración curricular aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A handwritten signature in blue ink that reads "Amelia".

AMELIA CAROLINA CASTAÑEDA CEDEÑO

Certifico que el presente trabajo de integración curricular fue desarrollado por AMELIA CAROLINA CASTAÑEDA CEDEÑO, bajo mi supervisión.

A handwritten signature in blue ink that reads "Liliana Guzmán Beckmann".

LILIANA GUZMÁN BECKMANN

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

A través de la presente declaración, afirmamos que el trabajo de integración curricular aquí descrito, así como el (los) producto(s) resultante(s) del mismo, son públicos y estarán a disposición de la comunidad a través del repositorio institucional de la Escuela Politécnica Nacional; sin embargo, la titularidad de los derechos patrimoniales nos corresponde a los autores que hemos contribuido en el desarrollo del presente trabajo; observando para el efecto las disposiciones establecidas por el órgano competente en propiedad intelectual, la normativa interna y demás normas.

AMELIA CAROLINA CASTAÑEDA CEDEÑO

LILIANA GUZMÁN BECKMANN

DEDICATORIA

A mi hermano, a Anahis, a Susana.

A Mantis, que me acompañó durante muchas noches de estudio, deberes e informes, especialmente en sexto semestre cuando estaba inmersa en Transferencia de Calor, Transferencia de Masa y Mecánica de Fluidos; materias primordiales en el desarrollo de este trabajo.

AGRADECIMIENTO

Existen muchas personas que de una u otra forma fueron parte de mi vida universitaria, a quienes estoy profundamente agradecida. Quiero destacar mis agradecimientos a mi mamá, a mi papá, a mi hermano, a mi tía Susana, a mi tío Víctor, a mi tía Angélica, a mi prima Anahis, a mi tío Edmundo y a mi tía Ely.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CERTIFICACIONES.....	I
DECLARACIÓN DE AUTORÍA.....	II
DEDICATORIA.....	III
AGRADECIMIENTO.....	IV
ÍNDICE DE CONTENIDO.....	V
RESUMEN	VI
ABSTRACT	VII
1 INTRODUCCIÓN	1
1.1 Objetivo general	2
1.2 Objetivos específicos	2
1.3 Alcance	2
1.4 Marco teórico	4
2 METODOLOGÍA.....	11
2.1 Criterios de diseño para columna de destilación binaria.....	11
2.2 Criterios de diseño para dimensionamiento intercambiadores de calor de bobina helicoidal	19
2.3 Criterios de diseño para dimensionamiento de intercambiador de calor de tubos y coraza.....	24
2.4 Criterios de diseño para dimensionamiento de tanques.....	28
2.5 Criterios de diseño para dimensionamiento de una caldera acuotubular	32
3 RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	33
3.1 Resultados	33
3.2 Conclusiones.....	57
3.3 Recomendaciones.....	58
4 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	59
5 ANEXOS.....	63
ANEXO I.....	63
ANEXO II.....	67
ANEXO III.....	68
ANEXO IV	84

RESUMEN

El trabajo que se presenta a continuación tuvo como finalidad diseñar una planta de rectificación de alcohol artesanal para producir etanol de consumo humano en el cantón Pangua, en un predio perteneciente a los socios de ASOEMPRAC con condiciones ambientales de 0.86 atm y 25°C. El diseño operativo contempló un flujo de alimentación de 0.18 L/s de una mezcla binaria no ideal de etanol artesanal al 55% v/v, posibilitando una operación anual de 260 días, durante 8 horas al día, cuyo producto cumple con la normativa NTE INEN 362 establecida para calidad de aguardiente de caña para el consumo humano.

El proceso de rectificación comprende un tanque de recepción de materia prima, una columna de destilación de platos perforados para incrementar la concentración de alcohol, y un intercambiador de calor en forma de serpentín para condensar el vapor concentrado del etanol, generando reflujo hacia la columna y el destilado. Para minimizar pérdidas por volatilización, el destilado se enfría adicionalmente en otro intercambiador de calor en forma de serpentín. Los fondos de la columna se evaporan en un intercambiador de calor de tubos y coraza, utilizando vapor sobrecalentado obtenido en una caldera acuotubular.

El agua a utilizar en el proceso se analizó en un laboratorio de aguas, y tras una comparación bibliográfica con normativa internacional, se optó por un equipo de ablandamiento de agua de tipo iónico para evitar incrustaciones y corrosión en los equipos. Se efectuaron balances de masa y energía que se plasmaron gráficamente en diagramas de bloques (BPD) y diagramas de flujo (FPD), incorporando sistemas de control automático para supervisar las diversas etapas operativas.

PALABRAS CLAVE: sistema no ideal, dimensionamiento, destilación, cumplimiento normativo, diagrama de bloques, diagrama de flujo.

ABSTRACT

The work presented below aimed to design a craft alcohol rectification plant to produce human-consumable ethanol in Pangua canton, on land owned by ASOEMPRAC members, with ambient conditions of 0.86 atm and 25°C. The operational design considered a feed flow rate of 0.18 L/s of a non-ideal binary mixture of artisanal ethanol at 55% v/v, enabling an annual operation of 260 days, for 8 hours per day, in accordance with Ecuador's NTE INEN 362 regulations.

The rectification process encompasses a raw material receiving tank, a sieve plate distillation column to enhance alcohol concentration, and a coil-type heat exchanger to condense concentrated ethanol vapor, generating reflux towards the column and distillate. To minimize losses due to volatilization, the distillate is further cooled in another coil-type heat exchanger. Column bottoms are evaporated in a shell-and-tube heat exchanger, utilizing superheated steam obtained from a water-tube boiler.

A water analysis was carried out with the water that will be used in the process and the results were compared to international standards. An ion exchange water softening unit was chosen to prevent scaling and corrosion because of the effect of water hardness. Mass and energy balances were conducted and graphically represented through Block Process Diagrams (BPD) and Flow Process Diagrams (FPD), incorporating automatic control systems to supervise various operational stages.

KEYWORDS: Non-ideal system, sizing, distillation, regulatory compliance, block diagram, flow diagram.

1 INTRODUCCIÓN

En 2019, el Ministerio del Ambiente, Agua y Transición Ecológica (MAGAP) reportó la existencia de aproximadamente 5000 cañicultores en Ecuador, distribuidos principalmente en las provincias de Cañar, Cotopaxi, Guayas, Imbabura, Los Ríos y Pichincha. Estos productores cultivan alrededor de 105,000 hectáreas de caña de azúcar, de las cuales 18,000 hectáreas están destinadas a la producción de etanol. En la parroquia el Corazón del cantón Pangua ubicada en la provincia Cotopaxi, se encuentra un grupo de emprendedores que conforman la Asociación de Producción Agropecuario Emprendedores del Recinto Aguas Calientes (ASOEMPRAC) que es parte de la lista registrada en el Ministerio de Producción, Comercio Exterior, Inversiones y Pesca (MPCEIP) de productores nacionales para bebidas alcohólicas [1]

El proceso actual de elaboración de alcohol artesanal de los miembros y productores ASOEMPRAC consiste en la fermentación del jugo de caña, seguido de un proceso de concentración en un alambique mediante la producción de vapor de la mezcla fermentada; los vapores se condensan sin que el líquido regrese en forma de reflujo al equipo que utilizan para concentrar. Este método proporciona etanol con una concentración de 40° a 60° Gay Lussac [2]. Sin embargo, análisis realizados en el proyecto PVIF-20-02 "Fortalecimiento de los procesos de elaboración de alcohol etílico de origen agrícola en ASOEMPRAC mediante el análisis de las operaciones unitarias y productos de consumo para contribuir en el desarrollo tecnológico del cantón Pangua", han detectado la presencia de cantidades de acetato de etilo, alcoholes superiores y furfural que superan los límites establecidos por las siguientes normativas: NTE INEN 362:2014 Bebidas alcohólicas. Aguardiente de caña. Requisitos., NTE INEN 375 Bebidas alcohólicas. Alcohol etílico de origen agrícola y NTE INEN 1837 Bebidas alcohólicas. Licores. Requisitos.

En las muestras analizadas, se ha observado que el contenido de alcoholes superiores excede 6 veces la cantidad máxima establecida por la norma NTE INEN 362. En cuanto al contenido de furfural, algunas muestras exceden hasta en 30% la cantidad permitida por dicha normativa.

El alcohol derivado de la caña de azúcar se emplea de diversas formas, entre las cuales se destacan su utilización en la elaboración de bebidas alcohólicas, vinagre, conservantes, aromatizantes y biocombustibles. Para poder comercializar alcohol etílico destinado al consumo humano, es indispensable que la planta de producción cumpla con los requisitos legales, incluyendo el permiso de funcionamiento y operación, así como el registro sanitario

del producto. En caso de que no se posean los permisos, la venta del producto no sería legal, como es el caso de muchos productores de etanol artesanal [3].

Para mejorar el proceso de producción y asegurar la calidad y pureza del alcohol etílico producido, se propone implementar un sistema de rectificación en la planta de ASOEMPRAC. La rectificación es un proceso que permite obtener etanol con bajas concentraciones de congéneres, lo que resulta crucial para cumplir con los estándares de calidad requeridos para su comercialización. El proceso de rectificación consiste en alimentar la mezcla de etanol-agua en una columna de destilación, donde se generará vapor que será posteriormente condensado [4]. Una fracción del destilado resultante contendrá una alta concentración de etanol, cumpliendo con los estándares para su comercialización como alcohol etílico apto para consumo humano. Por otro lado, la otra parte del condensado, rica en alcoholes superiores y otros congéneres, será devuelta al equipo de rectificación en forma de reflujo líquido. Esto permitirá una separación más eficiente de los componentes no deseados, asegurando la pureza y calidad del producto final [5]

1.1 Objetivo general

Diseñar una planta para rectificación de etanol de origen artesanal para producir etanol de consumo humano en el cantón Pangua.

1.2 Objetivos específicos

1. Determinar las condiciones iniciales de operación en función de los requerimientos detallados por ASOEMPRAC como parte de las bases de estudio y diseño.
2. Realizar la descripción, diagrama de bloques (BPD) y diagrama de flujo (FPD) del proceso de rectificación de alcohol artesanal, balance de masa y energía de las diferentes operaciones unitarias, listado de equipos y requerimientos de servicios industriales necesarios para el diseño de la planta.
3. Dimensionar los equipos principales y auxiliares basado en cálculos de ingeniería

1.3 Alcance

Para cumplir con los requerimientos establecidos por ASOEMPRAC, se analizarán las condiciones ambientales y geográficas donde se llevará a cabo la construcción de la planta. Para esto se establecerá la temperatura ambiente, la presión atmosférica, la topografía y extensión del terreno donde se construirá la planta, la ubicación de las tomas de agua, la cantidad y calidad de agua disponible, así como su temperatura y ubicación de fuentes de

energía. También se establecerá la capacidad de la planta en función de la cantidad de etanol artesanal producido por los miembros de ASOEMPRAC y futuras proyecciones de producción.

Se recopilará información de fuentes bibliográficas y empresas de venta de equipos para tratamientos de aguas para determinar los análisis que se deben realizar al agua que se utilizará en los diferentes equipos para evitar daño de los mismos, así como para cumplir las diferentes normativas de calidad del agua en equipos para elaboración y/o procesamiento de alimentos.

Las diferentes condiciones y características requeridas en la planta de rectificación de alcohol se determinarán en el diseño básico y conceptual. Las bases de diseño fijan las diferentes particularidades del proyecto, así como su alcance. Además, denota la capacidad de producción, las especificaciones de materias primas y productos, consumos específicos, rendimientos, condiciones meteorológicas, servicios auxiliares, reglamentos y normativas aplicables, criterios y bases de diseño. Se establecerán condiciones de operación y propiedades de los fluidos, flujo de diseño, presión y temperatura de operación, diagrama de bloques de proceso (PBD), diagrama de flujo de proceso (PFD), descripción del proceso, balance de masa y energía, sumario de propiedades de las corrientes, lista de equipos, requerimiento de servicios industriales y las consideraciones de diseño de los diferentes equipos [6].

Se dimensionará la columna rectificadora de platos que permita una concentración de alcohol etílico superior a 90° GL a partir de una mezcla binaria de etanol-agua obtenida en el proceso de concentración llevado a cabo por los socios de ASOEMPRAC. El alcohol rectificado cumplirá con las concentraciones establecidas en las normas NTE INEN 362 Bebidas alcohólicas. Aguardiente de caña. Requisitos. Además, se dimensionará una caldera que permita la generación de vapor necesaria para el proceso de rectificación.

Adicionalmente, se dimensionarán equipos y sistemas auxiliares requeridos para el funcionamiento de la planta. Se incluyen intercambiadores de calor, tanques, bombas y recipientes que almacenen los diferentes fluidos. También se propondrá un sistema de control automático que permita mantener condiciones deseadas en las diferentes operaciones unitarias.

1.4 Marco teórico

Durante la gestión del General Alberto Gallo, a través del Decreto Supremo emitido el 31 de mayo de 1938, se oficializó el reconocimiento de Pangua como cantón. Esta proclamación fue registrada en el Registro Oficial N°179 el 1 de julio de 1938. Pangua, que es el cantón más pequeño de los siete que conforman la provincia de Cotopaxi, en la actualidad abarca un área territorial de 723 kilómetros cuadrados y está subdividido en cuatro parroquias. Su núcleo urbano es El Corazón, que desempeña el rol de cabecera cantonal, mientras que en las zonas rurales se localizan Moraspungo, Ramón Campaña y Pinllopata [7]. La planta estará ubicada en un predio perteneciente a ASOEMPRAC, ubicada en el recinto San Ramón, en la parroquia El Corazón del cantón Pangua ubicada en la provincia Cotopaxi.

De acuerdo con los datos obtenidos en el censo de población y vivienda realizado en el 2010, Pangua poseía 21.965 habitantes. Según el INEC, el crecimiento poblacional está representado por el 1,10%, es decir que para el año 2020, la población fue de aproximadamente 24.612 habitantes. La parroquia El Corazón, representa el 22,55% de la superficie cantonal, con 16.299,04 ha, de las cuales 85,38 ha están en zona urbana y 16.213,66 ha de zona rural [7]El clima de la parroquia es cálido húmedo durante todo el año. Las temperaturas oscilan entre 22 y 28 °C en el día, y entre 20 y 23 °C en la noche. Tiene una humedad máxima de 91% y una humedad mínima de 72%. La precipitación es de 1000 a 3500 mm/año [8].

1.4.1 Capacidad de la planta

La capacidad de una planta es un aspecto fundamental por considerar en el diseño y dimensionamiento de cualquier proceso industrial, y en el caso de la rectificación de alcohol artesanal, no es la excepción. Analizar la capacidad de la planta permite determinar la cantidad máxima de alcohol que puede ser procesada en un determinado periodo de tiempo, lo cual es crucial para asegurar un diseño apropiado. Conocer la capacidad de la planta permite establecer los recursos necesarios, como equipos, mano de obra y materias primas, con el fin de satisfacer la demanda del mercado objetivo. Una capacidad adecuada garantiza la producción y suministro continuo de alcohol rectificado, evitando problemas de escasez o exceso de inventario. Asimismo, analizar la capacidad de la planta permite evaluar posibles expansiones futuras y adaptaciones a cambios en la demanda, brindando flexibilidad y competitividad a largo plazo [9].

Para determinar la capacidad de la planta de rectificación de alcohol artesanal, se deben considerar los datos proporcionados por los productores de alcohol artesanal miembros de ASOEMPRAC, en cuanto a la cantidad de la mezcla etanol agua que constituye la alimentación de la planta, en términos de concentraciones de alcohol y de fracciones molares.

Los productores de alcohol artesanal cuentan con 200 hectáreas de cultivo de caña de azúcar. Cada hectárea produce anualmente 3000 litros de alcohol artesanal al 55% en volumen de etanol. Estas son las condiciones iniciales del alcohol antes de ser procesado en la planta de rectificación. La planta operará durante 260 días al año, es decir, 5 días a la semana, con una jornada laboral de 8 horas diarias, esta condición operativa fue establecida por el directorio de ASOEMPRAC. Se buscará obtener alcohol rectificado con un porcentaje en volumen de etanol mayor al 90% v-v%, lo más cercano al azeótropo y con un número razonable de platos que hagan factible la construcción de la columna de separación, en respuesta a las demandas de los productores de alcohol. Estas son las condiciones finales deseadas para el alcohol una vez procesado en la planta.

1.4.2 Descripción del proceso

El proceso de rectificación de alcohol artesanal inicia con la introducción del alcohol en un tanque de almacenamiento, desde donde se dirige hacia una columna de destilación con reflujo. Esta columna está equipada con un reboiler y un condensador. En el reboiler, el alcohol es calentado a través del vapor generado por una caldera, transformándolo en vapor ascendente que sube por la columna. El vapor, cargado con los componentes deseados, se desplaza hacia el condensador [10].

En el condensador, el vapor se enfría y se convierte nuevamente en líquido, obteniendo el destilado y el reflujo. Posteriormente, este destilado pasa por un intercambiador de calor para reducir su temperatura antes de dirigirse hacia otro tanque de almacenamiento destinado a contener el producto final.

Cabe mencionar que tanto el agua utilizada para enfriar el condensador como la empleada en el intercambiador de calor y en la caldera, previamente pasan por un pre tratamiento. Este último proceso se lleva a cabo para eliminar los minerales presentes en el agua de enfriamiento y de caldera, para evitar deposiciones dentro de los equipos asegurando así un funcionamiento óptimo de los equipos y una calidad consistente del producto final en todo el proceso de rectificación.

Para esta sección, se señalan las materias primas, los insumos, servicios auxiliares y equipos requeridos para la rectificación de alcohol artesanal.

1.4.3 Materias primas

1.4.3.1 Alcohol artesanal

La principal materia prima requerida para el proceso es alcohol artesanal producida por los socios de ASOEMPRAC. El proceso de obtención de alcohol etílico en las fincas de los productores artesanales comienza con la extracción de los jugos de caña mediante la trituración de la caña en un trapiche o molino. Después, el jugo se filtra para eliminar partículas sólidas e impurezas. A continuación, el jugo rico en azúcares (fructosa, galactosa y glucosa) se fermenta mediante microorganismos, que provienen de diferentes tipos de levadura, para obtener una mezcla de alcoholes, agua y otros compuestos orgánicos. El etanol que sale de este proceso está en una concentración de aproximadamente el 10% en volumen [11]. Finalmente, la mezcla se calienta y se destila en un alambique donde los vapores de mayor volatilidad se separan y se recogen por la parte superior del equipo, con una concentración aproximada del 55% de etanol en volumen. Este producto es el que se requiere rectificar [10].

Dentro del contexto del alcohol artesanal, se identifican ciertos componentes volátiles adicionales al etanol, agua y metanol, conocidos como productos congéneres. Estos componentes son considerados impurezas y engloban sustancias como furfural, ésteres, alcoholes superiores, aldehídos y ácidos orgánicos. En la Tabla 1.4.3.1.2, se presenta un análisis comparativo entre los límites de los congéneres de aguardiente establecidos en la norma NTE INEN 362 y las muestras de alcohol artesanal de los 30 productores de ASOEMPRAC, el cual se llevó a cabo mediante la técnica de cromatografía de gases y sus resultados fueron presentados por Haro, 2022. En relación a los alcoholes superiores, se aplicó un enfoque que involucra la suma aritmética del isopropanol, propanol, isobutanol, isoamílico y amílico, siguiendo las pautas establecidas en las normas para bebidas alcohólicas que presenta el INEN.

Tabla 1.4.3.1.2. Comparación de congéneres de alcohol artesanal con límites en INEN

Congéneres	Unidad	Datos experimentales	Límite máximo permisible según la norma NTE INEN 362
Furfural	mg/100 cm ³	0,0 - 1,9	1,5
Alcoholes superiores	mg/100 cm ³	161,8 – 904,1	150

Aunque las muestras de alcohol bajo análisis presenten productos congéneres, en el marco de esta investigación se adoptará un enfoque más simplificado. Esto implica considerar la mezcla de alcohol como binaria, en la cual se tomarán en cuenta únicamente el etanol y el agua. La elección de esta aproximación se fundamenta en la complejidad que conlleva la aplicación de métodos termodinámicos en mezclas multicomponentes. Optar por una mezcla binaria hace posible los cálculos y análisis sin necesidad de un simulador de procesos químicos.

1.4.3.2 Agua de enfriamiento y para la generación de vapor

Para el funcionamiento óptimo de la planta de destilación de etanol, es necesaria la implementación de una caldera a diésel. Esta caldera desempeña un papel esencial al generar vapor empleado en el proceso de calentamiento de la columna de rectificación. Además, es relevante señalar que el agua también desempeñará una función adicional como fluido refrigerante en la etapa de condensación del etanol, que emerge de la columna de rectificación.

La capacidad del sistema de abastecimiento de agua del Municipio de Pangua es de 1000 m³ y se destina a la cabecera cantonal. El agua es tratada mediante dos sistemas que incluyen clarificación y ozonificación. El agua se abastece continuamente los 365 días, según la Municipalidad de Pangua. El servicio de agua potable beneficia a 2434 usuarios en el cantón. Adicionalmente los pobladores del cantón Pangua son abastecidos con agua sin tratar proveniente de acequias, ríos y vertientes, a través de mangueras con conexiones precarias [12].

1.4.4 Servicios auxiliares

1.4.4.1 Agua de utilidades

En la instalación de rectificación de etanol, se emplea extensamente el procedimiento de limpieza y desinfección en diversos equipos, depósitos y conductos con el propósito de salvaguardar la higiene y evitar la proliferación de bacterias u otros elementos contaminantes que podrían comprometer la pureza del etanol. La importancia de estos procedimientos de limpieza y desinfección en la fabricación del etanol es extremadamente alta, dado que cualquier tipo de contaminación podría generar efectos adversos en la calidad del producto terminado. Se debe llevar a cabo de manera regular la limpieza y desinfección de los equipos, depósitos y conductos también contribuye a extender su durabilidad y reducir los costos de cuidado [13].

1.4.4.2 Servicio de electricidad

Todas las parroquias de Pangua (El Corazón, Moraspungo, Ramón Campaña, Pinllopata) poseen energía eléctrica. Pangua recibe suministro de energía eléctrica a través de la compañía eléctrica provincial Cotopaxi S.A.-ELEPCO A.S. Adicionalmente, existen pequeñas centrales hidroeléctricas en las comunidades de Catazación y El Deseo, pertenecientes a Pangua. La Hidroeléctrica Catazación tiene una capacidad de 1 MVA y generó 3.834.91 MWh en el 2020 [14]

La planta de rectificación de etanol precisa de un suministro eléctrico confiable y adecuado para sus operaciones. En general, esto involucra la conexión a la red eléctrica local o la implementación de un sistema de generación independiente, como una planta energética o un generador propio. La electricidad se disemina por toda la planta mediante paneles eléctricos, interruptores y líneas de distribución, asegurando una entrega eficiente a las distintas áreas y equipos internos. Estas instalaciones de rectificación de etanol están conformadas por diversos equipos de proceso que necesitan energía eléctrica para funcionar. Entre ellos se encuentran bombas, motores, sistemas de control, entre otros. Una iluminación adecuada resulta esencial en el entorno de trabajo de la planta de etanol, abarcando desde los espacios de producción hasta las zonas de almacenamiento y las salas de supervisión. Además, sistemas de seguridad como iluminación de emergencia, sistemas de detección de incendios y alarmas, también dependen de la energía eléctrica [15].

1.4.5 Equipos del proceso

1.4.5.1 Tanques de almacenamiento

El proceso se compone de tres tanques de almacenamiento diseñados para cumplir diferentes necesidades. El primer tanque recibe el etanol proporcionado por los socios de ASOEMPRAC, con una concentración del 55% en v-v%. El segundo tanque almacena agua potable, que se utilizará como refrigerante en la condensación y enfriamiento del destilado y como fluido de alimentación para la caldera. Este último se convierte en vapor y se introduce en el reboiler para su uso como fluido de calentamiento. El tercer tanque tiene la función de almacenar el producto final; etanol concentrado.

1.4.5.2 Columna de rectificación

Para la separación de componentes de la mezcla binaria se usa una columna de destilación de platos con enriquecimiento de vapor, de operación continua. En este proceso, la mezcla líquida etanol-agua es calentada en el reboiler, convirtiéndola en vapor ascendente que fluye por los platos dispuestos a intervalos constantes a lo largo de la columna. Estos platos brindan superficies para el intercambio de calor y masas entre el vapor en ascenso y el líquido descendente. Conforme el vapor se eleva, los componentes más volátiles, en este caso el etanol, se evaporan y avanzan hacia los platos superiores [16].

En la parte superior de la columna, el vapor llega al condensador, un equipo auxiliar que enfría el vapor, provocando que regrese a estado líquido. Este líquido condensado, rico en etanol, se recoge y constituye el producto final. Una parte del líquido condensado retorna a la columna en forma de reflujo. El reflujo es esencial para el proceso, ya que proporciona una mayor eficiencia al permitir un mayor contacto entre el vapor ascendente y el líquido descendente en los platos. Esta acción continua de evaporación, condensación y reflujo en la columna de rectificación permite la separación efectiva de los componentes, obteniendo así etanol de alta pureza en la parte superior y dejando componentes menos volátiles en la parte inferior [17].

1.4.5.3 Caldera

Este equipo cumple con la función de suministrar el calor necesario para convertir el líquido de entrada en vapor, permitiendo su ascenso a lo largo de la columna de destilación. Se emplea diésel como fuente de combustible debido a su asequibilidad, disponibilidad y propiedades químicas favorables. El proceso de la caldera implica calentar agua hasta que se genere vapor sobrecalentado con la energía suficiente para evaporar la mezcla de etanol y agua. El diseño de la caldera adopta una configuración acuotubular, dado que se requiere de vapor sobrecalentado. En este equipo, el vapor de agua circula por el interior de los tubos facilitando la transferencia de calor de manera eficiente [18].

1.4.5.4 Intercambiadores de calor

Los vapores generados en la columna de destilación deben ser condensados para permitir que una fracción ingrese al proceso de rectificación, mientras que otra parte constituye el producto final de destilación [19]. El etanol condensado se encuentra a temperatura de saturación bajo presión atmosférica, lo que hace necesario enfriarlo mediante un equipo de intercambiador de calor. Estos dispositivos posibilitan la reducción de la temperatura del

líquido destilado, evitando su volatilización. El intercambiador de calor utilizado para condensar y enfriar el destilado adopta una configuración de bobina helicoidal, que se caracteriza por ser usado cuando el espacio es limitado como para colocar suficiente tubería recta, cuando el flujo es laminar o de bajo caudal, y cuando la caída de presión es baja, que se puede dar debido a que el flujo viene de un equipo previo [20].

El flujo resultante de la zona de agotamiento, conocido como vinaza, se encuentra en estado líquido y debe ser reintroducido en la columna en forma de vapor sobrecalentado. Esto es esencial para permitir una destilación que supere los requisitos de presión necesarios. Para llevar a cabo este proceso de calentamiento de la corriente, se utiliza un equipo de intercambio térmico llamado rehervidor o reboiler [21]. Este dispositivo emplea vapor sobrecalentado como medio de calentamiento. Para el rehervidor se dimensionará un intercambiador de calor de tubos y coraza, siendo esta la elección más común en la industria debido a su eficiente capacidad de transferencia de calor. Estos intercambiadores ofrecen un diseño flexible que abarca una amplia gama de temperaturas y presiones, con costos de adquisición y mantenimiento relativamente bajos [22].

1.4.5.5 Pretratamiento de agua

Los procesos industriales comúnmente requieren agua para diversas operaciones. Es fundamental entender las propiedades de este líquido debido a su carácter incrustante y corrosivo, resultado de elementos como cloruros, bicarbonatos, potasio, óxidos de calcio y magnesio, además de compuestos de nitrógeno [23]. Estos componentes dan lugar a aguas duras, tanto permanentes como temporales, caracterizadas por la presencia de calcio y magnesio poco solubles, generando depósitos e incrustaciones. Las incrustaciones se refieren a la acumulación de minerales en superficies internas de tuberías y equipos que transportan agua, lo que puede causar reducción del diámetro, disminución del caudal, aumento de la presión y potenciales rupturas. Factores como pH alcalino, dureza carbonatada y altas concentraciones de hierro, sílice, magnesio y manganeso contribuyen a su formación [24]. La acumulación de incrustaciones en tuberías y equipos industriales resulta en pérdidas significativas, por lo que es esencial investigar sus mecanismos de formación para prevenir condiciones operativas desfavorables mediante técnicas de inhibición.

Con el propósito de prevenir la formación de incrustaciones, es esencial llevar a cabo un análisis fisicoquímico del agua, con el fin de comprender sus propiedades fisicoquímicas. Este análisis facilitará la selección de un sistema de tratamiento de agua adecuado para

eliminar impurezas y regular la cantidad de materia inorgánica presente, evitando así la sedimentación y corrosión [25].

1.4.5.6 Bombas

El transporte de los fluidos se realiza mediante bombas centrífugas o rotodinámicas, las cuales constituyen las bombas hidráulicas más habituales, con una capacidad que oscila entre 1 y 10⁶ litros por minuto. Estos dispositivos se emplean principalmente para el desplazamiento y transporte de líquidos de baja viscosidad, con un amplio uso en la industria debido a su sencilla operación, asequible costo de compra y mantenimiento [26].

1.4.5.7 Producto

El resultado del proceso de rectificación es alcohol etílico con una concentración superior al 90% v-v%, caracterizado por su reducido contenido de congéneres que cumple con los estándares establecidos en las normativas actuales para su comercialización.

2 METODOLOGÍA

En el proceso de diseño y desarrollo de la planta de rectificación de alcohol, se adopta un enfoque mixto que combina elementos cualitativos y cuantitativos para abordar los objetivos planteados por ASOEMPRAC. El diseño se sustenta en un enfoque deductivo, partiendo de los requerimientos y normativas establecidos, y se ajusta inductivamente a las condiciones específicas del entorno. El tipo de trabajo es principalmente descriptivo y explicativo, con elementos exploratorios en la recopilación de información bibliográfica y en la búsqueda de equipos. La recolección de información se realiza mediante análisis documental de fuentes bibliográficas y consulta directa con empresas especializadas. El análisis de la información abarca la comparación de datos técnicos, normativas y requisitos, considerando aspectos cualitativos como la calidad del agua y características geográficas. Este enfoque híbrido permite un diseño holístico que integra las especificidades del proyecto con los fundamentos teóricos y técnicos necesarios para asegurar la eficacia y cumplimiento normativo del producto obtenido en la planta de rectificación de alcohol.

2.1 Criterios de diseño para columna de destilación binaria

Para la separación de la mezcla binaria etanol-agua, se utilizará una columna de destilación continua de platos. El método usado será de McCabe-Thiele junto con el método termodinámico de Wilson.

2.1.1 Curva de equilibrio líquido-vapor

El equilibrio de fases es un estado de dos o más fases, donde cada una constituye un todo homogéneo sin cambios en sus propiedades termodinámicas a través del tiempo. Las dos propiedades que se destacan en el estudio del equilibrio de fases son la presión y la temperatura. Para el presente caso, la curva de equilibrio es una representación gráfica correspondiente a las diferentes composiciones de las dos fases, líquida y gaseosa, que coexisten en equilibrio en la mezcla binaria etanol-agua a una presión constante, en un rango de temperatura que va desde la temperatura de ebullición del compuesto más volátil hasta la del menos volátil [27, p. 166].

El sistema binario de destilación etanol-agua, se caracteriza por tener comportamiento no ideal azeótropo, a 96°C a 1 atm. Para la elaboración de la curva de equilibrio temperatura versus composición, se debe determinar el valor de los coeficientes de fugacidad y actividad [28].

La fugacidad se define como una propiedad termodinámica que cuantifica la disparidad entre la energía libre de Gibbs de una sustancia en su comportamiento real y la que exhibiría en caso de comportarse como un gas ideal en las mismas condiciones de presión y temperatura, ocupando un volumen teórico. Este concepto, tal como menciona Kopp (2019), desempeña el papel de un factor de ajuste que convierte una ecuación teórica ideal en una aproximación más precisa a situaciones prácticas reales.

La actividad al igual que la fugacidad es un concepto que permite modelar un proceso real a partir de uno ideal, en fase líquida, es decir, corrige la no idealidad de los líquidos, de igual manera como lo hace la fugacidad en los gases. Para la determinación de los coeficientes de actividad del sistema binario etanol-agua, se utilizará el Método de Wilson mediante las ecuaciones 2.1.1 y 2.1.2 [29].

$$\ln(\gamma_1) = -\ln(x_1 + A_{12}x_2) + x_2 \left[\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} \right] \quad [2.1.1]$$

$$\ln(\gamma_2) = -\ln(x_2 + A_{21}x_1) + x_1 \left[\frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} - \frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} \right] \quad [2.1.2]$$

Donde:

A_{12} y A_{21} : Constantes de Wilson

γ_1 : Coeficiente de actividad del componente 1

γ_2 : Coeficiente de actividad del componente 2

x_1 : Fracción de la fase gaseosa en equilibrio con el líquido del componente más volátil

x_2 : Fracción de la fase gaseosa en equilibrio con el líquido del componente menos volátil

Para establecer el primer coeficiente de actividad se determinó la presión de vapor de ambos compuestos a la temperatura del azeótropo mediante la Ecuación de Antoine 2.1.3.

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T+C} \quad [2.1.3]$$

Donde:

P_v : presión de vapor del componente, [mmHg]

A, B, C : Constantes de Antoine correspondientes a cada componente

T : Temperatura del azeótropo, [°C]

Una vez calculadas las constantes de Wilson, se determinan los coeficientes de actividad a diferentes composiciones. Con la ecuación 1.3, se calculó la presión de vapor a las distintas composiciones, para lo cual se encontró el valor de temperatura que permita obtener un valor igual a 1 en la suma de las fracciones de vapor en equilibrio de ambos compuestos que se obtiene mediante la Ley de Raoult, expresada en la ecuación 2.1.4.

$$y_i = \frac{P_i^0 x_i}{P} \gamma_i^L \quad [2.1.4]$$

Donde:

y_i : composición del vapor en equilibrio con el líquido

P_i^0 : presión de vapor del componente, [atm]

x_i : composición del líquido en equilibrio con el vapor

P : presión del sistema, [atm]

γ_i^L : coeficiente de actividad

El proceso se itera para diversas mezclas en el sistema binario de etanol y agua, iniciando desde una fracción de líquido en equilibrio con el componente más volátil igual a cero ($x_1 =$

0), y llegando a una fracción de líquido en equilibrio con el componente más volátil igual a uno ($x_1 = 1$).

2.1.2 Balance de masa en la zona de alimentación, enriquecimiento y agotamiento

La columna de destilación se compone de dos secciones principales: la zona de enriquecimiento, situada encima del plato de alimentación, y la zona de agotamiento, ubicada debajo del plato de alimentación. La Figura 3.1.1. representa una columna de rectificación con la zona de agotamiento y de enriquecimiento.

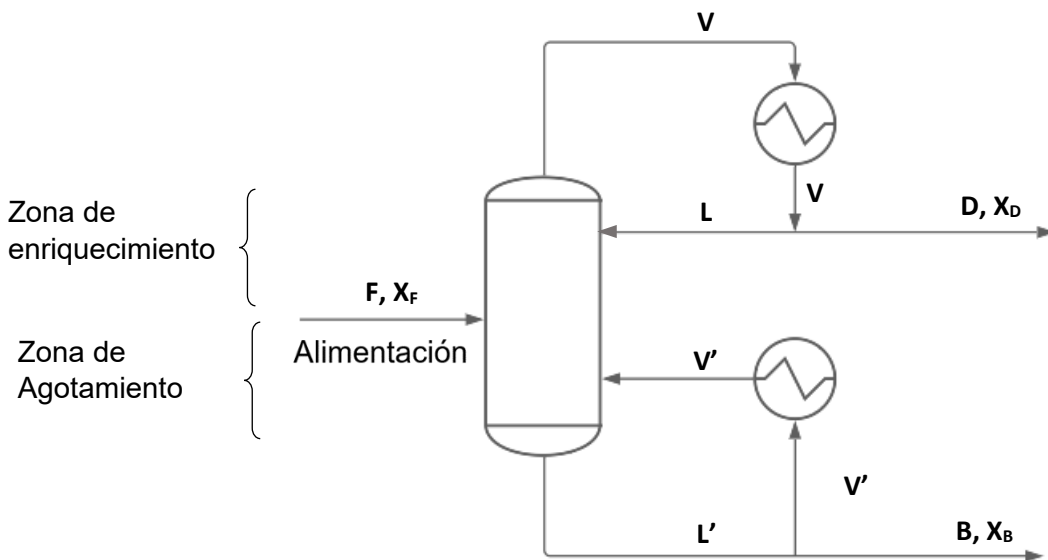


Figura 2.1.2.1 Esquema de una columna de destilación binaria

2.1.3 Recta de Operación de Enriquecimiento (ROE)

La ecuación de la recta de operación en la zona de enriquecimiento (ROE) se determina mediante un balance de masa en dicha área. El plato n es la referencia de cálculo, y es aquel plato más cercano al destilado recuperado en la columna (reflujo), tal como lo representa la Figura 2.1.3.1.

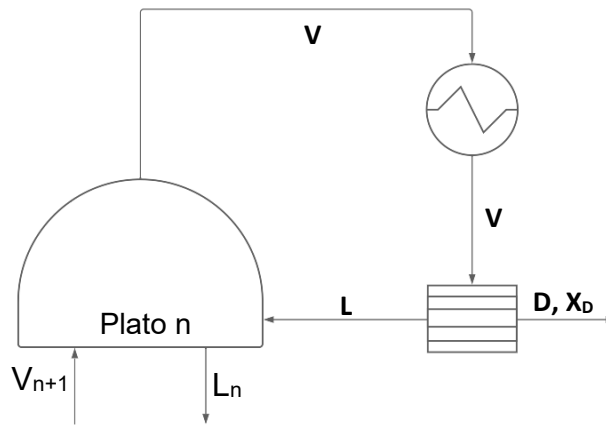


Figura 2.1.3.1. Esquema de la zona de enriquecimiento

Las Ecuaciones 2.1.3.1. y 2.1.3.2. son una representación del comportamiento del componente más volátil en la zona de enriquecimiento.

$$y_{n+1} \cdot V_{n+1} = x_n \cdot L_n + x_D \cdot D \quad [2.1.3.1]$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}} \right) \cdot x_n + \left(\frac{D}{V_{n+1}} \right) \cdot x_D \quad [2.1.3.2]$$

Donde:

x_D : concentración del componente más volátil en el destilado, [kg/h]

L_n : flujo molar de líquido que baja del plato n, [kg/h]

V_{n+1} : flujo molar del vapor que llega al plato n, [kg/h]

y_{n+1} : composición del vapor en equilibrio con el líquido en el plato n + 1, [kg/h]

L_n : flujo molar de líquido que baja del plato n, [kg/h]

D : flujo molar de destilado, [kg/h]

El reflujo se lo representa como R_m y es la relación que existe entre el flujo de líquido que regresa a la columna y el flujo de producto destilado, como se presenta en la Ecuación 2.1.3.3. Este valor corresponde al reflujo mínimo y representa la relación máxima que requerirá un número infinito de platos para lograr la separación deseada. El reflujo total o reflujo óptimo (R) es el mínimo número de platos que se puede usar para obtener cierta separación [30]. Para determinar el reflujo óptimo se utiliza un factor de corrección, que para el caso de etanol-agua es 1.5 [31, p. 555].

$$R_m = \frac{L_m}{D} \quad [2.1.3.3]$$

$$R = 1.5 \cdot R_m \quad [2.1.3.4]$$

Finalmente, la Ecuación 2.1.3.5 es la recta de operación en la zona de enriquecimiento.

$$y_{n+1} = \left(\frac{R}{R+1}\right)x_n + \left(\frac{1}{R+1}\right)x_D \quad [2.1.3.5]$$

Donde:

R : *reflujo óptimo*, [kg/h]

x_n : *concentración del componente más volátil en el plato n*, [kg/h]

2.1.4 Recta de Operación de Agotamiento (ROA)

La ecuación de la línea de operación en la zona de agotamiento (ROA), se obtiene a través de un balance de masa en la zona correspondiente. Para este caso, se toma como referencia el plato m , el cual se encuentra más cerca al fondo de la torre y se muestra en la Figura 2. y las Ecuaciones 2.1.4.1, 2.1.4.2 y 2.1.4.3.

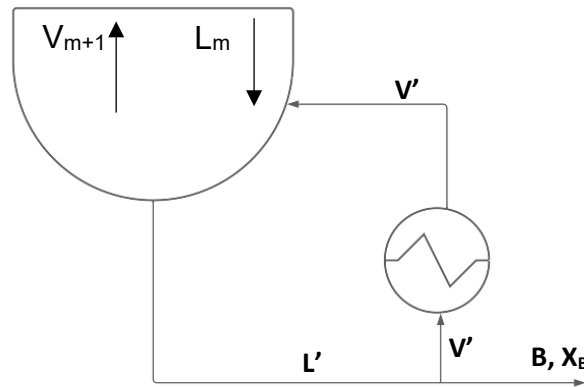


Figura 2.1.4.1. Esquema de la zona de agotamiento

$$x_m \cdot L_m = y_{m+1} \cdot V_{m+1} + x_B \cdot B \quad [2.1.4.1]$$

$$y_{m+1} \cdot V_{m+1} = x_m \cdot L_m - x_B \cdot B \quad [2.1.4.2]$$

$$y_{m+1} = \left(\frac{L_m}{V_{m+1}}\right) \cdot x_m - \left(\frac{B}{V_{m+1}}\right) \cdot x_B \quad [2.1.4.3]$$

Donde:

x_m : concentración del componente más volátil en el plato m

x_B : concentración del componente más volátil en el fondo

L_m : flujo molar del líquido que bajan del plato m , [kmol/h]

y_{m+1} : composición del vapor en equilibrio con el líquido en el plato $m + 1$, [kmol/h]

V_{m+1} : flujo molar del vapor que llega al plato $m + 1$, [kmol/h]

B : flujo molar en los fondos, [kmol/h]

2.1.5 Número de platos teóricos

El número ideal de platos, o número de platos teóricos requeridas en una columna de destilación fraccionada se puede calcular a través del método de McCabe-Thiele que consiste en representar gráficamente la curva de equilibrio líquido-vapor junto con las rectas de operación en la zona de agotamiento y enriquecimiento en el que se conoce como "Diagrama de McCabe-Thiele". De esta manera, el número de platos se calcula contando la cantidad de intersecciones entre las rectas de operación y la curva de equilibrio [32].

Analíticamente, el número mínimo de platos se puede determinar mediante la Ecuación 2.1.5.1.

$$\text{Número mínimo platos} = N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1-x_B)}{x_B(1-x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})} \quad [2.1.5.1]$$

Donde:

$\bar{\alpha}_{AB}$: volatilidad relativa media del sistema binario etanol – agua

x_D : fracción molar del componente más volátil en el destilado

x_B : fracción molar del componente más volátil en los fondos

2.1.6 Diámetro de la columna

El diámetro de la torre de destilación se calcula mediante la Ecuación 2.1.6.1, junto con la Ecuación 2.1.6.2 [33].

$$D_c = \left[\left(\frac{4}{\pi \cdot V} \right) \cdot D \cdot (R + 1) \cdot 22,2 \cdot \left(\frac{T_{DV}}{273} \right) \left(\frac{1}{P} \right) \cdot \frac{1}{3600} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [2.1.6.1]$$

$$V = 0,761 \cdot \left(\frac{1}{P}\right)^{\frac{1}{2}} \quad [2.1.6.2]$$

Donde:

D_c : Diámetro interno de la columna, m

D : Flujo molar de destilado, $[kg/h]$

R : Reflujo óptimo, $[kg/h]$

P : Presión de trabajo de la columna, $[atm]$

T_{DV} : Temperatura de condensación del vapor, $[K]$

2.1.7 Altura de la columna

La altura de la columna es una relación entre el número de platos y la separación entre estos. La altura entre los platos (H_p) se calcula con la Ecuación 2.1.7.1 junto con la Ecuación 2.1.7.2 [34] mientras que la altura total (H_T) se determina con la Ecuación 2.1.7.3 [31, p. 555] al multiplicar el número de platos totales por la separación entre ellos.

$$K_T = 0.75 \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \cdot \exp[-2.979 - 0.717 \ln F_{LV} - 0.0865 \cdot (\ln F_{LV})^2 + 0.997 \ln H_p - 0.07973 \ln F_{LV} \ln H_p + 0.256 (\ln H_p)^2] \quad [2.1.7.1]$$

$$F_{LV} = \left(\frac{PM_L \cdot L}{PM_V \cdot V}\right) \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5} \quad [2.1.7.2]$$

$$H_T = N_{actual} \cdot H_p \quad [2.1.7.3]$$

Donde:

PM_V : peso molecular del vapor, $[kg/kmol]$

PM_L : peso molecular del líquido, $[kg/kmol]$

V : flujo molar del vapor, $[kmol/s]$

L : flujo molar del líquido, $[kmol/s]$

ρ_V : densidad del vapor, $[kg/m^3]$

ρ_L : densidad del líquido, $[kg/m^3]$

K_T : Parámetro para velocidad terminal, $[m/s]$

σ : Tensión superficial, $[dina/cm]$

H_P : Espacio entre platos, [m]

H_T : Altura total de la columna, [m]

2.1.8 Tipo de plato

La columna de destilación se dimensionará con el plato tipo “sieve” o de tamiz, debido a que posee una alta eficiencia de separación, resistencia a obstrucciones, garantiza una distribución uniforme del flujo de gas, y adicionalmente, genera una mínima pérdida de líquido arrastrado [35].

2.2 Criterios de diseño para dimensionamiento intercambiadores de calor de bobina helicoidal

Se dimensionaron dos intercambiadores de calor correspondientes al condensador y al enfriador de la columna de rectificación con un esquema mostrado en la Figura 2.2.1. En el caso del condensador, se dimensiona el equipo para que el etanol, producto de la destilación, cambie de fase de vapor saturado a líquido saturado a presión y temperatura constantes. Para una fracción molar de etanol del 0.77, la temperatura de saturación a presión atmosférica es de 74.46 °C. En este proceso, la mezcla de etanol-agua caliente circula a través del serpentín helicoidal, mientras que el agua de enfriamiento fluye por la coraza del equipo.

Análogamente, en el enfriador, el fluido que atraviesa la bobina helicoidal corresponde a la mezcla de etanol y agua, la cual proviene del proceso de condensación. Por otro lado, el fluido que circula por el espacio anular es agua. En el serpentín, el flujo de entrada al sistema presenta una temperatura inicial de 74.46°C y, luego de pasar por el proceso de enfriamiento, se logra una reducción de temperatura, alcanzando los 40°C al momento de salir del intercambiador. En el espacio anular, el fluido refrigerante ingresa a temperatura ambiente, es decir, 25°C, y experimenta un aumento de temperatura hasta llegar a 40°C al término de su recorrido. La transferencia de calor tiene lugar bajo condiciones de presión constante, que equivale a la presión atmosférica.

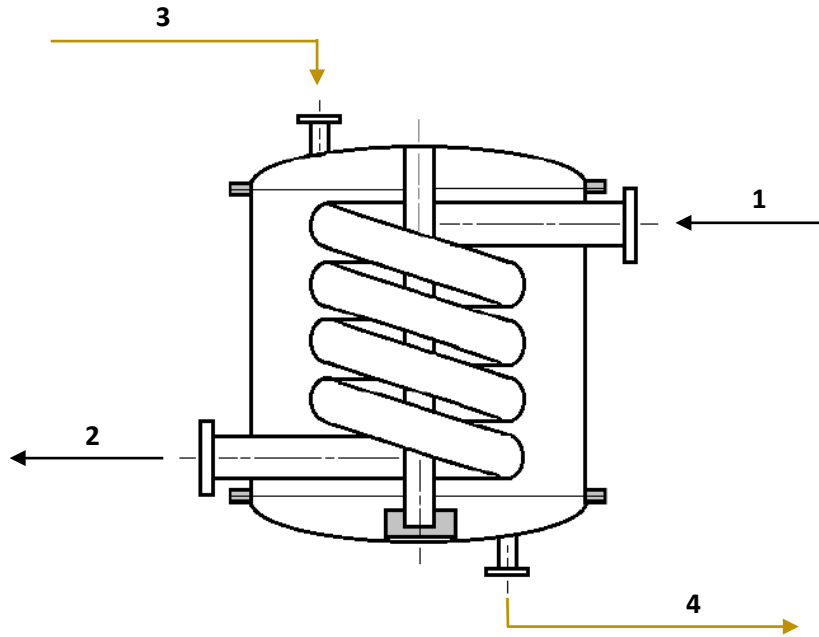


Figura 2.2.1. Esquema de intercambiador de bobina helicoidal [36]

La altura y el número de vueltas del serpentín helicoidal se calcularon con las Ecuaciones 2.2.1 y 2.2.2 [20].

$$H = N \cdot p + d_o \quad [2.2.1]$$

$$N = \frac{A}{\pi \cdot d_o \cdot \left(\frac{L}{N}\right)} \quad [2.2.2]$$

Donde:

H: altura del intercambiador, [m]

N: número de vueltas del serpentín

p: distancia entre los centros del serpentín, [m]

d_o: diámetro externo del serpentín, [m]

A: área de transferencia de calor, [m²]

L: longitud del serpentín, [m]

El área de transferencia de calor se determinó mediante la Ecuación 2.2.3.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad [2.2.3]$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia de calor, [W/m² · °C]

Q : flujo de calor necesario, [W]

ΔT_{ml} : temperatura media logarítmica, [°C]

El coeficiente global de transferencia de calor y el coeficiente de transferencia de calor por convección se calculan a través de las Ecuaciones 2.2.4 y 2.2.5

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e}\right)} \quad [2.2.4]$$

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D} \quad [2.2.5]$$

Donde:

h_i : coeficiente de convección dentro del serpentín, [W/m² · °C]

h_e : coeficiente de convección por la coraza, [W/m² · °C]

h : coeficiente de convección, [W/m² · °C]

Nu : número de Nusselt

k : coeficiente de conductividad térmica, [W/m · °C]

Para el dimensionamiento del equipo se propone la Figura 2.2.2 que muestra un esquema lateral del intercambiador de calor donde se especifica la nomenclatura que cada variable.

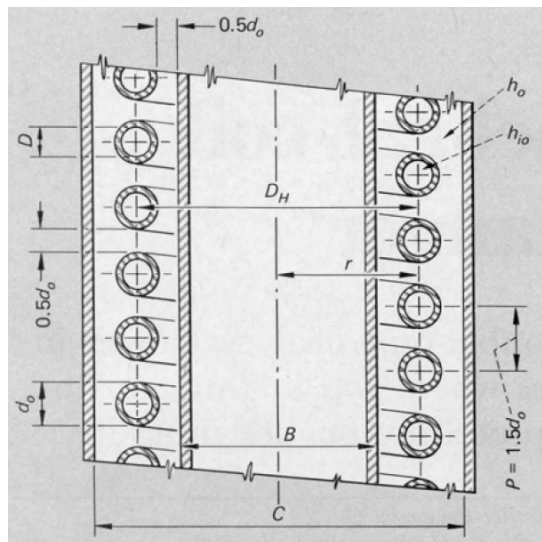


Figura 2.2.2. Vista esquemática en corte de intercambiador de calor helicoidal [20]

Para determinar la longitud del serpentín, se plantea la Ecuación 2.2.6. Por otro lado, el flujo volumétrico del lado anular, se calcula con la Ecuación 2.2.7.

$$L = N \cdot \sqrt{(\pi D_H)^2 + p^2} \quad [2.2.6]$$

$$V_f = \frac{\pi}{4} \cdot [(C^2 - B^2) \cdot p \cdot N - d_o^2 \cdot L] \quad [2.2.7]$$

Donde:

L : longitud del serpentín, [m]

N : número de vueltas del serpentín

D_H : diámetro medio del serpentín, [m]

p : distancia entre los centros del serpentín, [m]

V_f : flujo volumétrico por la coraza, [m³/s]

C : diámetro interno del cilindro externo,, [m]

B : diámetro externo del cilindro interno, [m]

d_o : diámetro externo del serpentín helicoidal, [m]

Con el flujo volumétrico, se obtiene el diámetro equivalente del lado de la coraza y se calcula con la Ecuación 2.2.8.

$$D_e = \frac{4 \cdot V_f}{\pi \cdot d_o \cdot L} \quad [2.2.8]$$

Donde:

D_e : diámetro equivalente del lado de la coraza [m]

La velocidad másica por el lado de la coraza se determina a través de la Ecuación 2.2.9.

$$G = \frac{\dot{m}_e}{\left\{ \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot [(C^2 - B^2) - (D_{H2}^2 - D_{H1}^2)] \right\}} \quad [2.2.9]$$

Donde:

G : velocidad másica de agua por la coraza, $\left[\frac{kg}{s \cdot m^2} \right]$

\dot{m}_e : flujo másico por el ánulo, $\left[\frac{kg}{s} \right]$

D_{H1} : diámetro interno del serpentín, [m]

D_{H2} : diámetro externo del serpentín, [m]

El número adimensional de Reynolds por el ánulo y por el serpentín se calcula con las Ecuaciones 2.2.10 y 2.2.11, respectivamente.

$$Re_e = \frac{D_e \cdot G}{\mu_e} \quad [2.2.10]$$

$$Re_i = \frac{D \cdot V \cdot \rho_i}{\mu_i} \quad [2.2.11]$$

Donde:

Re_e : número de Reynolds del fluido que pasa por la coraza

μ_e : viscosidad dinámica del fluido que pasa por la coraza, $[Pa \cdot s]$

Re_i : número de Reynolds del fluido que pasa por el serpentín

μ_i : viscosidad dinámica del fluido que pasa por el serpentín, $[Pa \cdot s]$

V : velocidad del flujo que pasa por el serpentín, $\left[\frac{m}{s}\right]$

ρ_i : del fluido que pasa por el serpentín, $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

El número adimensional de Nusselt en la zona anular se calcula con las Ecuaciones 2.2.12 y 2.2.13.

$$Nu_e = 0.6 \cdot Re_e^{0,5} \cdot Pr_e^{0,31}, \text{ si } Re_e > 10000 \quad [2.2.12]$$

$$Nu_e = 0.36 \cdot Re_e^{0,55} \cdot Pr_e^{\frac{1}{3}}, \text{ si } Re_e < 10000 \quad [2.2.12]$$

Donde:

Nu_e : número adimensional de Nusselt en zona anular

Pr_e : número adimensional de Prandtl en zona anular

El número adimensional de Nusselt en el serpentín se calcula con la Ecuación 2.2.13.

$$Nu_i = 0.027 \cdot Re_i^{0,8} \cdot Pr_i^{\frac{1}{3}}, \text{ si } 0.7 < Pr_i < 100 \text{ y } Re > 10000 \quad [2.2.13]$$

Donde:

Nu_i : número adimensional de Nusselt en el serpentín

Pr_i : número adimensional de Prandtl en el serpentín

Para la corrección del coeficiente de convección por la viscosidad a temperatura de pared se tiene la ecuación 2.2.14.

$$T_p = \bar{T}_e + \frac{h_E}{h_{ic} + h_E} \cdot (\bar{T}_l - \bar{T}_e) \quad [2.2.14]$$

$$\bar{T}_e = \frac{T_4 + T_3}{2} \quad [2.2.15]$$

$$\bar{T}_l = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad [2.2.16]$$

$$h_{ic} = h_i \cdot \frac{D}{d_o} \quad [2.2.17]$$

Donde:

T_p : temperatura de pared [°C]

\bar{T}_e : temperatura media del fluido que pasa por el anulo [°C]

\bar{T}_l : temperatura media del fluido que pasa por el serpentín [°C]

T_1 : temperatura de entrada del flujo que pasa por el serpentín [°C]

T_2 : temperatura de salida del flujo que pasa por el serpentín [°C]

T_3 : temperatura de entrada del flujo que pasa por la coraza [°C]

T_4 : temperatura de salida del flujo que pasa por la coraza [°C]

h_{ic} : coeficiente de convección corregido dentro del serpentín [$W/m^2 \cdot ^\circ C$]

La temperatura media logarítmica utilizada en la Ecuación 2.2.3 se calcula mediante la Ecuación 2.2.18 presentada a continuación.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - T_4) - (T_2 - T_3)}{\ln \left(\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3} \right)} \quad [2.2.18]$$

2.3 Criterios de diseño para dimensionamiento de intercambiador de calor de tubos y coraza

Para el caso del rehervidor, se optará por un intercambiador de calor de tipo tubos y coraza. Por lo general, se canalizará el fluido de mayor presión a través de los tubos, mientras que el fluido más viscoso será el idóneo para el lado de la coraza. Esto se debe a que en el lado de la coraza el área de paso es más amplia, lo que promueve la turbulencia [37]. De esta manera, el dimensionamiento involucra que la mezcla de etanol pase por el lado de la coraza y simultáneamente, el vapor de agua circula por los tubos. La Figura 2.3.1 ilustra el esquema del intercambiador de calor de tubos y coraza.

Se dimensiona el equipo de modo que el fluido proveniente de los fondos de la columna pase de estado líquido saturado a vapor sobrecalentado. La temperatura de entrada del etanol al reboiler es de 82.62 °C, correspondiente a la temperatura de saturación a presión atmosférica para una fracción molar de etanol del 0.1. Las condiciones en la salida del equipo se determinan mediante simulación, ya que se debe suplir la caída de presión generada por la columna de destilación correspondiente al 10% de la presión de operación, como recomendaron Chuang y Nandakumar en 2000 para columnas de platos. [38]. El fluido de calentamiento es vapor sobrecalentado proveniente de una caldera.

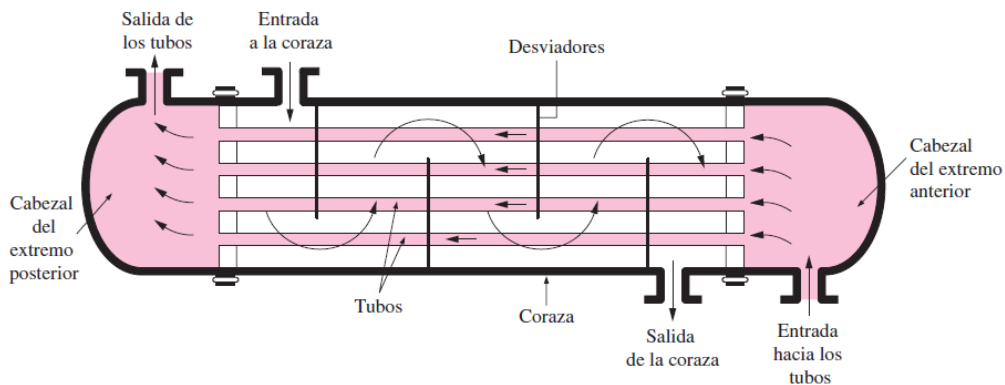


Figura 2.3.1. Esquema de intercambiador de calor de tubos y coraza [39]

Las principales ecuaciones para el dimensionamiento de un intercambiador de calor son:

Flujo de calor:

$$Q = \dot{m} \cdot \bar{C}_p \cdot (T_{c_e} - T_{c_s}) \quad [2.3.1]$$

$$Q_l = \dot{m} \cdot \lambda \quad [2.3.2]$$

Para determinación del factor de traspaso:

$$S = \frac{(T_{f_s} - T_{f_e})}{(T_{c_e} - T_{f_e})} \quad [2.3.3]$$

$$R = \frac{(T_{c_e} - T_{c_s})}{(T_{f_s} - T_{f_e})} \quad [2.3.4]$$

LMTD:

$$LMTD = \frac{(T_{c_e} - T_{f_s}) - (T_{c_s} - T_{f_e})}{\ln \frac{(T_{c_e} - T_{f_s})}{(T_{c_s} - T_{f_e})}} \quad [2.3.5]$$

Donde:

\dot{m} : flujo másico [kg/s]

λ : calor latente [J/kg]

T_{c_e} : temperatura caliente de entrada [°C]

T_{c_s} : temperatura caliente de salida [°C]

T_{f_e} : temperatura fría de entrada [°C]

T_{f_s} : temperatura fría de salida [°C]

$LMTD$: temperatura media logarítmica [°C]

Velocidad y área:

$$v_i = \frac{\dot{m}_f}{\rho_f \cdot A_f} \quad [2.3.6]$$

$$A_f = \frac{\pi}{4} \cdot d_i^2 \cdot \frac{n_T}{n_{PT}} \quad [2.3.7]$$

$$v_e = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c \cdot A_s} \quad [2.3.8]$$

$$A_s = \frac{Di \cdot B \cdot (P_T - de)}{P_T} \cdot \frac{1}{n} \quad [2.3.9]$$

Coefficiente de transferencia de calor por convección interna y externa:

$$Re = \frac{v \cdot \rho \cdot l^*}{\mu} \quad [2.3.10]$$

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} \quad [2.3.11]$$

$$h = \frac{Nu \cdot k}{l^*} \quad [2.3.12]$$

$$h_{ic} = h_i \cdot \frac{di}{de} \quad [2.3.13]$$

Donde:

\dot{m}_c : flujo másico del fluido caliente [kg/s]

\dot{m}_f : flujo másico del fluido frío [kg/s]

ρ_f : densidad del fluido frío [kg/m³]

ρ_c : densidad del fluido caliente [kg/m³]

A_f : área de flujo por los tubos [m²]

A_s : área de flujo por la coraza [m²]

n_T : número de tubos

n : número de pasos por la coraza

n_{PT} : número de pasos por los tubos

B : espacio de los deflectores [m]

l^* : longitud característica [m]

Diámetro de la coraza:

$$Di = \sqrt{n_T} \cdot P_T + P_T \quad [2.3.14]$$

Temperatura de pared:

$$Tp = Tc^* - \frac{hic}{he + hic} \cdot (Te^* - Tf^*) \quad [2.3.15]$$

Donde:

Di : diámetro interno de la coraza [m]

Tp : temperatura de pared [°C]

P_T : paso del arreglo [m]

Tc^* : temperatura media del fluido caliente [°C]

Tf^* : temperatura media del fluido frío [°C]

Coefficiente global de transferencia de calor

$$U_{limpio} = \frac{1}{\frac{1}{hic} + \frac{1}{hec}} \quad [3.2.16]$$

$$U_{sucio} = \frac{Q}{Ae \cdot LMTD \cdot Ft} \quad [2.3.17]$$

Resistencia de ensuciamiento:

$$Re = \frac{1}{U_{limpio}} + \frac{1}{U_{sucio}} \quad [2.3.18]$$

Caída de presión:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{2g \cdot \rho_i \cdot di \cdot \phi_t} \quad [2.3.19]$$

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot G_c^2 \cdot Di \cdot (N+1) \cdot n}{2g \cdot \rho_e \cdot L^* \cdot \phi_c} \quad [2.3.20]$$

Donde:

U_{limpio} : coeficiente global de diseño de transferencia de calor [W/m² · °C]

U_{sucio} : coeficiente global de operación de transferencia de calor [W/m² · °C]

hic : coeficiente corregido de convección por los tubos [W/m² · °C]

hec : coeficiente corregido de convección por la coraza [W/m² · °C]

F_t : factor de traspaso

A_e : área de transferencia de calor [m^2]

R_E : resistencia de ensuciamiento [$m^2 \cdot ^\circ C/W$]

ΔP_t : caída de presión por los tubos [psi]

ΔP_c : caída de presión por la coraza [psi]

f : factor de fricción [ft^2/in^2]

G_t : velocidad másica [$lb/h \cdot ft^2$]

L : longitud del tubo [ft]

g : gravedad [ft^2/h^2]

ϕ : relación de viscosidades

2.4 Criterios de diseño para dimensionamiento de tanques

El agua empleada en los sistemas de enfriamiento y producción de vapor se conservará en un contenedor siguiendo las indicaciones del fabricante. En este contexto, se considerará el volumen de agua necesario para el funcionamiento de los tres equipos (condensador, enfriador y caldera) durante las ocho horas diarias de operación de la planta, en un período de cinco días a la semana.

El almacenamiento de etanol de alimentación a la planta al 55% v-v%, y el etanol de más de 90% v-v% como producto final del proceso de rectificación, se almacenarán en un tanque de techo flotante que permite la reducción de pérdidas de etanol por su volatilización. Además, este tipo de tanque disminuye el riesgo de explosión en espacio de vapor y elimina la posibilidad de que ocurra un evento de ebullición [40]. El tanque tendrá domo geodésico de aluminio y membrana flotante, como lo plantean García y Martínez, 2008, en el diseño de un tanque para almacenar etanol anhidro para la empresa SODERAL [41].

En el Anexo III se muestra que el volumen de operación para la mezcla de etanol de alimentación es de 73 BBL. Con este dato se puede considerar que:

$$V_{op} < 1000 \text{ BBL}$$

Por lo tanto, el volumen nominal equivale al volumen de operación y debe ser aumentado en 4 pies la altura del tanque. Esta altura adicional no será utilizada.

Para ambos equipos de almacenamiento, se considera una disposición vertical, para lo cual se dimensionará la altura del tanque (H) y el diámetro interno (D_i). Como el volumen nominal es inferior a 10000 BBL, se debe contemplar que el diámetro interno es menor a la altura del tanque. De acuerdo a lo investigado por Venegas, en 2017, las planchas de construcción tienen 6 pies de altura, y el tanque debe ser tener una altura proporcional a este valor [42].

Las boquillas del tanque atmosférico se ubican a 1 ft sobre el piso hasta la tubería, para el caso de la alimentación y de la salida. La boquilla de rebose se encuentra a una separación de 1 ft de la altura del tanque.

El tanque consta de 3 alarmas de nivel; de operación, bajo y alto. Para el primer nivel se ocupa la capacidad media del equipo de almacenamiento, para los niveles bajo y alto, se considera una capacidad de llenado del 15% y 85%, respectivamente. La Figura 2.4.1 muestra un esquema de los niveles de llenado de un tanque [43].

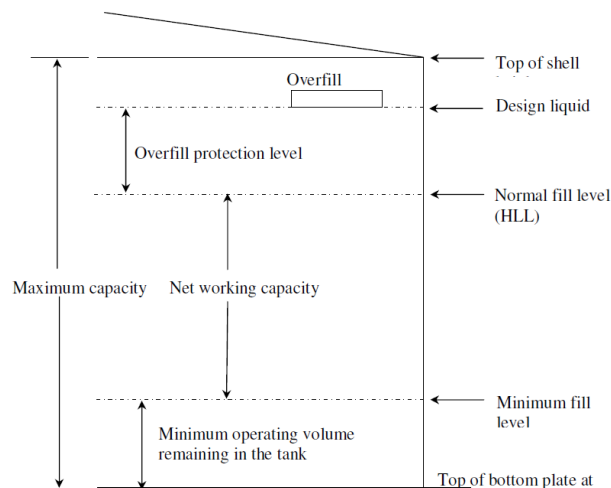


Figura 2.4.1. Niveles y capacidades de un tanque de almacenamiento [44]

La altura de operación óptima del tanque se determina con la ecuación 2.4.1, mientras que la altura correspondiente a altura de nivel de operación alto se calcula con la ecuación 2.4.2.

$$h_{op} = \frac{4 \cdot V_{op}}{\pi \cdot D_i^2} \quad [2.4.1]$$

$$HL = h_{op} + \Delta h \quad [2.4.2]$$

Donde:

h_{op} : altura de operación óptima, [m]

V_{op} : Volumen óptimo de operación, [m³]

HL : altura de la alarma de nivel alto, [m]

Para el requerimiento de venteo (inbreathing y outbreathing), se requieren el punto de ebullición y el flash point. Este último valor se toma como referencia para determinar el valor de requerimiento de venteo debido al movimiento del líquido. Los valores dependiendo del flash point se encuentran en la Tabla 2.4.1.

Tabla 2.4.1. Valor de requerimientos de venteo en función de flash point [45]

Flash Point/ Punto de Ebullición	Inbreathing	Outbreathing
	Movimiento de salida del Líquido	Movimiento de entrada del Líquido
Flash Point \geq 100°F	5.6	6
Punto de ebullición \geq 300°F	5.6	6
Flash Point < 100°F	5.6	12
Punto de ebullición < 300°F	5.6	12

Para la determinación del venteo de emergencia, es necesario calcular el área húmeda del tanque. La superficie sumergida de un tanque vertical apoyado en el suelo es idéntica al área expuesta de su estructura externa. Sin embargo, si el tanque se encuentra elevado por encima del nivel del suelo mediante un soporte, se incluirá en el cálculo el área de su base inferior. En este caso, se considera tanto la zona de contacto con el líquido contenido como la porción que forma la parte inferior del tanque, la cual puede estar en contacto con el aire o el entorno circundante.

A continuación, se calcula SCFH de acuerdo con la Ecuación 2.4.2.

$$SCFH = 3,091 \left(\frac{Q \cdot F}{L} \right) \left(\frac{T}{PM} \right)^{0,5} \quad [2.4.2]$$

Donde:

Q : Calor a través de áreas húmedas, [BTU/h]

F : Factores de entorno para tanques no refrigerados sobre la superficie

L : Calor latente de vaporización del líquido almacenado a condiciones de almacenaje, [BTU/lb].

T : Temperatura de ebullición, [°F].

PM : Peso molecular del vapor que se desprende del fluido.

El calor a través de las áreas húmedas se determina mediante la Tabla 2.4.2. Adicionalmente, se considera un tanque no refrigerado de metal desnudo, por lo que el factor de entorno igual a 1.

Tabla 2.4.2. Calor a través de Ah [46]

Área superficial húmeda [ft ²]	Presión de diseño [psig]	Flujo de entrada de calor [Btu/h]
< 200	≤15	Q = 20000 ^a
≥200 y < 1000	≤15	Q = 199300A ^{0.566}
≥1000 y < 2800	≤15	Q = 963400A ^{0.338}
≥ 2800	1≤P≤15	Q = 21000A ^{0.82}
≥ 2800	≤1	Q = 14090000

La determinación del número de drenajes en el cuerpo del tanque, manways en el techo y en el cuerpo se realiza en función del diámetro del tanque. La relación que existe entre estas variables se presenta en Anexos en las Tablas A8, A9 y A10.

Finalmente, las Ecuaciones utilizadas para el dimensionamiento del domo geodésico se presentan a continuación.

$$C = 2\pi r \quad [2.4.3]$$

$$Fa = \pi r^2 \quad [2.4.4]$$

$$Rc = \frac{r^2+h^2}{2h} \quad [2.4.5]$$

$$Sa = 2\pi h Rc = \pi(h^2 + r^2) \quad [2.4.6]$$

$$r_l = \sqrt{R_c^2 - (R_c - h + l)^2} \quad [2.4.7]$$

$$Vs = \frac{1}{3} \pi h^2 (3R_c - h) \quad [2.4.8]$$

Donde:

C: Circunferencia de la base, [m]

Fa: Área del piso, [m²]

Rc: Radio de curvatura, [m]

Sa: Área superficial, [m²]

r_1 : Radio en el segundo nivel, [m]

V_s : Volumen, [m³]

T_s : Tensión en la superficie

r : Radio del tanque de almacenamiento, [m]

h : Altura del tanque, [m]

2.5 Criterios de diseño para dimensionamiento de una caldera acuotubular

En el marco de este estudio, se ha diseñado un sistema de optimización energética que aprovecha eficientemente el agua resultante de los procesos de condensación y enfriamiento en la destilación del etanol artesanal. El vapor de etanol se condensa, y luego se enfría, liberando una cantidad significativa de calor que es absorbida por el agua utilizada como fluido de enfriamiento. En lugar de disipar esta energía térmica, se ha ideado una estrategia para reutilizar el agua precalentada en la alimentación de la caldera acuotubular. Al introducir el agua caliente en la caldera, se reduce considerablemente la cantidad de energía adicional requerida para calentarla, lo que resulta en una generación eficiente de vapor sobrecalentado. Este enfoque no solo demuestra una manera sostenible de reciclar recursos, sino que también presenta un notorio ahorro energético al aprovechar la energía térmica previamente adquirida en el proceso de enfriamiento. A continuación se muestran las ecuaciones que se utilizarán para la determinación de las propiedades del flujo de vapor sobrecalentado de la caldera acuotubular.

$$P_{total} = P_{op} + P_{atm} \quad [2.5.1]$$

Donde:

P_{total} : Presión total, [atm]

P_{op} : Presión de operación de la caldera, [atm]

P_{amb} : Presión atmosférica, [atm]

$$Q_{calde} = \dot{m}_{calde} \cdot \overline{Cp}_{liq} \cdot (T_{sat} - T_e) + \dot{m}_{calde} \cdot \lambda + \dot{m}_{calde} \cdot \overline{Cp}_{vapor} \cdot (T_{v\ sobr} - T_{sat}) \quad [2.5.2]$$

$$\dot{m}_{calde} = \dot{m}_{agua\ c} + \dot{m}_{agua\ e} \quad [2.5.3]$$

Donde:

Q_{calde} : Calor de la caldera, [J/s]

\dot{m}_{calde} : flujo másico de agua a sobrecalentar, [kg/s]

\overline{Cp}_{liq} : capacidad calorífica media del agua entre T_{sat} y T_e [J/kg · °C]

\overline{Cp}_{vapor} : capacidad calorífica media del agua entre T_{sat} y $T_{v\ sobr}$, [J/kg · °C]

T_{sat} : Temperatura de saturación a P_{total} , [°C]

T_e : Temperatura de agua de entrada a la caldera, [°C]

$T_{v\ sobr}$: Temperatura de vapor sobrecalentado, [°C]

λ : Calor latente de vaporización, [J/°C]

$\dot{m}_{agua\ c}$: flujo másico de agua del condensador, [kg/s]

$\dot{m}_{agua\ e}$: flujo másico de agua del enfriador, [kg/s]

3 RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

3.1 Resultados

3.1.1 Localización de la planta

La planta de rectificación de etanol estará ubicada en un predio perteneciente a ASOEMPRAC, ubicada en el recinto San Ramón, en la parroquia El Corazón del cantón Pangua ubicada en la provincia Cotopaxi. El predio donde se ubicará la planta tiene una extensión territorial de 4568.81 m² o 0.4569 ha. Las coordenadas geográficas donde se implementará se encuentran en la Tabla 3.1.1. La parte más alta del terreno se encuentra a 1237.23 msnm, es decir que la presión atmosférica en dicho punto es de 0.86 atm. La localización exacta del predio se observa en la Figura 3.1.1, que fue tomada de Google Earth, y, como se puede apreciar, junto al terreno se encuentra la vía primaria Quinsaloma-Moraspungo, vía que facilitará la provisión de materiales de construcción, materia prima y movilización de futuros empleados y trabajadores de la planta. Los equipos utilizados para la rectificación de etanol y las distintas propiedades de los fluidos asociados serán dimensionados teniendo en cuenta la temperatura ambiental promedio del cantón Pangua, la cual es de 25°C [47].



Figura 3.1.1. Ubicación de la planta de rectificación de etanol

Tabla 3.1.1. Coordenadas del predio donde se construirá la planta de rectificación de etanol

Vértice	UTM			Grados decimales		Grados, minutos y segundos	
	Este	Norte	Banda Lat.	Latitud	Longitud	Latitud	Longitud
P1	707,818.35	9,872,848.62	M	-1.14976182	-79.13234817	1° 8' 59.143" S	79° 7' 56.453" W
P2	707,832.93	9,872,857.43	M	-1.14968207	-79.13221724	1° 8' 58.855" S	79° 7' 55.982" W
P3	707,843.83	9,872,862.93	M	-1.14963227	-79.13211935	1° 8' 58.676" S	79° 7' 55.63" W
P4	707,854.92	9,872,868.63	M	-1.14958066	-79.13201975	1° 8' 58.49" S	79° 7' 55.271" W
P5	707,856.80	9,872,869.70	M	-1.14957097	-79.13200287	1° 8' 58.456" S	79° 7' 55.21" W
P6	707,866.53	9,872,869.02	M	-1.14957706	-79.13191545	1° 8' 58.477" S	79° 7' 54.896" W
P7	707,884.51	9,872,869.03	M	-1.14957687	-79.13175392	1° 8' 58.477" S	79° 7' 54.314" W
P8	707,884.66	9,872,857.83	M	-1.14967814	-79.13175251	1° 8' 58.841" S	79° 7' 54.309" W
P9	707,888.86	9,872,853.39	M	-1.14971827	-79.13171475	1° 8' 58.986" S	79° 7' 54.173" W
P10	707,891.12	9,872,861.54	M	-1.14964456	-79.13169450	1° 8' 58.72" S	79° 7' 54.1" W
P11	707,900.19	9,872,854.98	M	-1.14970382	-79.13161298	1° 8' 58.934" S	79° 7' 53.807" W
P12	707,904.96	9,872,852.00	M	-1.14973074	-79.13157011	1° 8' 59.031" S	79° 7' 53.652" W
P13	707,911.16	9,872,848.47	M	-1.14976262	-79.13151439	1° 8' 59.145" S	79° 7' 53.452" W
P14	707,917.16	9,872,845.84	M	-1.14978637	-79.13146047	1° 8' 59.231" S	79° 7' 53.258" W
P15	707,918.43	9,872,845.74	M	-1.14978727	-79.13144906	1° 8' 59.234" S	79° 7' 53.217" W
P16	707,921.39	9,872,840.36	M	-1.14983590	-79.13142244	1° 8' 59.409" S	79° 7' 53.121" W
P17	707,924.51	9,872,833.87	M	-1.14989456	-79.13139437	1° 8' 59.62" S	79° 7' 53.02" W
P18	707,929.58	9,872,833.76	M	-1.14989553	-79.13134882	1° 8' 59.624" S	79° 7' 52.856" W
P19	707,926.78	9,872,828.48	M	-1.14994329	-79.13137394	1° 8' 59.796" S	79° 7' 52.946" W
P20	707,920.42	9,872,825.74	M	-1.14996810	-79.13143106	1° 8' 59.885" S	79° 7' 53.152" W
P21	707,905.07	9,872,821.29	M	-1.15000843	-79.13156894	1° 9' 0.03" S	79° 7' 53.648" W
P22	707,896.17	9,872,817.63	M	-1.15004158	-79.13164887	1° 9' 0.15" S	79° 7' 53.936" W
P23	707,880.82	9,872,813.63	M	-1.15007784	-79.13178675	1° 9' 0.28" S	79° 7' 54.432" W
P24	707,867.09	9,872,810.24	M	-1.15010858	-79.13191008	1° 9' 0.391" S	79° 7' 54.876" W
P25	707,852.49	9,872,808.71	M	-1.15012250	-79.13204123	1° 9' 0.441" S	79° 7' 55.348" W
P26	707,837.75	9,872,803.05	M	-1.15017376	-79.13217362	1° 9' 0.626" S	79° 7' 55.825" W
P27	707,832.72	9,872,801.53	M	-1.15018754	-79.13221879	1° 9' 0.675" S	79° 7' 55.988" W

El 17 de octubre de 2022, un técnico en topografía contratado por la alcaldía de Pangua realizó el levantamiento topográfico del predio donde se realizará la planta de rectificación de alcohol propiedad de la Asociación de Producción Agropecuaria Emprendedores del Recinto Aguascalientes, mismo que se presenta en la Figura 3.1.2.

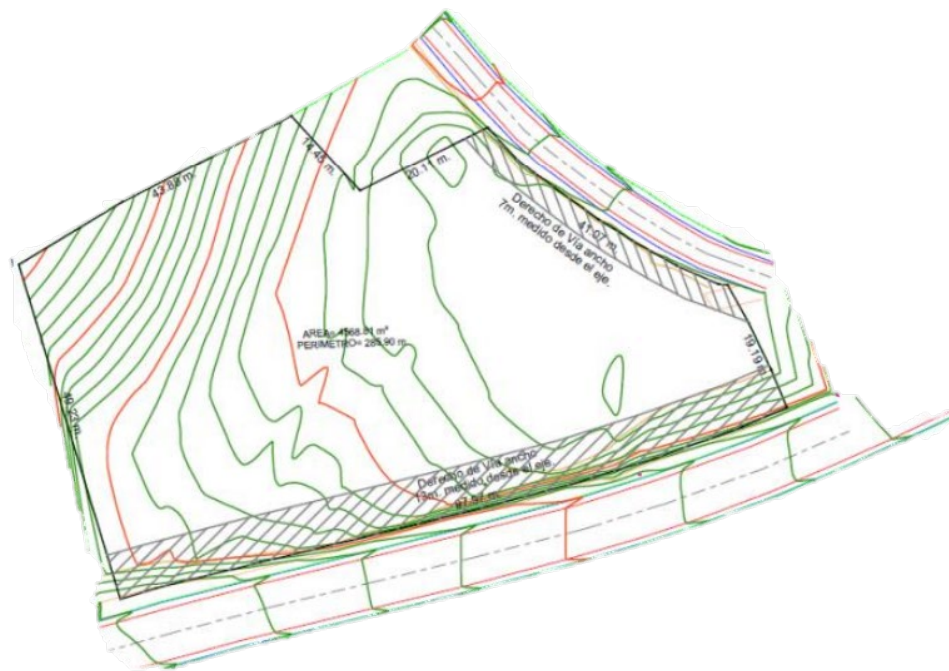


Figura 3.1.2. Topografía del terreno

3.1.2 Condiciones del producto final

Las condiciones de las corrientes fueron determinadas a una presión de 0.86 atm y a 25°C. En el proceso de destilación, el número de platos requeridos en la columna es esencial para lograr la separación deseada de los componentes en la mezcla. Para determinar el número óptimo de platos en la columna, se realizaron diversos cálculos y análisis considerando diferentes porcentajes de alcohol en el destilado final. Durante este análisis, se encontró que para alcanzar un destilado con un porcentaje de alcohol del 92%, se requerirían 17 platos en la columna de destilación. Sin embargo, al considerar un porcentaje ligeramente menor de alcohol, específicamente al 91.5%, se observó que el número de platos necesarios se reducía a 9. Esta diferencia se debe a la cercanía de la composición seleccionada en comparación a la composición del azeótropo. Se decidió diseñar la columna de destilación para un producto de 91.5% de etanol en volumen.

Al permitir una alta separación con un menor número de platos en comparación con el destilado del 92%, el proceso se torna más eficiente desde la perspectiva energética y de recursos, lo que impacta positivamente en la sostenibilidad del sistema. Además, esta elección influye directamente en la economía al reducir la inversión inicial y los costos operativos, contribuyendo a una viabilidad económica mejorada [48].

La Tabla 3.1.2, muestra las concentraciones volumétricas de etanol en las distintas etapas del proceso de rectificación, con su correspondiente flujo y concentración molar, las cuales fueron calculadas en el Anexo I.

Tabla 3.1.2. Resumen de corrientes de columna de rectificación

Corriente	Nomenclatura	Concentración volumétrica de etanol	Fracción molar de etanol (x_i)	Flujo molar $\left[\frac{kmol}{h}\right]$
Alimentación	F	55 %	0.27	10.63
Destilado	D	91.5 %	0.77	2.83
Fondos	B	27 %	0.10	7.80

3.1.3 Curva de equilibrio

La Figura 3.1.3 representa la curva de equilibrio de la mezcla de etanol-agua a una presión constante de 0.86 atm. Esta curva ilustra las proporciones en las que el etanol y el agua coexisten en equilibrio a diferentes temperaturas a dicha presión específica [49]. Los detalles y metodología utilizados para derivar y calcular esta curva se encuentran documentados en el Anexo I. Los datos obtenidos analíticamente para la construcción de la curva de equilibrio presentados en la Tabla A11 fueron comparados y validados con la investigación simultánea realizada por López, 2023, mediante una simulación en el programa ASPEN Hysys. En la gráfica antes mencionada se puede observar que se requieren de 9 platos y 1 rehervidor para alcanzar la concentración molar de etanol propuesta de 0.77. Se establece que la alimentación de la mezcla a rectificar se realiza al noveno plato, siendo este el que se encuentra en la parte inferior de la columna de destilación [50].

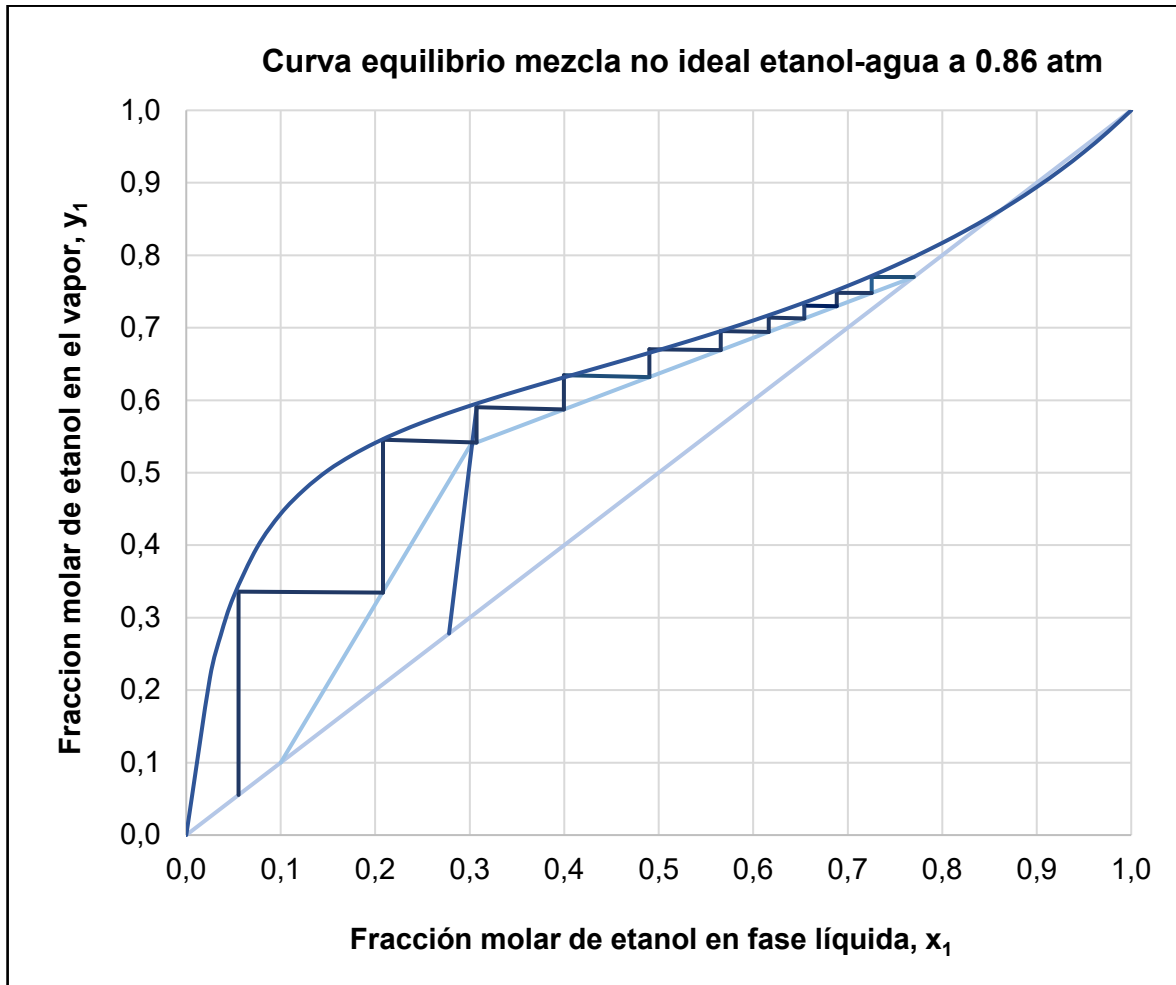


Figura 3.1.3. Curva de equilibrio mezcla no ideal etanol-agua a 0.86 atm

La Figura 3.1.4 ilustra de manera gráfica las temperaturas en las fases líquida y vapor en relación con las distintas fracciones molares de etanol. En esta representación, se trazaron los puntos de burbuja y rocío a diversas concentraciones, lo que posibilita identificar el estado de la mezcla en función de una composición y temperatura específicas. La zona situada bajo la curva que conecta los puntos de burbujeo o ebullición corresponde a la fase líquida. Un líquido que se encuentra a una temperatura menor que su punto de burbujeo para una presión determinada se denomina líquido subenfriado, mientras que aquel en su punto de burbujeo se identifica como líquido saturado. Del mismo modo, un vapor en su punto de condensación se clasifica como vapor saturado. Entre las curvas de los puntos de burbujeo y de condensación se extiende una región de dos fases en la que coexisten tanto un líquido saturado como un vapor saturado. Por encima de la curva de puntos de condensación se encuentra la región de vapores sobrecalentados. [51]

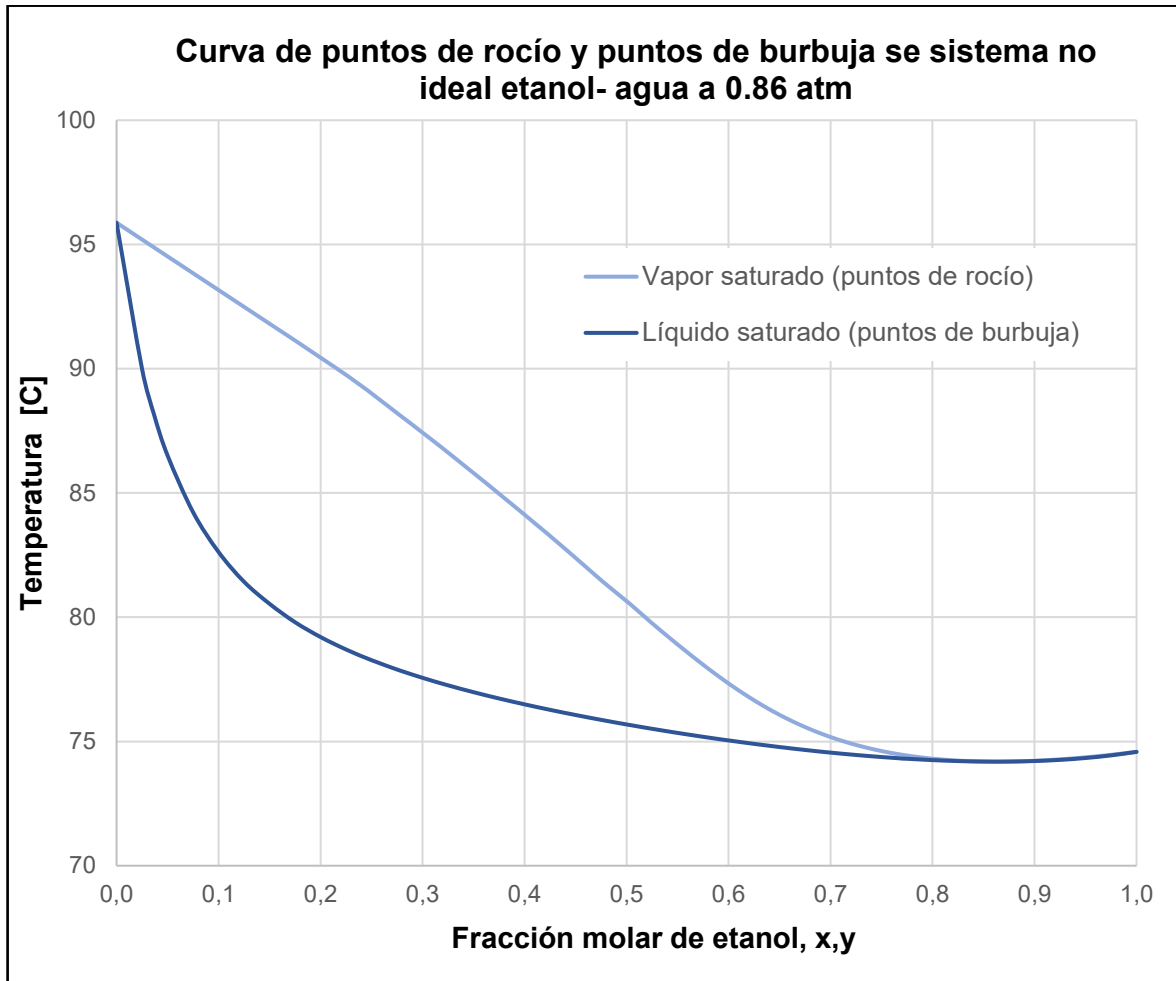


Figura 3.1.4. Diagrama temperatura composición para el equilibrio vapor-líquido del sistema etanol-agua

3.1.4 Diagrama de bloques del proceso

La Figura 3.1.5 presenta el esquema de funcionamiento del proceso de rectificación del etanol. La corriente de entrada consta de 2307 litros por día de etanol con una concentración del 55% en volumen, equivalente a 274.47 kg/h en peso. Al concluir el proceso de destilación, se obtiene una producción de 111.96 kg/h de etanol del 91.5% en volumen, lo que se traduce en un caudal volumétrico de 1132.05 litros por día.

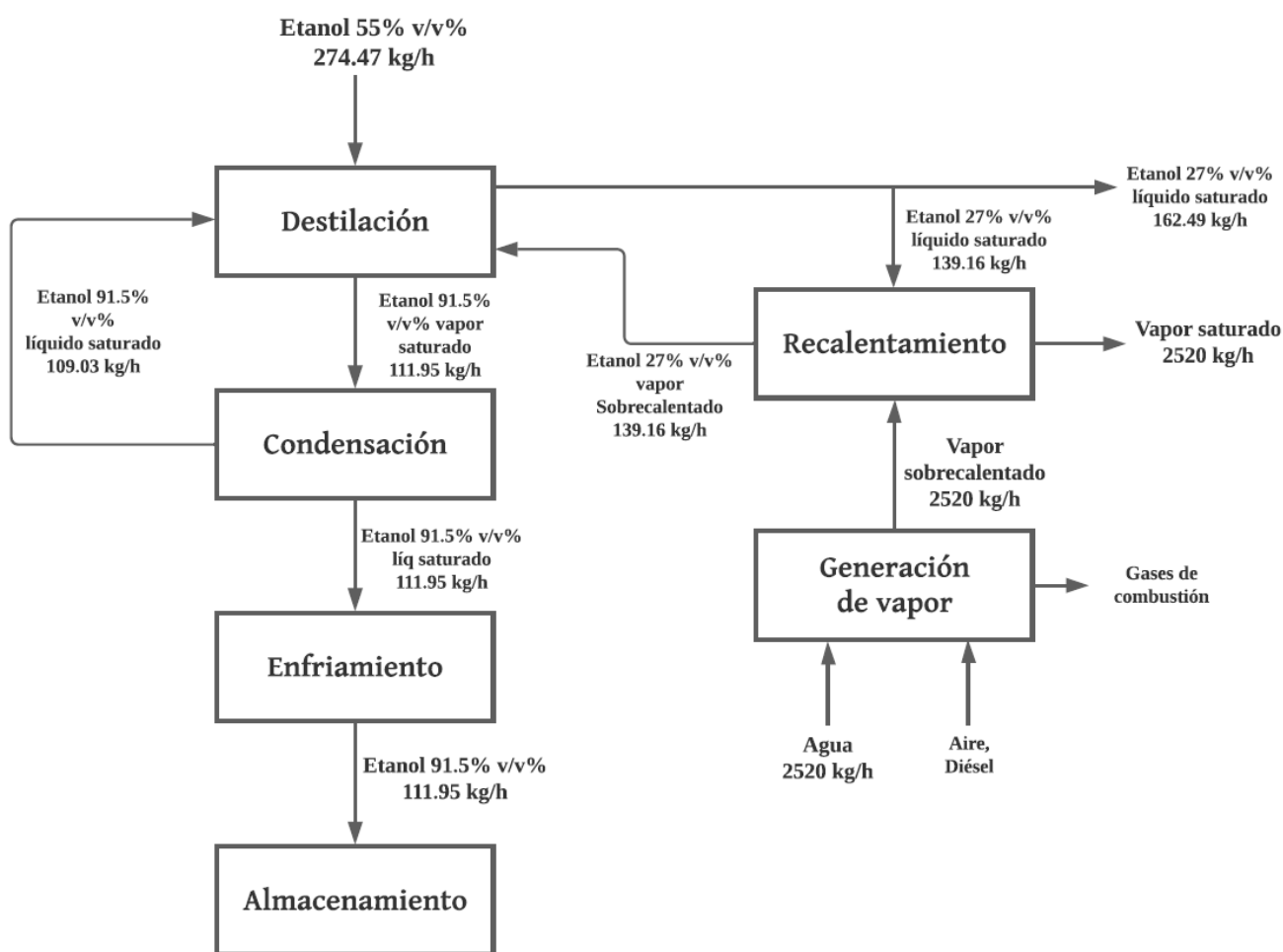


Figura 3.1.5. Diagrama de bloques de proceso de rectificación de alcohol artesanal

3.1.5 Diagrama de flujo del proceso (PFD)

El diagrama de flujo del proceso es una representación gráfica que exhibe los pasos y la secuencia de dicho proceso. Su función principal es destacar los bloques de actividad esenciales o los componentes principales del sistema. Esta herramienta es fundamental para el análisis y la optimización del flujo de trabajo. Aunque no suministra datos cuantitativos, provee una visualización clara de los procesos industriales y comerciales, empleando íconos estándar para representar los elementos más recurrentes [52].

Las Figuras 3.1.6 hasta 3.1.11 muestran el diagrama de flujo del proceso de rectificación de alcohol artesanal.

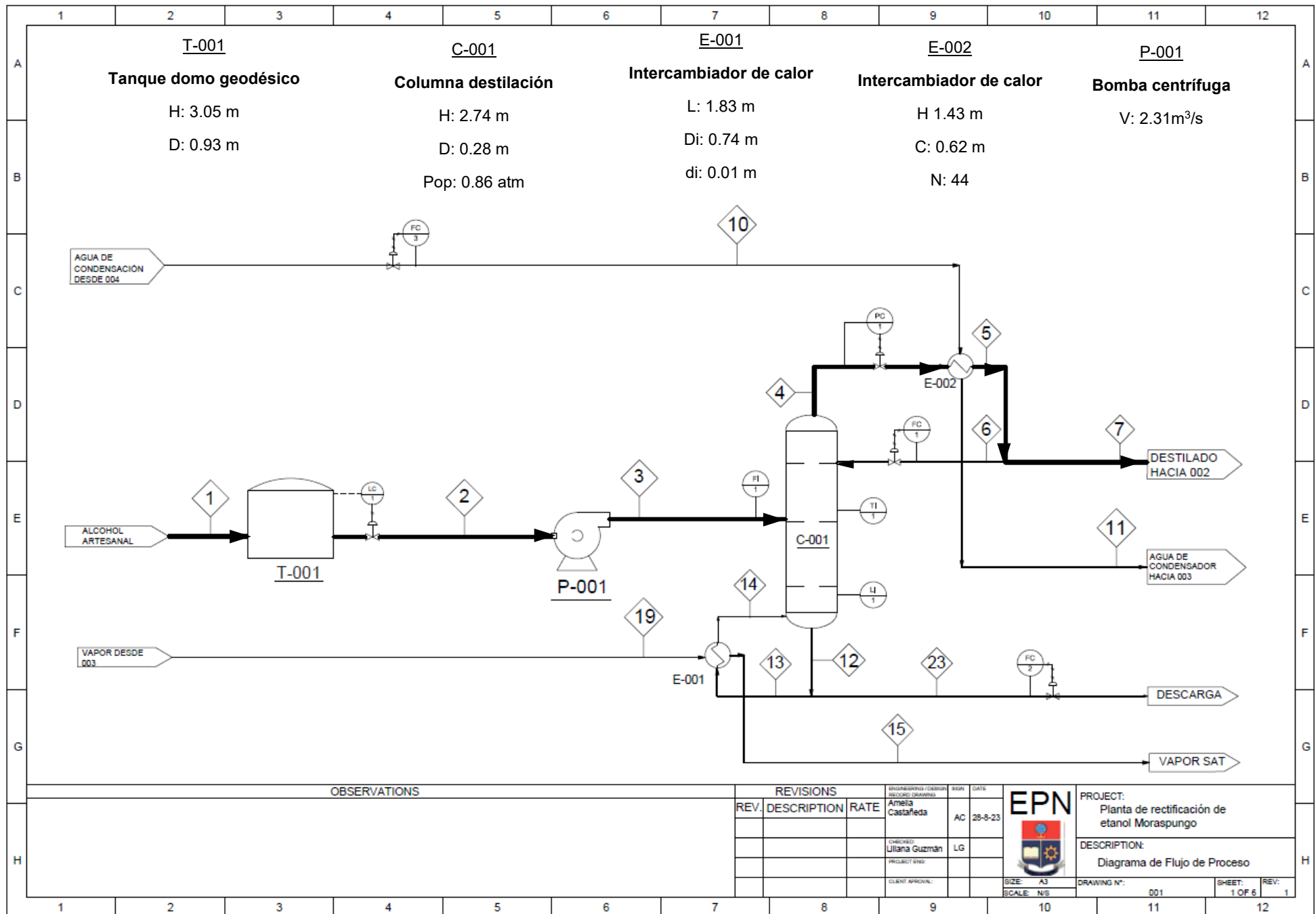


Figura 3.1.6. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 1 de 6

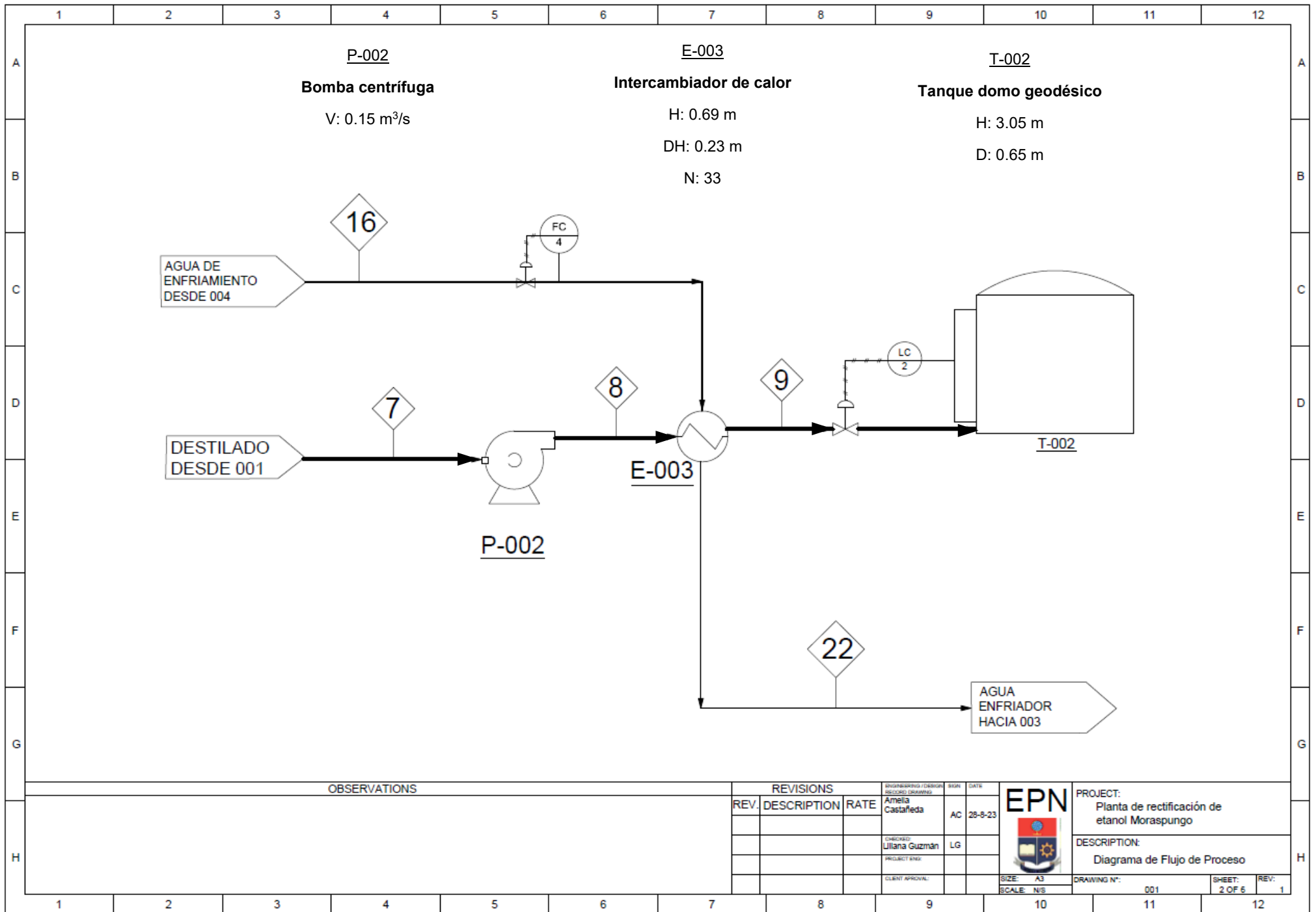


Figura 3.1.7. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 2 de 6

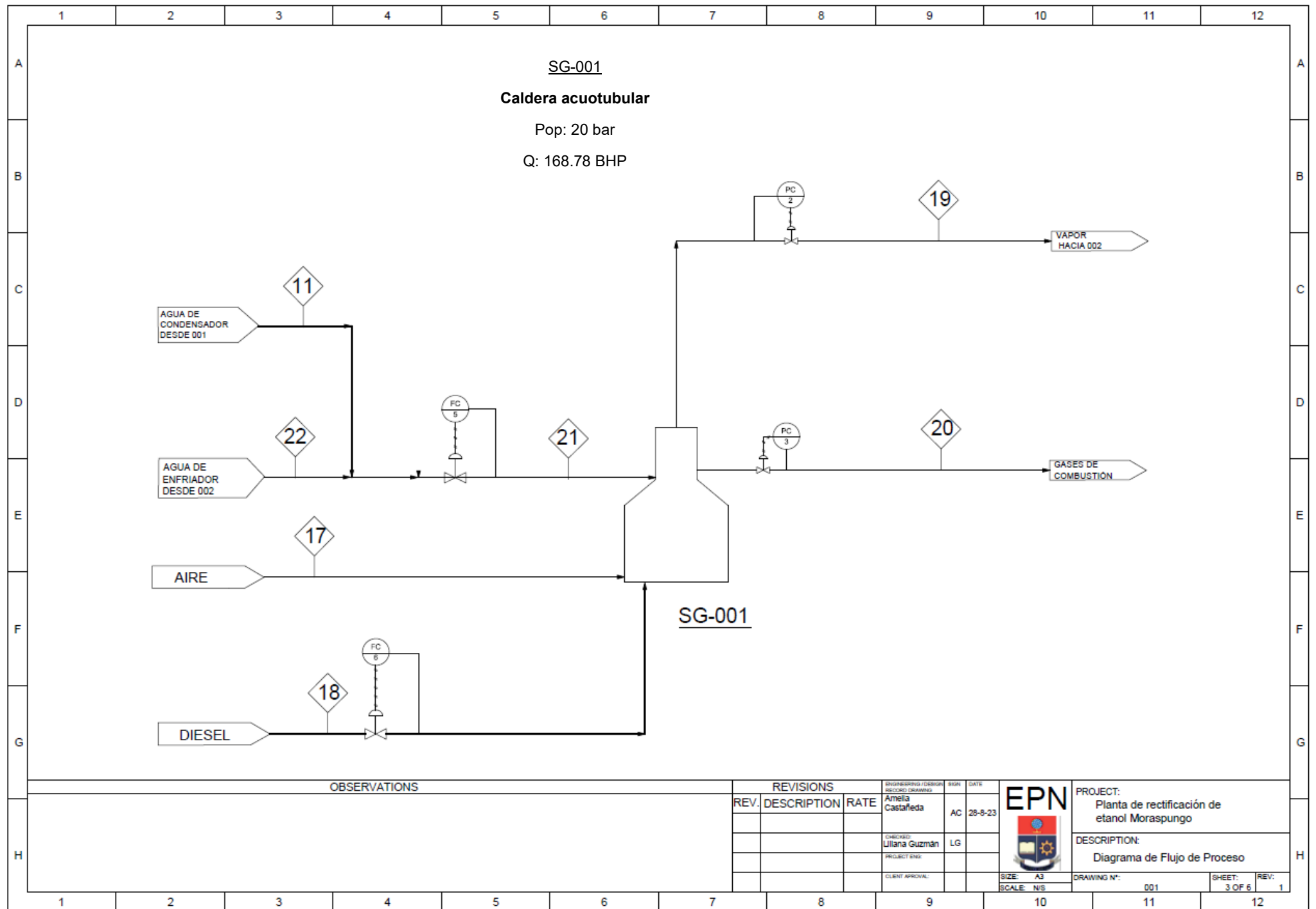


Figura 3.1.8. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 3 de 6

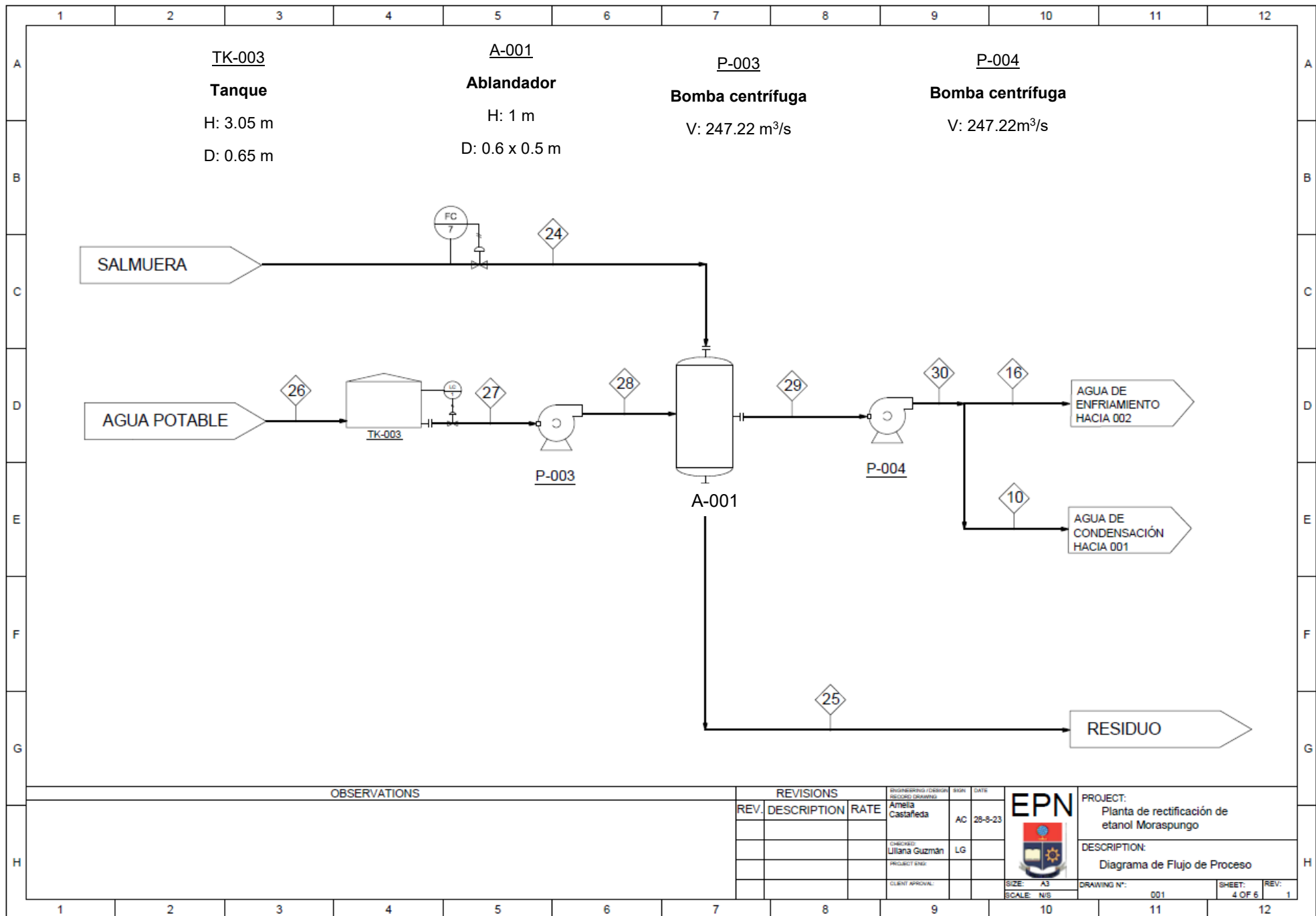


Figura 3.1.9. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 4 de 6

OBSERVATIONS

REVISIONS

REV.	DESCRIPTION	RATE	ENGINEERING / DESIGN / CHECKED DRAWING	SIGN	DATE
			Amelia Castañeda	AC	28-8-23
			Liliana Guzmán	LG	



PROJECT:
Planta de rectificación de etanol Moraspungo

DESCRIPTION:
Diagrama de Flujo de Proceso

DRAWING N°: 001

SHEET: 4 OF 6

REV: 1

SIZE: A3
SCALE: N/S


	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																				
A																															A	
B																															B	
C																															C	
D	Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	D
	Descripción	Etanol	Etanol	Etanol	Eanol concentrado	Eanol condensado	Reflujo	Destilado	Destilado	Producto final	Agua	Agua condensador	Fondos	Fondos a evaporar	Fondos recirculado	Vapor saturado	Agua enfriamiento	Aire	Diésel	Vapor sobrecalentado	Gases de combustión	Agua caldera	Agua enfriador	Fondos	Salmuera	Residuo	Agua potable	Agua potable	Agua potable	Agua ablandada	Agua ablandada	
	Estado físico	L	L	L	VS	LS	LS	LS	LS	L	L	G	LS	LS	VSC	VS	L	G	L	VSC	G	L	L	LS	L	L	L	L	L	L	L	
	Temperatura (°C)	25	25	25	74.46	74.46	74.46	74.46	74.46	40.00	25	50	82.62	82.62	95.88	212.38	25	25	25	257.73	-	49.18	40	82.62	25	25	25	25	25	25	25	
	Flujo másico (kg/s)	0.08	0.08	0.08	0.06	0.06	0.03	0.03	0.03	0.03	0.59	0.59	0.08	0.04	0.04	0.64	0.052603	-	-	0.64	-	0.64	0.05	0.05	-	-	0.64	0.64	0.64	0.64	0.64	
	% Alcohol v/v%	55	55	55	91.5	91.5	91.5	91.5	91.5	91.5	0	0	27	27	27	0	0	0	0	0	0	0	0	27	0	0	0	0	0	0	0	
E																															E	
F																															F	
G																															G	
H	OBSERVATIONS															REVISIONS			INGENIERO / DESIGN RECORD DRAWING	SEAL	DATE		PROJECT: Planta de rectificación de etanol Moraspungo									
	REV.	DESCRIPTION	RATE	Amelia Castañeda	AC	28-8-23	CHECKED: Liliana Guzmán		LG	DESCRIPTION: Diagrama de Flujo de Proceso																						
							PROJECT NAME:			DRAWING N°:																						
							CLIENT APPROVAL:			SHEET:																						
										SCALE: N/S																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																				

Figura 3.1.10. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 5 de 6

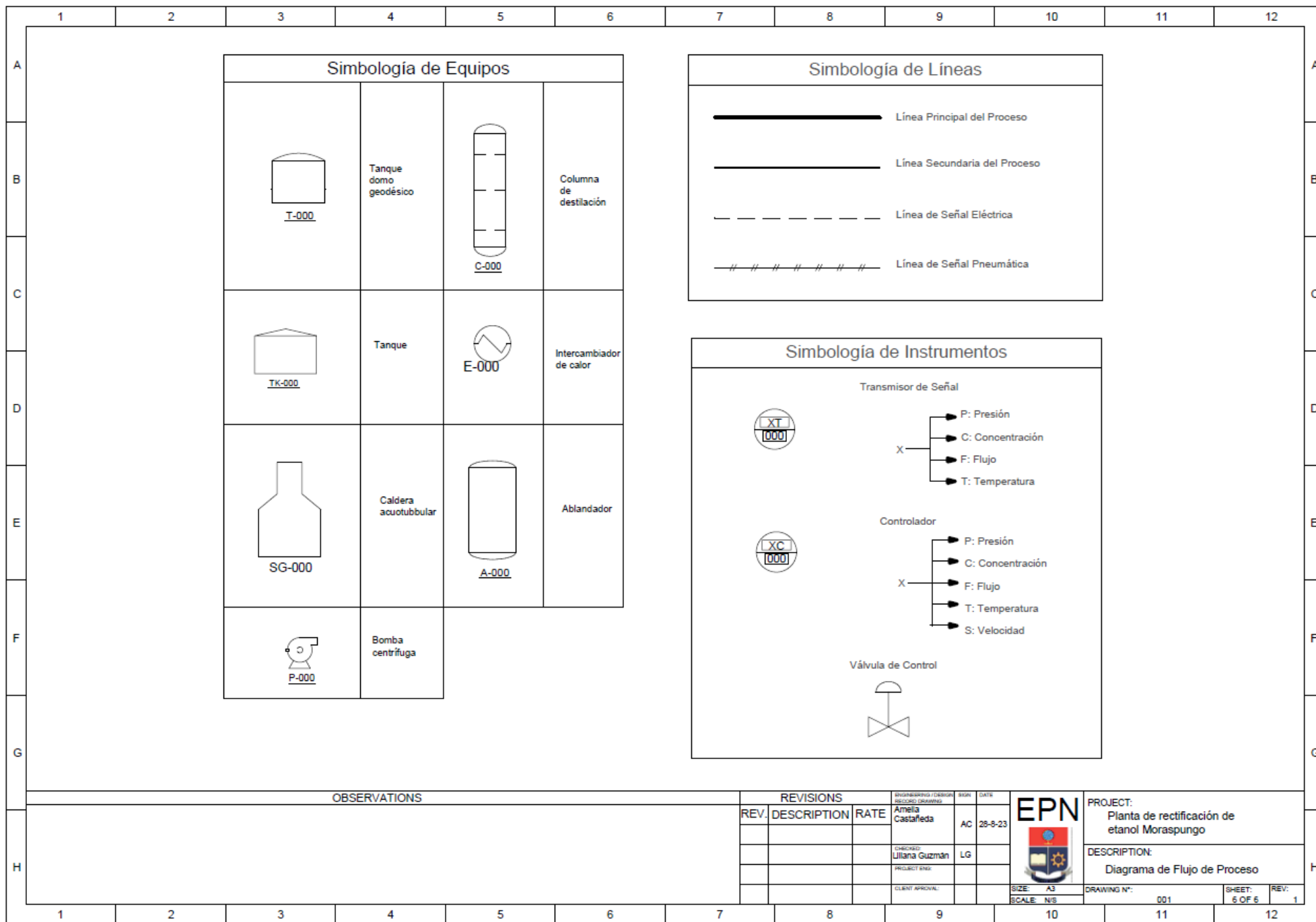


Figura 3.1.11. Diagrama de flujo de proceso de rectificación de alcohol artesanal, 6 de 6

3.1.6 Dimensionamiento de equipos

Para determinar el sistema de tratamiento de agua se analizaron parámetros característicos del agua que será utilizada como fluido de alimentación a la caldera, al condensador y al enfriador se detallan en el Anexo IV e la Tabla A11. La Norma BS-2486 del British Standards Institution plantea valores recomendados para el agua de alimentación y de calderas para evitar corrosión e incrustaciones. En esta normativa se plantea un valor máximo de 2 ppm para la dureza total del agua, y se propone trabajar con un pH en el rango de 8.5 a 11.8, para el agua de alimentación a calderas acuotubulares. Dado que los valores de dureza y pH del agua analizada se encuentran fuera del límite propuesto, se propone un sistema de tratamiento de agua de ablandamiento iónico, cuyas dimensiones y condiciones de operación se encuentran en la Hoja de Especificación No 3.

Para el dimensionamiento de los equipos, se ha decidido emplear acero AISI 304, que posee certificación ISO 9001:2000. Este material ofrece ventajas notables, incluyendo su resistencia excepcional a la corrosión, compatibilidad con productos químicos, facilidad de limpieza, durabilidad y estabilidad térmica. Estas propiedades garantizan la integridad de los equipos, mantienen elevados estándares de higiene y aseguran un funcionamiento confiable en diversas condiciones [53].

La Tabla 3.1.1 muestra un listado de los equipos utilizados en el proceso de rectificación de alcohol junto con su identificación correspondiente al PFD.

Tabla 3.1.3. Descripción y etiquetado de equipos utilizados

Equipo	Descripción	Cantidad	Etiqueta
Tanque	Tanque almacenamiento de agua potable	1	TK-003
Columna de destilación	Columna de destilación de platos	1	C-001
Tanque con domo geodésico	Tanque para etanol al 55% v/v%	1	T-001
Tanque con domo geodésico	Tanque para etanol al 91.5 % v/v%	1	T-002
Intercambiador de calor	Intercambiador de calor de tipo helicoidal para condensación de etanol	1	E-002
Intercambiador de calor	Intercambiador de calor de tipo helicoidal para enfriamiento de etanol	1	E-003
Intercambiador de calor	Intercambiador de calor de tubos y coraza para recaletamiento de etanol	1	E-001
Caldera acuotubular	Caldera acuotubular de generación de vapor sobrecalentado	1	SG-001
Ablandador	Ablandador iónico	1	SG-001
Bomba centrífuga	Bomba centrífuga	4	P-001/P-002/P-003/P-004

Desde la Tabla 3.1.4 hasta la Tabla 3.1.10, se presentan las dimensiones detalladas de los equipos requeridos en la planta de rectificación de alcohol artesanal. A continuación, se muestran las hojas de especificaciones de los equipos que se adquirirán mediante fabricantes con equipos pre dimensionados, en base a catálogos.

Tabla 3.1.4. Dimensiones de columna de platos

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
Diámetro	D	0.28	m
Número de platos	N	9	
Espaciamiento entre platos	Hp	0.30	m
Altura	Ht	2.74	m
Presión de operación	P	0.86	atm
Diámetro de los agujeros del plato	d	12.70	mm
Número de pasos		1	
Número de agujeros en plato		43	
Máximo porcentaje de inundación		80	%
Máximo porcentaje de arrastre de líquido		10	%

Tabla 3.1.5. Dimensiones de condensador

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
NPS serpentín	NPS	1/2	
DN serpentín	DN	15	
Weight class	Weight class	STD	
Cédula	Cédula	40	
Diámetro externo del serpentín	do	0.0213	m
Espesor de la pared del serpentín	e	0.0028	m
Diámetro interno del serpentín	D	0.0158	m
Diámetro externo del fluido interno	B	0.533	m
Diámetro medio del serpentín	DH	0.575	m
Diámetro interno del cilindro externo	C	0.618	m
Distancia entre los centros del serpentín	p	0.032	m
Longitud del serpentín	L	79.51	m
Coefficiente global de transferencia de calor	U	327.42	W/m ² C
Área de transferencia de calor	A	5.29	m ²
Número de vueltas del serpentín	N	44	
Altura	H	1.43	m

Tabla 3.1.6. Dimensiones de enfriador

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
NPS serpentín	NPS	1/4	
DN serpentín	DN	8	
Weight class	Weight class	STD	
Cédula	Cédula	40	
Diámetro externo del serpentín	do	0.0137	m
Espesor de la pared del serpentín	e	0.0022	m
Diámetro interno del serpentín	D	0.0092	m
Diámetro externo del fluido interno	B	0.206	m
Diámetro medio del serpentín	DH	0.233	m
Diámetro interno del cilindro externo	C	0.260	m
Distancia entre los centros del serpentín	p	0.021	m
Longitud del serpentín	L	24.15	m
Coefficiente global de transferencia de calor	U	136.93	W/m ² °C
Área de transferencia de calor	A	1.03	m ²
Número de vueltas del serpentín	N	33	
Altura	H	0.69	m

Tabla 3.1.7. Dimensiones de reboiler

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
Tipo de intercambiador	AES	4:8	
Calibre del tubo		13	BWG
Número de tubos	nt	525	
Arreglo de tubos		triangular	
longitud de los tubos	L	1.83	m
Diámetro interno del tubo	di	0.01	m
Diámetro externo del tubo	de	0.02	m
Diámetro interno de la coraza	Di	0.74	m
Paso del arreglo	PT	0.031	m
Espacio de los deflectores	B	0.516	m
Área de flujo por los tubos	Aft	0.010	m ²
Área de flujo por la coraza	As	0.036	m ²
Coefficiente global dediseño	U Limpio	10.379	W/m ² °C
Coefficiente global de operación	U sucio	9.435	W/m ² °C
Resistencia de ensuciamiento	RE	0.010	m ² °C/W
Caída de presión por los tubos	ΔPt	0.380	psi
Caída de presión por la coraza	ΔPc	0.028	psi
Caída de presión total	ΔPtotal	0.407	psi

Tabla 3.1.8. Dimensiones de tanque de techo flotante con domo geodésico para etanol al 55% v-v% de alimentación al proceso

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
Volumen óptimo de operación	Vop	11.53	m ³
Volumen óptimo de operación	Vop	72.56	BBL
Volumen nominal	Vnom	72.56	BBL
Número de placas	N	1	
Altura de la placa	Hplaca	6	ft
Altura del tanque	H	10	ft
Altura del tanque	H	3.05	m
Diámetro	D	3.04	ft
Diámetro	D	0.93	m
Inbreathing		1.02	BPH
Outbreathing		2.18	BPH
Área húmeda	Ah	95.49	ft ²
Flujo de calor a través de áreas húmedas	Q	190978	BTU/h
Factor del entrono	F	1	
Calor latente de vaporización	L	321756	BTU/h
Temperatura de ebullición	Tb	77.86	°C
Peso molecular del fluido	PM	25.82	kg/kmol
SCFH	SCFH	6.76	
Drenajes		1	
Manways en el cuerpo		1	
Manways en el techo		1	
Domo geodésico			
Diámetro	Dr	0.93	m
Circunferencia de la base	C	2.91	m
Área del piso	Fa	0.67	m ²
Radio de curvatura	Rc	1.56	m
Área superficial	Sa	29.86	m ²
Radio en el segundo nivel	r1	1.48	m
Volumen	Vs	15.85	m ³

Tabla 3.1.9. Dimensiones de tanque de techo flotante con domo geodésico para producto final etanol al 91.5% v/v%

Dimensión	Nomenclatura	Valor	Unidad
Volumen óptimo de operación	Vop	5.66	m ³
Volumen óptimo de operación	Vop	35.61	BBL
Volumen nominal	Vnom	72.56	BBL
Número de placas	N	1	
Altura de la placa	Hplaca	6	ft
Altura del tanque	H	10	ft
Altura del tanque	H	3.05	m
Diámetro	D	2.13	ft
Diámetro	D	0.65	m
Inbreathing		0.47	BPH
Outbreathing		1.01	BPH
Área húmeda	Ah	66.89	ft ²
Flujo de calor a través de áreas húmedas	Q	133781	BTU/h
Factor del entrono	F	1	
Calor latente de vaporización	L	111785	BTU/h
Temperatura de ebullición	Tb	74.46	°C
Peso molecular del fluido	PM	39.62	kg/kmol
SCFH	SCFH	10.96	
Drenajes		1	
Manways en el cuerpo		1	
Manways en el techo		1	
Domo geodésico			
Diámetro	Dr	0.65	m
Circunferencia de la base	C	2.04	m
Área del piso	Fa	0.33	m ²
Radio de curvatura	Rc	1.54	m
Área superficial	Sa	29.52	m ²
Radio en el segundo nivel	r1	1.46	m
Volumen	Vs	15.33	m ³

Tabla 3.1.10. Dimensiones bombas

BOMBA	Flujo másico (kg/h)	Flujo volumétrico (m³/h)	Flujo volumétrico (L/h)
P-001	274.47	0.29	288.38
P-002	111.95	0.15	147.30
P-003	2304.00	2.31	2310.76
P-004	2304.00	2.31	2310.76



HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1

Proyecto:

Optimización del Proceso de Producción de Etanol Artesanal Elaborado Por Los Socios De ASOEMPRAC Mediante el Diseño e Implementación de Procesos de Destilación

Fecha: 28-08-2023

Descripción: Tanque de almacenamiento de agua potable

Fabricante:
EUROTANKWORKS

Modelo:
TVA-100

Material: AISI 304

Número en planta: TK-001

Dimensiones:

Altura: 6 m

Diámetro: 4.73 m

Volumen: 100 m³

Parámetros de diseño:

Tipo de fondo: plano de acero sin placas anulares

Espesor: 5 mm

Peso neto de fondo: 764 kg

Pared: cilindro cerrado

4 cinturones horizontales

Espesor de pared: 5 mm

Pared de placa por placa

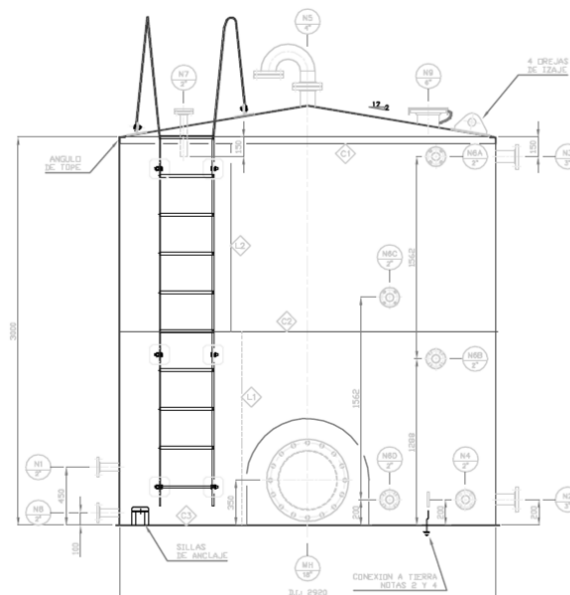
Peso neto de pared: 3596 kg

Bobinas: 1

Techo flotante de 2.98 x 0.89 x 0.04 m

Principio de funcionamiento: Tanque con techo flotante diseñado para almacenar líquidos. El techo flotante permite disminuir las pérdidas del líquido por evaporación

Modalidad de operación: Estacionario





HOJA DE ESPECIFICACIÓN Nº 2

Proyecto:	Optimización del Proceso de Producción de Etanol Artesanal Elaborado Por Los Socios De ASOEMPRAC Mediante el Diseño e Implementación de Procesos de Destilación	Fecha: 28-08-2023
------------------	-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------

Descripción: Caldera acuotubular

Fabricante: VYC Industrial	Modelo: HK-2500	Material: AISI 304 Número en planta: SG-001
--------------------------------------	---------------------------	--------------------------------------------------------------

Dimensiones:

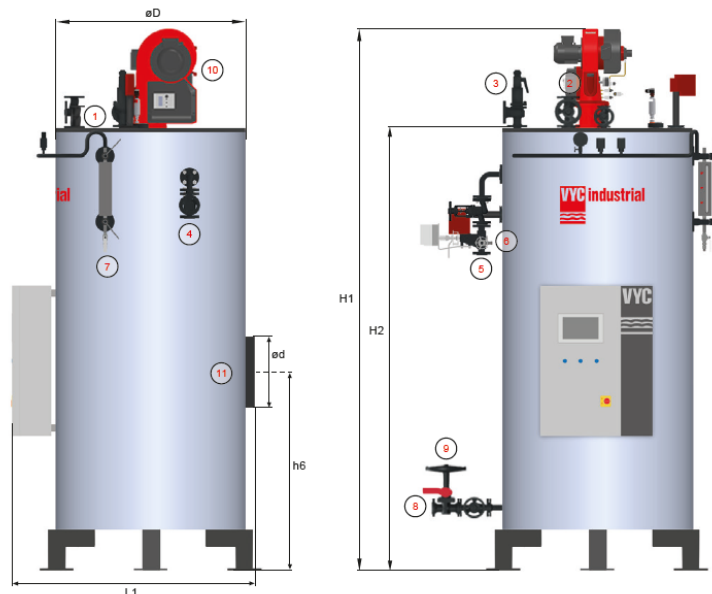
H1: 4564 mm
 H2: 3890 mm
 L1: 1830 mm
 D: 1520 mm
 h6: 1790
 d: 500

Parámetros de diseño:

Tipo de fondo: plano de acero sin placas anulares
 Presión máxima: 20 bar
 Peso en vacío: 4.9 Tn
 Clase: 1ª
 Flujo de vapor: 2500 kg/h
 Controlador lógico programable

Principio de funcionamiento: Satisface cualquier necesidad de vapor, con o sin periodos de interrupción, de una manera rápida y eficiente.

Modalidad de operación: Continuo, estacionario





HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3

Proyecto:

Optimización del Proceso de Producción de Etanol Artesanal Elaborado Por Los Socios De ASOEMPRAC Mediante el Diseño e Implementación de Procesos de Destilación

Fecha: 28-08-2023

Descripción: Ablandador de agua

Fabricante:
SANITRON

Modelo:
CTM

Material: AISI 304, polietileno

Número en planta: SG-001

Dimensiones:

Altura: 1 m

Dimensión: 50 x 60 cm

Parámetros de diseño:

Caudal: 0.18 L/s

Turbidez < 5 NTU

Válvula ¾" estándar 5812 SXT

Masa de resina catiónica: 75 kg

Clasificación eléctrica: 12 voltios DC

Temperatura mínima: 1 °C

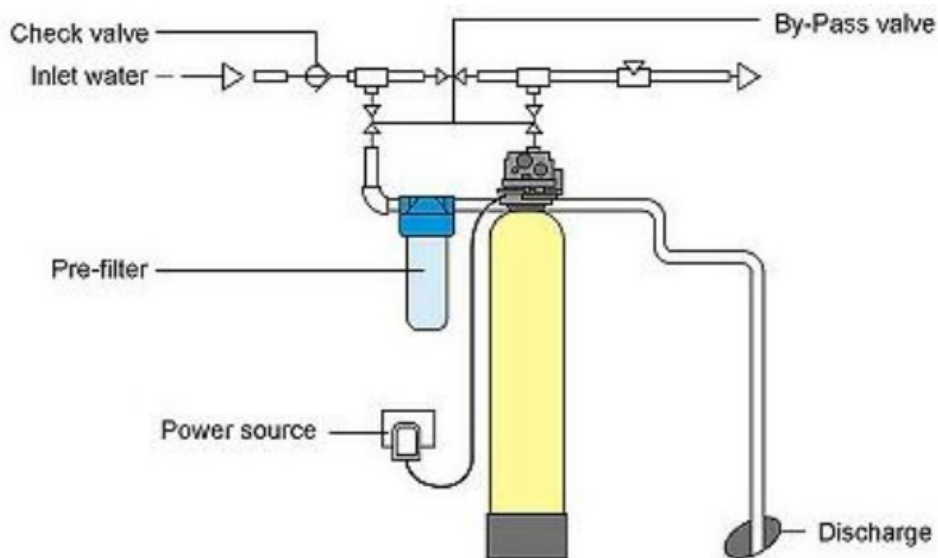
Temperatura máxima: 43 °C

Presión hidrostática: 20 bar

Presión de trabajo: de 1.4 a 8.5 bar

Principio de funcionamiento: Reduce las complicaciones asociadas a los minerales presentes en el agua dura, los cuales promueven la formación de depósitos de sarro

Modalidad de operación: Continuo



3.2 Conclusiones

Se determinó que la planta de rectificación se ubicará en el cantón Pangua, en el recinto Aguas Calientes, con unas condiciones ambientales de 0.86 atm y una temperatura media de 25°C. La planta se dimensionó considerando un flujo de alimentación de 0.18 L/s de mezcla binaria de etanol artesanal al 55% v/v%, equivalente a una fracción molar de etanol de 0.27 y su restante en agua. Dicho flujo, permitirá la operación de la planta 260 días al año, 8 horas diarias.

Después de un análisis de las diferentes opciones de operaciones unitarias que se pueden utilizar y sus ventajas y desventajas para lograr los objetivos del proceso, se estableció que el proceso de rectificación comienza cuando el alcohol almacenado se dirige a una columna de destilación fraccionada con reflujo, donde los fondos se calientan en un reboiler de tubos concéntricos mediante vapor de una caldera acuotubular, generando vapor ascendente. El vapor enriquecido se enfría en el condensador de bobina helicoidal, convirtiéndolo nuevamente en líquido, obteniendo destilado y reflujo. Tras pasar por un intercambiador de calor, también de bobina helicoidal, para reducir la temperatura, el destilado se almacena en un tanque. El agua utilizada, tanto en el condensador como en el intercambiador de calor y en la caldera, es pretratada con un ablandador iónico para eliminar minerales, garantizando un funcionamiento óptimo de los equipos y calidad del producto final.

Se llevaron a cabo los balances de masa y energía, en función de las propiedades de los fluidos obtenidas a las condiciones ambientales establecidas y a la ganancia o pérdida energética producto de cada operación unitaria. Esto permitió la elaboración del diagrama de bloques (BDP) y diagrama de flujo del proceso (PFD), en el cual se añadieron sistemas de control automático de presión, flujo y nivel, para el correcto funcionamiento de los equipos.

Finalmente, se dimensionaron los equipos correspondientes a las diferentes operaciones unitarias del proceso de rectificación a las distintas condiciones de operación mediante cálculos de ingeniería que garantizaron la viabilidad y eficacia del proceso de rectificación.

3.3 Recomendaciones

Se recomienda evaluar la viabilidad económica de la planta de deshidratación de etanol. Esto implica considerar inversiones, costos operativos iniciales, como agua y energía, junto con indicadores económicos como TIR y VAN, además del punto de equilibrio de la producción. Esta evaluación integral permitirá comprender la rentabilidad a lo largo del tiempo y tomar decisiones informadas para garantizar el éxito financiero y operativo del proyecto.

Es altamente recomendable incorporar un sistema de tratamiento de aguas para abordar los residuos líquidos resultantes del proceso de destilación, conocidos como vinaza. La importancia de esta medida radica en la necesidad de mitigar el impacto ambiental y preservar los recursos hídricos locales. La vinaza, si no se trata adecuadamente, puede contener concentraciones significativas de compuestos orgánicos y nutrientes que, al ser liberados sin control, podrían causar la contaminación de cuerpos de agua cercanos y afectar negativamente a los ecosistemas acuáticos y terrestres.

Se sugiere adoptar estrategias de reutilización y reciclaje de recursos dentro del proceso de destilación mediante la implementación de un sistema de enfriamiento para el vapor saturado producido en el reboiler tras la evaporación del etanol antes de su entrada en la columna de destilación. Este sistema de enfriamiento permitirá condensar el vapor del reboiler, permitiendo su reintegración en etapas previas del proceso, como condensación, enfriamiento o incluso calentamiento en la caldera. Al incorporar este enfoque de reutilización tanto en el tratamiento de aguas como en la gestión del calor, no solo se maximiza la eficiencia operativa y se reduce el consumo de recursos, sino que también se promueve una administración más sostenible y consciente de los recursos, en concordancia con los principios de la economía circular.

4 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] J. Bonilla y S. Portilla, Elaboración de bebidas alcohólicas registrados en MPCEIP, 2022.
- [2] J. Íñiguez, «ALGUNAS CONSIDERACIONES TEORICO-PRACTICAS SOBRE LA DESTILACION INTERMITENTE EN ALAMBIQUE SIMPLE DE MOSTOS FERMENTADOS, Y ORDINARIOS,» *Revista Electrónica Ingeniería Primero*, vol. 17, pp. 31-51, junio 2010.
- [3] S. Rivera y R. Reza, Diseño de una planta de obtención de alcohol rectificado a partir de alcohol artesanal para la asociación de cañicultores de la Parroquia Ramón Campaña del Cantón Pangua, Quito, Ecuador: Universidad Central del Ecuador, 2022.
- [4] L. Estupiñan, G. Dechaine y C. Martínez, Simplified Conceptual Design Methodology for Double-Feed Extractive Distillation Processes, Alberta, Canadá: University of Alberta, 2022.
- [5] J. Herrera, V. Padilla, M. Cárdenas, Y. Carrero y M. Alayón , MEJORA DEL PROCESO DE DESTILACIÓN ARTESANAL PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL, San Cristóbal, Venezuela: Universidad Nacional Experimental del Táchira, 2011.
- [6] J. Couper, R. Penney y J. Fair, Chemical Process Equipment, Butterworth-Heinemann, 2012.
- [7] GAD Municipal Pangua, PLAN DE DESARROLLO Y ORDENAMIENTO TERRITORIAL DEL CANTÓN PANGUA, Cotopaxi, Ecuador: Gobierno Autónomo Descentralizado de Pangua, 2020.
- [8] J. Peña, PLAN DE NEGOCIOS PARA LA IMPLEMENTACIÓN Y ADMINISTRACIÓN DE UNA FINCA AGROTURÍSTICA EN EL CANTÓN PANGUA PROVINCIA DE COTOPAXI COMUNIDAD CATAZACÓN, Quito, Ecuador: Universidad Tecnológica Israel, 2011.
- [9] I. Marmolejo y R. Granillo, ANÁLISIS DE LA CAPACIDAD DE PLANTA DE UNA EMPRESA FABRICANTE DE PRODUCTOS LÁCTEOS APLICANDO EL MÉTODO MONTE CARLO, Hidalgo, México: Universidad Tecnológica de Tulancingo, 2011.
- [10] I. Rivera y R. Reza, Diseño de una planta de obtención de alcohol rectificado a partir de alcohol artesanal para la asociación de cañicultores de la Parroquia Ramón Campaña del Cantón Pangua, Quito, Ecuador: Universidad Central del Ecuador, 2022.
- [11] J. Campués y J. Tarupí, OBTENCIÓN DE ALCOHOL A PARTIR DE JUGO DE CAÑA, CACHAZA Y MELAZA, MEDIANTE LA INCORPORACIÓN DE DOS NIVELES DE FERMENTO (*Saccharomyces cerevisiae*), Ibarra, Ecuador: Universidad Técnica del Norte, 2011.
- [12] G. M. D. PANGUA, PLAN ESTRATÉGICO INSTITUCIONAL DEL GAD MUNICIPAL DE PANGUA, Cotopaxi, Ecuador: GAD MUNICIPAL DE PANGUA, 2019.
- [13] D. Viruega, Sistema de limpieza CIP en una industria de fabricación de cerveza, Valladolid, España: UNIVERSIDAD DE VALLADOLID , 2018.
- [14] ELEPCO S.A., Rendición de cuentas. Informe ejecutivo., Latacunga, Ecuador, 2020.

- [15] M. d. E. y. R. N. N. Renovables, Balance Energético Nacional 2020, Quito, Ecuador: Ministerio de Energía y Recursos Naturales No Renovables, 2020.
- [16] C. Judson, Separation Processes, Barcelona, España: Reverté, 2021.
- [17] J. Seader, E. Henley y K. Roper, Separation Process Principles: With Applications Using Process Simulators, 4th ed., Arkansas, Estados Unidos: University of Arkansas, 2016.
- [18] D. Osejo, DISEÑO DE UNA CALDERA DE GENERACIÓN DE VAPOR PIRO TUBULAR DE 10 BHP EXPANDIBLE A 25 BHP MEDIANTE MÓDULOS, Bogotá, Colombia: Fundación Universidad América, 2017.
- [19] G. García, MODELADO Y CONTROL AVANZADO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN, Sevilla, España: Universidad de Sevilla, 2017.
- [20] R. Patil, B. Shende y P. Ghosh, Designin a helical-coil heat exchanger, Mumbai, India: Bombay University, 1982.
- [21] V. Plesu, A. Bonet, J. Bonet, J. Llorens y P. Iancu, Minimum number of transfer units and reboiler duty for multicomponent distillation columns, Bucharest, Rumania: University POLITEHNICA of Bucharest, 2013, pp. 67-79.
- [22] R. Selbas, O. Kizilkan y M. Reppich, A new design approach for shell-and-tube heat exchangers using genetic algorithms from economic point of view, Isparta, Turkey: ELSEVIER, 2006, pp. 268-275.
- [23] C. De Sousa, A. Correia y M. Colmenares, Corrosión e incrustaciones en los sistemas de distribución de agua potable: Revisión de las estrategias de control, Caracobo, Venezuela: Universidad de Carabobo, 2010.
- [24] L. Medina y L. Zea, DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS FÍSICO-QUÍMICOS QUE FAVORECEN LA FORMACIÓN DE INCRUSTACIONES EN SUPERFICIES DE HIERRO, SIMULANDO EL COMPORTAMIENTO DE AGUAS DE PRODUCCIÓN, Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela, 2008.
- [25] G. Giraldo, MANUAL DE ANÁLISIS DE AGUAS, Manizales, Colombia: UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA, 1995.
- [26] S. De las Heras, Fluidos, bombas e instalaciones hidráulicas, Barcelona, España: Universidad Politécnica de Catalunya, 2011.
- [27] E. Bottani, H. Odetti, O. Pliego y E. Villareal, Química General, Santa Fe: ediciones UNL, 2006.
- [28] M. Sandoval, S. Muñoz y H. Martínez, «Prediction of vapour-liquid equilibrium of the binary system acetonechloroform through Van Laar and Peng Robinson thermodynamic model,» *ION. Investigación, Optimización y Nuevos procesos en Ingeniería*, pp. 49-60, 2020.
- [29] E. Ludwing, Aplied Process Desing for chemical and petrochemical plants, Houston: Elsevier Science , 1994.

- [30] Ó. García, M. Rodríguez y P. Solís, Parametrización, simulación y propuesta de monitoreo de una torre de destilación binaria para la obtención de oxígeno y nitrógeno, Ciudad de México, México: Instituto Politécnico Nacional, 2013.
- [31] M. Resetarits, Encyclopedia of Physical Science and Technology || Distillation, 2003, pp. 547-559.
- [32] K. Gavhane, Mass transfer II, Bangalore, India: NIRALI PRAKASHAN, 2008.
- [33] A. Jiménez, Diseño de procesos en Ingeniería Química, Barcelona, España: REVERTÉ, 2003.
- [34] R. Smith, Chemical Process Design and Integration, 2nd ed., United Kingdom: West Sussex, Joh Wiley & Sons, Ltd, 2016.
- [35] M. Stewart, Surface Production Operations. Design of Gas-Handling Systems and Facilities, 3rd ed., vol. 2, Waltham, USA: ELSEVIER, 2014.
- [36] A. Pérez, E. Pérez, A. Heredia y A. Pazos, DESIGN OF HELICAL-COIL HEAT EXCHANGER FOR ACETONE COOLING, Camagüey, Cuba: Universidad de Camagüey, 2019.
- [37] K. Sadik y L. Hongtan, Heat Exchangers: Selection, Rating and Thermal Design, Helsinki, Finlandia: CRC Press, 2002.
- [38] K. Chuang y K. Nandakumar, Tray Columns: Design, Alberta, Canada: University of Alberta, 2000.
- [39] Y. Cengel y M. Boles, Thermodynamics: An Engineering Approach, Boston, Estados Unidos: McGraw-Hill, 2007.
- [40] J. Valencia, Implementación de Domo geodésico y membrana flotante Full Contact en Tanques de Almacenamiento para una Empresa de Distribución y Almacenamiento de Hidrocarburos, Quito, Ecuador: Universidad Politécnica Salesiana, 2022.
- [41] N. García y E. Martínez, DISEÑO DE TANQUE PARA ALMACENAMIENTO DE ETANOL ANHIDRO, CAPACIDAD 500 BARRILES, CON MEMBRANA FLOTANTE Y DOMO GEODÉSICO, Guayaquil, Ecuador: Escuela Superior Politécnica del Litoral, 2006.
- [42] E. Venegas, DISEÑO DE UNA PLANTA DE DESTILACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE ETANOL ANHIDRO, Quito, Ecuador: Escuela Politécnica Nacional, 2017.
- [43] S. Kuan, Design, Construction and Operation of the Floating Roof Tank, Queensland, Australia: University of Southern Queensland, 2009.
- [44] S. Kuan, Design, Construction and Operation of the Floating Roof Tank, Queensland, Australia: University of Southern Queensland, 2009.
- [45] API 2000, «Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks,» 2012.
- [46] ASME, «Boiler and pressure Vessel Code, Division 1, Section VIII, The American Society of mechanical engineer,» 2003.

- [47] «AME,» 5 mayo 2023. [En línea]. Available: <https://ame.gob.ec/2010/05/20/canton-pangua/>.
- [48] M. Aguilar, EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA SEPARACIÓN MEDIANTE DESTILACIÓN DE SOLUCIONES ACUOSAS DILUIDAS EN ETANOL, Sevilla, España: Universidad de Sevilla, 2022.
- [49] L. Ríos y L. Marín, EQUILIBRIO DE FASES PARA SISTEMAS ETANOL-AGUA EN PRESENCIA DE POLIALCOHOLES Y SALES, Medellín, Colombia: Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [50] F. Sánchez, «Aplicación del Método de Punto de Burbuja en el Diseño de Columnas de Destilación,» *Conciencia Tecnológica*, vol. 31, pp. 62-66, junio 2006.
- [51] L. Ríos, «MODELOS TERMODINÁMICOS PARA EL EQUILIBRIO VAPOR – LIQUIDO A BAJAS PRESIONES: FASE LIQUIDA, MODELO DE WILSON,» *Scientia et Technica Año*, pp. 251-256, 2004.
- [52] A. Aleryani, «Comparative Study between Data Flow Diagram and Use Case Diagram,» *International Journal of Scientific and Research Publications*, pp. 2250-353, 2016.
- [53] M. Jellesen, A. Rasmussen y L. Hilbert, «A review of metal release in the food industry,» *Materials and Corrosion*, vol. 5, pp. 387-393, 2006.
- [54] INEN, NTE INEN 2014: BEBIDAS ALCOHÓLICAS. DETERMINACIÓN DE PRODUCTOS CONGÉNERES POR CROMATOGRFÍA DE GASES, INEN, 2015.
- [55] C. Yaws, The Yaws Handbook of Vapor Pressure, Massachusetts, USA: ELSEVIER, 2015.
- [56] L. Carvajal, Metodología de la Investigación Científica. Curso general y aplicado, 28 ed., Santiago de Cali: U.S.C., 2006, p. 139.
- [57] MGM International, «Guía para la Evaluación de Elegibilidad de Financiación de Proyectos de Eficiencia Energética,» 2022. [En línea]. Available: <https://scioteca.caf.com/bitstream/handle/123456789/1306/GUIA%20-%20Sustitucion%20de%20combustibles.pdf?sequence=1>.
- [58] M. Kopp, Fugacidad, Coeficiente de fugacidad y método Gamma/Phi para el equilibrio vapor – líquido en mezclas, Temuco, Chile: Universidad de La Frontera, 2019.
- [59] P. Mathias, Visualizing the McCabe-Thiele Diagram, AIChE, 2009.
- [60] F. Guillén, Diseño y fabricación de un intercambiador de calor de tubos concéntricos para los laboratorios de Termofluidos de la Universidad de Santo Tomás, Bogotá, Colombia: Universidad de Santo Tomás, 2014.
- [61] A. Velasco, «Criterios de Diseño,» 2015.
- [62] P. Wankat, Ingeniería de procesos de separación, México: Pearson Education, 2008.
- [63] Aluminum Association , «Aluminum domes roof specification,» 2011.

5 ANEXOS

ANEXO I

Determinación de fracciones molares

Alimentación: Para 55.38 v/v% Etanol. [54]

$$n = \frac{v - v\% \text{ etanol} \cdot \rho_{\text{etanol}}}{PM_{\text{etanol}}}$$

$$n_{\text{etanol}} = \frac{\frac{55.38 \text{ mL etanol}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{789.34 \text{ g etanol}}{\text{mL etanol}}}{\frac{46.07 \text{ g etanol}}{\text{mol etanol}}} = \frac{0.0095 \text{ etanol}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{\text{agua}} = \frac{\frac{(100 - 55.38) \text{ mL agua}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{997.08 \text{ g agua}}{\text{mL agua}}}{\frac{18.015 \text{ g agua}}{\text{mol agua}}} = \frac{0.025 \text{ agua}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{\text{totales}} = n_{\text{agua}} + n_{\text{etanol}} = \frac{0.034 \text{ mezcla}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$x_{\text{etanol}} = \frac{0.095 \text{ mol}}{0.034 \text{ mol}} = 0.2781$$

Destilado: Para 91.5 v/v% Etanol. INEN 2014

$$n_{\text{etanol}} = \frac{\frac{91.5 \text{ mL etanol}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{789.34 \text{ g etanol}}{\text{mL etanol}}}{\frac{46.07 \text{ g etanol}}{\text{mol etanol}}} = \frac{0.0157 \text{ etanol}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{\text{agua}} = \frac{\frac{(100 - 91.5) \text{ mL agua}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{997.08 \text{ g agua}}{\text{mL agua}}}{\frac{18.015 \text{ g agua}}{\text{mol agua}}} = \frac{0.02047 \text{ agua}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{\text{totales}} = n_{\text{agua}} + n_{\text{etanol}} = \frac{0.02038 \text{ mezcla}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$x_{\text{etanol}} = \frac{0.0157 \text{ mol}}{0.02038 \text{ mol}} = 0.77$$

Fondos: Para 27 v/v% Etanol. INEN 2014

$$n_{\text{etanol}} = \frac{\frac{27 \text{ mL etanol}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{789.34 \text{ g etanol}}{\text{mL etanol}}}{\frac{46.07 \text{ g etanol}}{\text{mol etanol}}} = \frac{0.0046 \text{ etanol}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{agua} = \frac{\frac{(100 - 27) \text{ mL agua}}{100 \text{ mL mezcla}} \cdot \frac{997.08 \text{ g agua}}{\text{mL agua}}}{\frac{18.015 \text{ g agua}}{\text{mol agua}}} = \frac{0.04 \text{ agua}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$n_{totales} = n_{agua} + n_{etanol} = \frac{0.045 \text{ mezcla}}{100 \text{ mL mezcla}}$$

$$x_{etanol} = \frac{0.0157 \text{ mol}}{0.0357 \text{ mol}} = 0.1$$

Curva de equilibrio Etanol-Agua

Se presenta los coeficientes de Antoine para la mezcla en la Tabla A1

Tabla A1 Coeficientes de Antoine para la mezcla [55]

Coeficientes de Antoine				
Sustancias	A	B	C	Teb (°C)
Etanol (1)	8.1122	1592.8640	226.1840	74.5813
Agua (2)	8.0713	1730.6300	233.4260	95.8956

Tabla A2 Datos del azeótropo etanol agua a la presión del cantón Pangua 654,8828 mmHg

T (°C)	74.18685
--------	----------

	x	Pv (mmHg)	y
Etanol (1)	0.8631	644.479	1.016
Agua (2)	0.1369	278.804	2.349

Se utiliza el método de Wilson en la destilación de mezclas binarias para estimar los coeficientes de actividad y calcular la composición de equilibrio en cada fase. Se utilizan las Ecuaciones 1.1 y 1.2, usando los datos del azeótropo que se encuentran en la Tabla A2. El sistema de dos ecuaciones y dos incógnitas se resolvió a través del código de MATLAB presentado en la Figura A1


```

clc; clear; close all;

g1=1.013; %gamma 1
g2=2.328; %gamma 2

y1=0.872; %fraccion molar etanol
y2=0.128; %fraccion molar agua

F=@(x)[log(g1)+log(y1+x(1)*y2)-y2*((x(1)/(y1+x(1)*y2))-(x(2)/(y2+x(2)*y1)));
log(g2)+log(y2+x(2)*y1)-y1*((x(2)/(y2+x(2)*y1))-(x(1)/(y1+x(1)*y2))];

x0=[0;0];
x=fsolve(F,x0)

```

Figura A1 Código MATLAB para la determinación de A_{12} y A_{21}

Se indica los valores de A_{12} y A_{21} en la Tabla A3

Tabla A3 Valores de A_{12} y A_{21} método de Wilson

A_{12}	0.228
A_{21}	0.744

En la Tabla A4 se presenta los datos de equilibrio que se obtuvo por medio de los coeficientes determinados y ley de Raoult

Tabla A4 Datos de equilibrio de la mezcla binario no ideal etanol- agua a 0.86 atm

x_1	x_2	y_1	y_2	$T(^{\circ}C)$	Pv_1 (mmHg)	Pv_2 (mmHg)	y_1	y_2	y_1+y_2	α
0.000	1.000	5.66	1.00	95.88	1466.69	654.41	0.00	1.00	1.00	2.24
0.025	0.975	4.78	1.00	89.99	1186.42	525.02	0.22	0.78	1.00	2.26
0.036	0.964	4.46	1.00	88.19	1110.31	490.09	0.28	0.72	1.00	2.27
0.050	0.950	4.13	1.01	86.51	1042.71	459.16	0.33	0.67	1.00	2.27
0.075	0.925	3.62	1.02	84.23	956.61	419.88	0.40	0.60	1.00	2.28
0.100	0.900	3.23	1.03	82.62	899.73	394.01	0.44	0.56	1.00	2.28
0.125	0.875	2.91	1.04	81.43	859.04	375.54	0.48	0.52	1.00	2.29
0.150	0.850	2.65	1.06	80.54	829.92	362.35	0.50	0.50	1.00	2.29
0.175	0.825	2.43	1.07	79.80	806.26	351.64	0.52	0.48	1.00	2.29
0.200	0.800	2.25	1.09	79.20	787.60	343.21	0.54	0.46	1.00	2.29
0.225	0.775	2.10	1.12	78.70	772.21	336.26	0.56	0.44	1.00	2.30
0.250	0.750	1.96	1.14	78.27	759.20	330.39	0.57	0.43	1.00	2.30
0.275	0.725	1.85	1.16	77.90	747.96	325.32	0.58	0.42	1.00	2.30
0.278	0.722	1.84	1.17	77.85	746.67	324.74	0.58	0.42	1.00	2.30

0.300	0.700	1.75	1.19	77.56	738.09	320.87	0.59	0.41	1.00	2.30
0.325	0.675	1.67	1.22	77.26	729.28	316.90	0.60	0.40	1.00	2.30
0.350	0.650	1.59	1.25	76.98	721.32	313.32	0.61	0.39	1.00	2.30
0.375	0.625	1.52	1.28	76.73	714.04	310.04	0.62	0.38	1.00	2.30
0.400	0.600	1.46	1.31	76.49	707.34	307.03	0.63	0.37	1.00	2.30
0.425	0.575	1.41	1.34	76.27	701.11	304.23	0.64	0.36	1.00	2.30
0.450	0.550	1.36	1.38	76.07	695.30	301.62	0.65	0.35	1.00	2.31
0.475	0.525	1.32	1.42	75.87	689.86	299.17	0.66	0.34	1.00	2.31
0.500	0.500	1.28	1.46	75.69	684.75	296.87	0.67	0.33	1.00	2.31
0.525	0.475	1.25	1.50	75.51	679.94	294.71	0.68	0.32	1.00	2.31
0.550	0.450	1.21	1.55	75.34	675.42	292.68	0.69	0.31	1.00	2.31
0.575	0.425	1.19	1.59	75.19	671.17	290.78	0.70	0.30	1.00	2.31
0.600	0.400	1.16	1.64	75.04	667.20	288.99	0.71	0.29	1.00	2.31
0.625	0.375	1.14	1.69	74.90	663.50	287.33	0.72	0.28	1.00	2.31
0.627	0.373	1.14	1.70	74.89	663.21	287.20	0.72	0.28	1.00	2.31
0.650	0.350	1.12	1.75	74.78	660.07	285.80	0.73	0.27	1.00	2.31
0.675	0.325	1.10	1.81	74.66	656.93	284.39	0.75	0.25	1.00	2.31
0.700	0.300	1.08	1.87	74.55	654.09	283.11	0.76	0.24	1.00	2.31
0.725	0.275	1.07	1.93	74.46	651.57	281.98	0.77	0.23	1.00	2.31
0.750	0.250	1.06	2.00	74.37	649.38	281.00	0.79	0.21	1.00	2.31
0.769	0.231	1.05	2.05	74.32	647.93	280.35	0.80	0.20	1.00	2.31
0.770	0.230	1.05	2.05	74.31	647.71	280.25	0.80	0.20	1.00	2.31
0.775	0.225	1.05	2.07	74.30	647.56	280.18	0.80	0.20	1.00	2.31
0.800	0.200	1.04	2.14	74.25	646.13	279.54	0.82	0.18	1.00	2.31
0.825	0.175	1.03	2.22	74.21	645.12	279.09	0.83	0.17	1.00	2.31
0.850	0.150	1.02	2.30	74.19	644.60	278.86	0.85	0.15	1.00	2.31
0.875	0.125	1.01	2.39	74.19	644.59	278.85	0.87	0.13	1.00	2.31
0.900	0.100	1.01	2.48	74.21	645.17	279.11	0.89	0.11	1.00	2.31
0.925	0.075	1.00	2.58	74.26	646.39	279.66	0.92	0.08	1.00	2.31
0.950	0.050	1.00	2.68	74.33	648.35	280.54	0.94	0.06	1.00	2.31
0.975	0.025	1.00	2.79	74.44	651.14	281.79	0.97	0.03	1.00	2.31
1.000	0.000	1.00	2.91	74.58	654.88	283.47	1.00	0.00	1.00	2.31

ANEXO II

CAPACIDAD DE LA PLANTA

Para determinar la capacidad de la planta se determinó, en primer lugar, la densidad de la mezcla de alimentación con la Ecuación A1, presentada en la investigación de Pérez, Díaz, Zumalacárregui y Gozá (2010), tomando en cuenta a las condiciones ambientales planteadas anteriormente.

$$\rho_{mezcla} = 1003.98 - 0.3524 \cdot T - 96.7916 \cdot x_F^2 - 100.0610 \cdot x_F - 1.3996 \cdot T \cdot x_F + 0.8585 \cdot x_F^2 \cdot T \quad [A1]$$

$$\rho_{mezcla} = 1003.98 - 0.3524 \cdot 25 - 96.7916 \cdot 0.2781^2 - 100.0610 \cdot 0.2781 - 1.3996 \cdot 25 \cdot 0.2781 + 0.8585 \cdot 0.2781^2 \cdot 25$$

$$\rho_{mezcla} = 951.7864 \frac{kg}{m^3} = 0.9518 \text{ g/mL}$$

A continuación, se calculó la densidad de la mezcla binaria de alimentación etanol-agua considerando los pesos moleculares de cada compuesto y la fracción molar de etanol del flujo de entrada.

$$PM_{mezcla} = x_F \cdot PM_{ETOH} + (1 - x_F) \cdot PM_{H2O}$$

$$PM_{mezcla} = 0.2781 \cdot 46.07 \frac{kg}{kmol} + (1 - 0.2781) \cdot 18.02 \frac{kg}{kmol}$$

$$PM_{mezcla} = 25.82 \frac{kg}{kmol}$$

Finalmente, con la densidad y peso molecular obtenidos, se determinó que en 200 hectáreas de cultivo de caña de azúcar, cada hectárea produce 3000 L de alcohol artesanal al 55.17% v-v% que serán rectificadas en la planta hasta un 94% v-v%. La planta trabajará durante 52 semanas al año, 5 días a la semana, por 8 horas diarias con un flujo de alimentación de 10.63 kmol/h.

$$F = 200 \text{ ha} \cdot \frac{3000 \text{ L}}{\text{año} - \text{ha}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{260 \text{ días}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{8 \text{ horas}} \cdot \frac{951.7864 \text{ kg}}{m^3} \cdot \frac{1 m^3}{1000 \text{ L}} \cdot \frac{\text{kmol}}{25.82 \text{ kg}}$$

$$F = 10.63 \text{ kmol/h}$$

ANEXO III

DIMENSIONAMIENTO COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

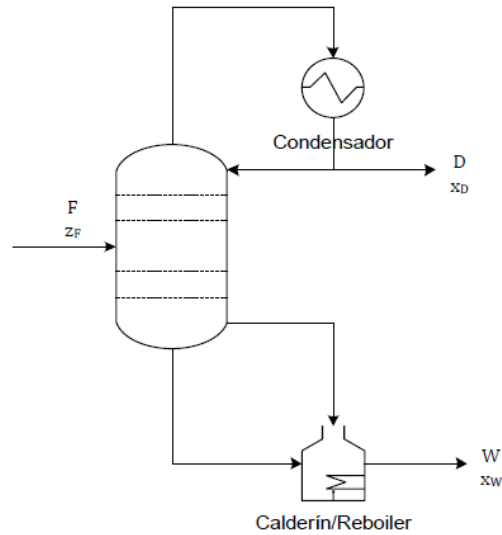


Figura A3 Esquema de la columna de destilación

Recta de operación de Enriquecimiento (ROE)

$$F = 10.63 \text{ kmol/h}$$

$$D = 2.83 \text{ kmol/h}$$

$$B = 7.80 \text{ kmol/h}$$

$$R_{\min} = 0.65$$

$$R = 1.5 \cdot 0.65 = 0.97$$

$$L = R \cdot D$$

$$L = 0.97 \cdot 2.83 \text{ kmol/h}$$

$$L = 2.75 \text{ kmol/h}$$

$$V = L + D$$

$$V = (2.75 + 2.83) \text{ kmol/h}$$

$$V = 5.58 \text{ kmol/h}$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{L_n}{V_{n+1}} \right) x_n + \left(\frac{D}{V_{n+1}} \right) x_D$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{2.75}{5.58}\right)x_n + \left(\frac{2.83}{5.58}\right)x_D$$

$$y_{n+1} = 0.49x_n + 0.43(0.77)$$

Se obtiene la Recta de Operación de Enriquecimiento (ROE):

$$y_{n+1} = 0.49x_n + 0.39$$

Recta de Operación de Agotamiento

$$y_{m+1} = \left(\frac{L_m}{V_{m+1}}\right)x_m - \left(\frac{B}{V_{m+1}}\right)x_W$$

$$y_{m+1} = \left(\frac{2.75}{5.58}\right)x_m - \left(\frac{7.80}{5.58}\right)0,1$$

Se obtiene la Recta de Operación de Agotamiento (ROA):

$$y_{m+1} = 0,57x_m - 0.14$$

Recta de alimentación

De acuerdo a la Tabla A5, el valor de q es mayor que 1 debido a que la mezcla de alimentación es un líquido frío.

Tabla A5 Valores de q, según las condiciones de la alimentación

Tipo de alimentación	q
Líquido frío	$q > 1$
Líquido saturado a la temperatura de burbuja	$q = 1$
Mezcla líquido – vapor	$0 < q < 1$
Vapor saturado a la temperatura de rocío	$q = 0$
Vapor sobrecalentado	$q < 0$

$$q = 1 + \frac{C_p \cdot (T_b - T_F)}{\lambda}$$

Donde:

C_p : Capacidad calorífica de la mezcla, $\left[\frac{J}{kmol \text{ } ^\circ C}\right]$

T_b : Temperatura de ebullición de la mezcla, $[^\circ C]$

T_F : Temperatura de alimentación de la mezcla, $[^\circ C]$

λ : Calor latente de vaporización de la mezcla $\left[\frac{J}{kmol}\right]$

$$C_p = 85647.95 \frac{J}{kmol \text{ } ^\circ C}$$

$$T_b = 74.19 \text{ } ^\circ C$$

$$T_F = 25^\circ C$$

$$\lambda = 43497839 \frac{J}{kmol}$$

$$q = 1 + \frac{85647.95 \frac{J}{kmol \text{ } ^\circ C} \cdot (44.19 - 25)^\circ C}{43497839 \frac{J}{kmol}}$$

$$q = 1.10$$

$$y = \frac{1.10}{1.10 - 1}x - \frac{0.27}{1.10 - 1}$$

$$y = 10.61x - 2.67$$

Número mínimo de platos

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{x_D(1 - x_B)}{x_B(1 - x_D)}\right)}{\log(\bar{\alpha}_{AB})}$$

$$\text{Número mínimo platos} = \frac{\log\left(\frac{0,77(1 - 0,1)}{0,1(1 - 0,77)}\right)}{\log(2,30)}$$

$$\text{Número mínimo platos} = 4 \text{ platos}$$

Diámetro de la columna

Se determina a partir de las Ecuaciones 3.1.6.1 y 3.1.6.2

$$V = 0,761 \cdot \left(\frac{1}{P}\right)^{\frac{1}{2}}$$

$$V = 0,761 \cdot \left(\frac{1}{0,86}\right)^{\frac{1}{2}} = 0.82$$

$$Dc = \left[\left(\frac{4}{\pi \cdot V}\right) \cdot D \cdot (R + 1) \cdot 22,2 \cdot \left(\frac{T_{DV}}{273}\right) \left(\frac{1}{P}\right) \cdot \frac{1}{3600} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Dc = \left[\left(\frac{4}{\pi \cdot 0,82}\right) \cdot 2,83 \cdot (0,97 + 1) \cdot 22,2 \cdot \left(\frac{74,45 + 273,15}{273}\right) \left(\frac{1}{0,86}\right) \cdot \frac{1}{3600} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Dc = 0.28 \text{ m}$$

Altura de la columna

Se determinó con las ecuaciones 3.1.7.1, 3.1.7.2 y 3.1.7.3.

$$F_{LV} = \left(\frac{PM_L \cdot L}{PM_V \cdot V}\right) \cdot \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$$

$$F_{LV} = \left(\frac{2,69 \cdot 2,75}{40,48 \cdot 5,58}\right) \cdot \left(\frac{0,012}{0,8802}\right)^{0.5} = 0.0295$$

Con

$$H_p = 12 \text{ in} = 0.3048 \text{ m}$$

De la Figura A4 se tiene que

$$K_T = 0.2 \frac{ft}{s}$$

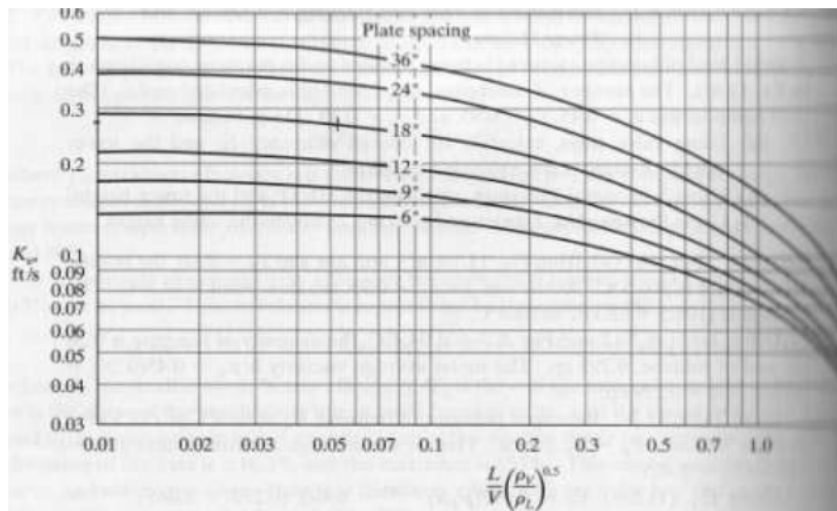


Figura A4. Parámetro para velocidad terminal [34]

$$K_T = 0.75 \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \cdot \exp[-2.979 - 0.717 \ln F_{LV} - 0.0865 \cdot (\ln F_{LV})^2 + 0.997 \ln H_P - 0.07973 \ln F_{LV} \ln H_P + 0.256 (\ln H_P)^2]$$

$$0.2 * 0.3048 = 0.75 \cdot \left(\frac{58.34}{20}\right)^{0.2} \cdot \exp[-2.979 - 0.717 \ln 0.0295 - 0.0865 \cdot (\ln 0.0295)^2 + 0.997 \ln H_P - 0.07973 \ln 0.0295 \ln H_P + 0.256 (\ln H_P)^2]$$

$$H_P = 12 \text{ in} = 0.3048 \text{ m}$$

$$H_T = 9 \cdot 0.3048 \text{ m}$$

$$H_T = 2.74 \text{ m}$$

DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR CON BOBINA HELICOIDAL

Ejemplo de cálculo para condensador

Tabla A6. Flujos del condensador, disposición y propiedades

	Caliente		Frío
	Tubos		Coraza
	Etanol	Agua	Agua
Fracción molar	0.77	0.23	1
Flujo molar (kmol/h)	5.577638166		117.5574756
peso molecular (kg/kmol)	46.07	18.015	18.015
peso molecular (kg/kmol)	39.61735		18.015
	Entrada		
Temperatura (°C)	74.46		25
	Salida		
Temperatura(°C)	74.46		50
λ (J/kmol)	39652326.29		43872667.48
Densidad (kg/m3)	1.197371913		988.013
Flujo volumetrico (m3/s)	0.051263021		0.000595414
Flujo masico (kg/s)	0.061380901		0.588277201
Flujo molar (kmol/s)	0.001549344		0.032654854
Cp (J/kgK)	3236.467066		4177.288526
u (Pa s)	0.00044		0.000688
K (W/m K)	0.309		0.63
Pr	4.64		4.55

Balance de energía

Calor cedido por la mezcla de etanol

$$Q_{mezcla\ etanol} = \dot{n}_{mezcla\ etanol} \cdot \lambda_{mezcla\ etanol}$$
$$Q_{mezcla\ etanol} = 0.015 \frac{kmol}{s} \cdot 39652326.29 \frac{J}{kmol}$$
$$Q_{mezcla\ etanol} = 61435.09 \frac{J}{s}$$

Calor ganado por el agua de enfriamiento

$$Q_{agua\ enfriamiento} = \dot{m}_{agua\ enfriamiento} \cdot C_p \cdot (T_{fs} - T_{fe})$$
$$Q_{agua\ enfriamiento} = 0.59 \frac{kg}{s} \cdot 4177.29 \frac{J}{kmol\ ^\circ C} \cdot (50 - 25)^\circ C$$
$$Q_{agua\ enfriamiento} = 61435.09 \frac{J}{s}$$

Se consideró una tubería de acero inoxidable según ASTM A53/A53M-07 de las siguientes características:

NPS: 1/2, DN: 15, cédula 40

$$d_o = 0.0213\ m$$

$$e = 0.00277\ m$$

$$D = d_o - 2 \cdot e = 0.01576\ m$$

$$B = 25 \cdot d_o = 0.5325\ m$$

$$D_H = B + 2 \cdot d_o = 0.5751\ m$$

$$C = B + 4 \cdot d_o = 0.6177\ m$$

$$p = 1.5d_o = 0.03195\ m$$

$$r = \frac{D_H}{2} = 0.2875\ m$$

$$D_{H1} = d_o + B = 0.55\ m$$

$$D_{H2} = d_o + D_H = 0.60\ m$$

$$L = N \cdot \sqrt{(\pi D_H)^2 + p^2}$$

$$L = N \cdot \sqrt{(\pi 0.58m)^2 + 0.032^2m}$$

$$L = 1.81m \cdot N$$

$$V_f = \frac{\pi}{4} \cdot [(C^2 - B^2) \cdot p \cdot N - d_o^2 \cdot L]$$

$$V_f = \frac{\pi}{4} \cdot [(0.62^2m - 0.53^2m) \cdot 0.032m \cdot N - 0.021^2m \cdot 1.81m]$$

$$V_f = 1.8 \cdot 10^{-3}m^3/s \cdot N$$

$$D_e = \frac{4 \cdot V_f}{\pi \cdot d_o \cdot L}$$

$$D_e = \frac{4 \cdot 1.8 \cdot 10^{-3}m^3/s \cdot N}{\pi \cdot 0.021m \cdot 1.81m \cdot N}$$

$$D_e = 0.06m$$

Por la coraza:

$$G = \frac{\dot{m}_e}{\left\{ \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot [(C^2 - B^2) - (D_{H2}^2 - D_{H1}^2)] \right\}}$$

$$G = \frac{0.59 \frac{kg}{s}}{\left\{ \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot [(0.62^2m - 0.53^2m) - (0.60^2m - 0.59^2m)] \right\}}$$

$$G = 15.29 \frac{kg}{s \cdot m^2}$$

$$Re_e = \frac{D_e \cdot G}{\mu_e}$$

$$Re_e = \frac{0.060m \cdot 15.29 \frac{kg}{s \cdot m^2}}{6.88 \cdot 10^{-4}Pa \cdot s}$$

$$Re_e = 1333.60$$

$$Nu_e = 0.6 \cdot Re_e^{0.5} \cdot Pr_e^{0.31}$$

$$Nu_e = 0.6 \cdot 1333.60^{0.5} \cdot 4.56^{0.31}$$

$$Nu_e = 35.07$$

$$Nu_e = 0.36 \cdot Re_e^{0.55} \cdot Pr_e^{1/3}$$

$$Nu_e = 0.6 \cdot 1376.14^{0.5} \cdot 5.1^{0.31}$$

$$Nu_e = 36.89$$

$$h_e = \frac{Nu_e \cdot k}{De}$$

$$h_e = \frac{36.89 \cdot 0.63 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}}{0.06 \text{ m}}$$

$$h_e = 328.09 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Por el serpentín:

$$Re_i = \frac{Di \cdot V \cdot \rho_i}{\mu_i}$$

$$Re_i = \frac{0.016 \cdot 262.79 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 800.96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{4.43 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$

$$Re_i = 7479737.83$$

$$Nu_i = 0.027 \cdot Re_i^{0.8} \cdot Pr_i^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_i = 0.023 \cdot 7479737.83^{0.8} \cdot 4.64^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_i = 12106.71$$

$$h_i = \frac{Nu_i \cdot k_i}{D}$$

$$h_i = \frac{12106.71 \cdot 0.31}{0.016}$$

$$h_i = 237606.72 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{ic} = 237606.72 \cdot \frac{0.016}{0.021} = 175806.66 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Se corrige a temperatura de pared:

$$\bar{T}_e = \frac{T_4 + T_3}{2}$$

$$\bar{T}_e = \frac{50^\circ\text{C} + 25^\circ\text{C}}{2}$$

$$\bar{T}_e = 37.5^\circ\text{C}$$

$$\bar{T}_l = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$\bar{T}_i = \frac{74.46^\circ\text{C} + 74.46^\circ\text{C}}{2}$$

$$\bar{T}_i = 74.46^\circ\text{C}$$

$$T_p = \bar{T}_e + \frac{h_E}{h_{ic} + h_E} \cdot (\bar{T}_i - \bar{T}_e)$$

$$T_p = 37.5^\circ\text{C} + \frac{328.09\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{175806.66\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} + 328.09\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (74.46^\circ\text{C} - 37.5^\circ\text{C})$$

$$T_p = 37.87^\circ\text{C}$$

Se calcula nuevamente h_{ic} y T_p

$$h_{ic} = 161048.99\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_p = 37.58^\circ\text{C}$$

Ya que no varía T_p , se calcula el coeficiente global de transferencia de calor

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{ic}} + \frac{1}{h_e}\right)}$$

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{161048.99\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} + \frac{1}{328.09\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}\right)}$$

$$U = 327.43\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - T_4) - (T_2 - T_3)}{\text{Ln} \left(\frac{T_1 - T_4}{T_2 - T_3} \right)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(74.46^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}) - (74.46^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})}{\text{Ln} \left(\frac{74.46^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}}{74.46^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}} \right)}$$

$$\Delta T_{ml} = 35.50^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot 35.50^\circ\text{C}}$$

$$A = \frac{61435.09\text{W}}{327.43\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot 35.50^\circ\text{C}}$$

$$A = 5.29\text{m}^2$$

$$N = \frac{A}{\pi \cdot d_o \cdot \left(\frac{L}{N}\right)}$$

$$N = \frac{5.29m^2}{\pi \cdot 0.0213m \cdot (1.81 m)}$$

$$N \approx 44$$

$$H = 44 \cdot 0.032m + 0.0213m$$

$$H = 1.43 m$$

DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA

Tabla A6. Flujos del condensador, disposición y propiedades

	LÍQUIDO	VAPOR	
	Frio	Caliente	
	Coraza	Tubos	
	Etanol	Agua	
Entrada	82.62	257.7289329	C
Salida	95.86	212.3	C
Flujo másico	0.038656913	0.64	kg/s
Q	78708.4573	78708.46	J/s

Datos a T media			
Estado	Vapor	Vapor sat	
T	89.24249056	235.0144664	K
Cp	4099.837066	2707.128717	J/kg
u	1.10543E-05	1.71557E-05	Pa s
p	1.469210009	9.319664492	kg/m ³
k	0.003793134	0.009956197	W/mK
Pr	2.063324046	4.664696272	

$$\Delta T_c = T_{ce} - T_{fs}$$

$$\Delta T_c = 257.73 - 95.86 = 161.87^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_f = T_{cs} - T_{fe}$$

$$\Delta T_f = 212.3 - 82.62 = 129.68$$

$$LMTD = \frac{-\Delta T_f}{\ln\left(\frac{\Delta T_c}{\Delta T_f}\right)}$$

$$LMTD = \frac{161.87 - 129.68}{\ln\left(\frac{161.87}{129.68}\right)} = 145.17^\circ\text{C}$$

$$C_c = mc_p c = 1732.56 \text{ J}/^\circ\text{C}$$

$$C_f = mf c_{pf} = 158.48 \text{ J}/^\circ\text{C}$$

$$A_{ft} = 0.00016 \text{ m}^2$$

Se establecen las siguientes características

Tabla A7. Flujos del reboiler, disposición y propiedades

	BWG 13		
de	0.75	0.01905	m
di	0.56	0.014224	m
Aft	0.246	0.000158709	m ²
e	0.095	0.002413	m
nt	525		
npt	8		
L	6	1.8288	
Di	29	0.7366	
B	20 2/7	0.5156	

Para el lado de los tubos:

$$nt = 525$$

$$npt = 8$$

$$A_{tubos} = A_{ft} \cdot \frac{nt}{npt} = 0.01 \text{ m}^2$$

$$V_i = \frac{mf}{P_f \cdot A_{tubos}} = \frac{0.039 \text{ kg/s}}{1.47 \text{ kg/m}^3 \cdot 0.01 \text{ m}^2}$$

$$V_i = 6.59 \text{ m/s}$$

Se cumple que $6.1 \frac{\text{m}}{\text{s}} < V_i < 24.38 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

$$Re = \frac{1.47 \cdot 6.59 \cdot 0.014}{1.11 \cdot 10^{-5}} = 50947.39 \text{ (Régimen turbulento)}$$

$$Nu_i = 0.027 \cdot Re_i^{0.8} \cdot Pr_i^{\frac{1}{3}} = 224.06$$

Se tiene que $L^* = di = 0.014 \text{ m}$

$$h_i = \frac{Nu_i \cdot k_i}{di} = 156.83 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{ic} = h_i \cdot \frac{r_i}{re} = 117.10 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Para el lado de la coraza:

$$\frac{1}{5}Di < B < Di$$

Se eligió:

$$B = 0.7Di$$

$$Di = \sqrt{nt} \cdot Pt + Pt$$

$$Pt = 0.031,$$

$$C = Pt - de = 0.012 \text{ m}$$

$$As = \frac{Di \cdot B \cdot C}{Pt} \cdot \frac{1}{n} = 0.0362 \text{ m}^2$$

$$Ve = \frac{mc}{Pc \cdot As} = 0.73$$

Se cumple que $0.61 \frac{m}{s} < Vi < 0.91 \frac{m}{s}$

Para un arreglo triangular se tiene que:

$$L^* = \frac{8 \left(0.43Pt^2 - \frac{\pi}{8} \cdot de^2 \right)}{\pi \cdot de} = 0.035 \text{ m}$$

$$Re = \frac{Pc \cdot Ve \cdot L^*}{ue} = 3425.56$$

$$Nu_i = 0.128 \cdot Re_i^{0.8} \cdot Pr_i^{\frac{1}{3}} = 109.61$$

$$he = \frac{Nu \cdot ke}{L^*} = 11.72 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$Tp = \overline{Te^*} - \frac{h_{ic}}{he + h_{ic}} (\overline{Te} - \overline{Tf})$$

$$Tp = 102.50 \text{ °C}$$

Viscosidad a Tp : $\mu_p = 1.35 \cdot 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

$$hec = he \cdot \left(\frac{u}{\mu_p} \right)^{0.14} = 11.39 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$U_{limpio} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{hec}} = 10.38 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$Q_c = \dot{m}c \cdot C_{pc}(T_{ce} - T_{cs}) = 0.64 \text{ kg/s} \cdot 2707.13 \text{ J/kg°C} \cdot (257.73 - 212.3) \text{ °C}$$

$$Q_c = 78708.46 \text{ J/s}$$

$$A_e = \pi \cdot d_e \cdot L \cdot n_T = 57.46 \text{ m}^2$$

$$R = \frac{T_{ce} - T_{cs}}{T_{fs} - T_{fe}} = 0.29$$

$$S = \frac{T_{fs} - T_{fe}}{T_{ce} - T_{cs}} = 0.07$$

$$F_T = 1$$

$$U_{sucio} = \frac{Q_c}{A_e \cdot LMTD \cdot F_T} = 9.44 \text{ } 10.38 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

$$R_E = \frac{1}{U_{sucio}} - \frac{1}{U_{limpio}} = 0.0096 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$$

Se cumple que $R_E > 0.0006 \text{ m}^2 \cdot \text{°C/W}$

Caída de presión por el lado de los tubos:

$$G_t = \frac{\dot{m}t}{A_t} = 45212.99 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

$$K = 1 \cdot 1.6 + 8 \cdot 1.5 + 8 \cdot 1 = 21.6$$

$$\Delta P_{acc} = K \cdot \rho_c \cdot \frac{V_i^2}{2} = 0.065 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{tubería \text{ recta}} = 0.31 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_{tubería \text{ recta}} + \Delta P_{acc} = 0.38 \text{ psi}$$

Caída de presión por el lado de la coraza:

$$G_c = \frac{\dot{m}c}{A_s} = 785 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

$$N = \frac{L}{B} = 5$$

$$f = 0.008$$

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot G_c^2 \cdot Di(N+1) \cdot n}{29 \cdot \rho \cdot L^* \cdot \phi_c}$$

$$\Delta P_c = 0.03 \text{ psi}$$

DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE CON DOMO GEODÉSICO Y TECHO FLOTANTE

Ejemplo de cálculo para flujo de alimentación de etanol al 55% v/v%

$$V = 0.288 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$t_c = 8 \text{ h}$$

Para 5 días a la semana

$$V_{op} = 5 \cdot 2.31 \text{ m}^3 = 11.53 \text{ m}^3$$

$$V_{op} = 72.56 \text{ BBL}$$

$$V_{nom} = 72.56 \text{ BBL}$$

Número de placas de 6 ft= 1

$$H_{placa} = 6 \text{ ft}$$

$$H = 6 \text{ ft} + 4 \text{ ft} = 10 \text{ ft}$$

$$D = \sqrt{V_{nom} \cdot \frac{4}{H^2}} = 3.04 \text{ ft}$$

Se cumple que:

$$D < H$$

Inbreathing y Outbreathing

Flash Point = 33.9 °C= 93.2 °F

Según el Flash point, se tiene de la Tabla lo siguiente:

$$Inbreathing = 274.46 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{951.79 \text{ kg}} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{gal}}{3.785 \text{ L}} \cdot \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \cdot 5,6$$

$$Inbreathing = 1.02 \text{ BPH}$$

$$Outbreathing = 274.46 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{951.79 \text{ kg}} \cdot \frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{gal}}{3.785 \text{ L}} \cdot \frac{\text{BBL}}{42 \text{ gal}} \cdot 12$$

$$Outbreathing = 2.18 \text{ BPH}$$

Venteo de emergencia

$$A_h = \pi D H$$

$$A_h = 95.49 \text{ ft}^2$$

$$Q = 2000^A$$

$$Q = 190977.56 \text{ BTU/h}$$

$$\text{SCFH} = 3,091 \left(\frac{Q \cdot F}{L} \right) \left(\frac{T}{M} \right)^{0,5}$$

$$\text{SCFH} = 3,091 \left(\frac{190977.56 \text{ BTU/h} \cdot 1}{321756.48 \text{ BTU/h}} \right) \left(\frac{77.86}{25.82} \right)^{0,5} = 6.76$$

Número de manways

Tabla A8. Número de drenajes en el tanque en función del diámetro nominal [42]

Diámetro Nominal del Tanque (ft)	Drenajes
	Nº
<39	1
40-149	2
150-199	3
>200	4

Tabla A9. Número de manways en el techo del tanque [42]

Diámetro nominal del tanque (ft)	Manway en el techo	
	Nº	I.D. [in]
<100	1	20
>100	2	20

Tabla A10. Número de *manways* en el cuerpo del tanque en función del diámetro nominal [42]

Diámetro nominal del tanque (ft)	Manway en el cuerpo	
	Nº	I.D. [in]
<39	1	24
40-149	2	24
150-199	3	24
>200	4	24

Manways en el cuerpo= 1

Manways en el techo= 1

Drenajes = 1

Domo geodésico

$$0,7D_t < D_r < 1,2D_t$$

$$D_r = 1(0.93\text{m})$$

$$D_r = 0.93 \text{ m}$$

Cargas de diseño

Circunferencia de la base: $C = 2\pi r$

$$C = \pi(0.93) = 2.91 \text{ m}$$

Área del piso: $F_a = \pi r^2$

$$F_a = \frac{\pi 0.94^2}{4} = 0.67 \text{ m}^2$$

Radio de curvatura: $R_c = \frac{r^2 + H^2}{2h}$

$$R_c = \frac{\frac{0.94^2}{4} + 3.048^2}{2(7)} = 1.56 \text{ m}$$

Área superficial: $S_a = 2\pi h R_c = \pi(H^2 + r^2)$

$$S_a = \pi \left(3.048^2 + \frac{0.94^2}{4} \right) = 29.86 \text{ m}^2$$

Radio en el segundo nivel: $r_1 = \sqrt{R_c^2 - (R_c - h + l)^2}$

$$r_1 = \sqrt{1.56^2 - (1.56 - 3.48 + 1)^2}$$

$$r_1 = 4,11 \text{ m}$$

Volumen: $V_s = \frac{1}{3} \pi H^2 (3R_c - H)$

$$V_s = \frac{1}{3} \pi 3.048^2 (3 \cdot 1.56 - 3.048)$$

$$V_s = 15.85 \text{ m}^3$$

DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE CON DOMO GEODÉSICO Y TECHO FLOTANTE

$$\dot{m}_{agua\ c} = 0.59 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{agua\ e} = 0.05 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{calde} = 0.59 + 0.05 = 0.64 \text{ kg/s}$$

Se determina T_e , que corresponde a la temperatura de la mezcla de los fluidos de enfriamiento del condensador y el enfriador:

$$Q_{agua\ condensador} = Q_{agua\ enfriador}$$

$$\dot{m}_{agua\ c} \cdot \bar{C}_{p\ cond} \cdot (T_{cond} - T_e) = \dot{m}_{agua\ e} \cdot \bar{C}_{p\ enfria} \cdot (T_{enfria} - T_e)$$

Se asume un $\bar{C}_{p\ cond} = \bar{C}_{p\ enfria} = 4176 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$$0.59 \text{ kg/s} \cdot 4176 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \cdot (50 - T_e)^\circ\text{C} = 0.05 \text{ kg/s} \cdot 4176 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \cdot (40 - T_e)^\circ\text{C}$$

$$T_e = 49.59^\circ\text{C}$$

Se recalcula el $\overline{Cp}_{cond} = 4176.75 \frac{J}{kg^\circ\text{C}}$ y $\overline{Cp}_{enfria} = 4176.27 \frac{J}{kg^\circ\text{C}}$

Se asume un $P_{total} = 20 \text{ bar} = 19.74 \text{ atm}$, con lo que $T_{sat} = 212.38^\circ\text{C}$

$$P_{atm} = 0.86 \text{ atm}$$

$$P_{op} = 18.88 \text{ atm} = 277.49 \text{ psig}$$

Se dimensionará la caldera para una $T_{v\ sobr} = 257.73^\circ\text{C}$, para cumplir con el balance de energía en el reboiler.

$$Q_{calde} = 0.64 \text{ kg/s} \cdot 4176.66 \frac{J}{kg^\circ\text{C}} \cdot (212.38 - 49.59)^\circ\text{C} + 0.64 \text{ kg/s} \cdot 1890495.06 \text{ J/kg} + 0.64 \text{ kg/s} \cdot 2707.13 \frac{J}{kg^\circ\text{C}} \cdot (257.73 - 212.38)^\circ\text{C}$$

$$Q_{calde} = 1734387.55 \frac{J}{s} = 176.8 \text{ BHP}$$

ANEXO IV

Tabla A11. Especificaciones del agua de alimentación a la caldera y los intercambiadores de calor

Parámetro	Unidad	Resultado
Alcalinidad total	mg/L	27
Acidez	mg/L	6
Carbonatos	mg/L	<5
Cloruros	mg/L	<5
Conductividad	$\mu\text{S/cm}$	83
Dureza Cálcica	mg/L	13
Dureza total	mg/L	25
Dureza Magnésica	mg/L	12
pH	Unidades de pH	7,5
Sólidos totales suspendidos	mg/L	<50
Sulfatos	mg/L	<10
Turbiedad	mg/L	<1
Nitritos	mg/L	<0,06
Sílice	mg/L	32
Manganeso	mg/L	<0,1