UNIVERSIDAD ESTATAL AMAZÓNICA

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA TIERRA

CARRERA AGROINDUSTRIAS

INGENIERO/A AGROINDUSTRIAL

TÍTULO

"DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA PUREZA COMO ATRIBUTO DE CALIDAD SOBRE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO EN EL PROCESO ARTESANAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL"

AUTOR

JOSSELYN JAMILETH RUIZ OCHOA

LUIS FERNANDO MOSQUERA JIMÉNEZ

DIRECTOR DE PROYECTO / TRABAJO

MSc. VÍCTOR RODRIGO CERDA MEJÍA

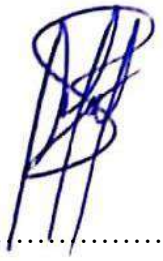
Puyo – Ecuador

2021

DECLARATORIA DE AUTORÍA

Quien/es suscribe/n Jossekyn Jamileth Ruiz Ochoa con C.I 2200237481; Luis Fernando Mosquera Jiménez con C.I 1400961668, hacen constar que es autor/es del Proyecto de investigación/ Trabajo de Integración Curricular titulado: "DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA PUREZA COMO ATRIBUTO DE CALIDAD SOBRE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO EN EL PROCESO ARTESANAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL**"**, el cual constituye una elaboración personal realizada únicamente con la dirección del Tutor de dicho trabajo, Msc Víctor Rodrigo Cerda Mejía. En tal sentido, manifiesto/manifestamos la originalidad de la conceptualización del trabajo como interpretación de datos y elaboración de conclusiones dejando establecido que aquellos aportes intelectuales de otros autores se han referenciado debidamente en el texto de dicho trabajo.

En el cantón Pastaza, a los 7 días del mes de julio del 2021





…… ……

Josselyn Jamileth Ruiz Ochoa

C.I: 220023748-1

Luis Fernando Mosquera Jiménez

C.I: 140096166-8

CERTIFICACIÓN DE APROBACIÓN POR EL TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN

El tribunal de sustentación del Trabajo de Integración Curricular aprueba el proyecto de Investigación titulado: “DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA PUREZA COMO ATRIBUTO DE CALIDAD SOBRE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO EN EL PROCESOARTESANAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL”



Amaury Pérez Martínez, Ph. D

Presidente del Tribunal



MSc. Franklin Rolando Villafuerte carrillo

Miembro del tribunal



MSc. Hiram Hernández Ramos

Miembro del tribunal

Certificado No. 152-SAU-UEA-2021

Puyo, 19 de julio de 2021

Por medio del presente **CERTIFICO** que:

El Trabajo de Integración Curricular correspondiente a los estudiantes: Ruiz Ochoa Josselyn Jamileth con C.I. 2200237481 y Mosquera Jiménez Luis Fernando con C.I. 1400961668, con el Tema: **"DETERMINACIÓN DE LA INFLUENCIA DE LA PUREZA COMO ATRIBUTO DE CALIDAD SOBRE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO EN EL PROCESO ARTESANAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL",** de la carrera, Ingeniería Agroindustrial. Director de la investigación MSc. Cerda Mejía Víctor Rodrigo, ha sido revisado mediante el sistema antiplagio URKUND, reportando una similitud del 9%, Informe generado con fecha 16 de julio de 2021 por parte del director conforme archivo adjunto.

Particular que comunico a usted para los fines pertinentes

Atentamente,

Firmado electrónicamente por:
ITALO
MARCELO

Ing. Italo Marcelo Lara Pilco M.Sc.
ADMINISTRADOR DEL SISTEMA ANTIPLAGIO URKUND – UEA - .

DERECHOS DE AUTOR

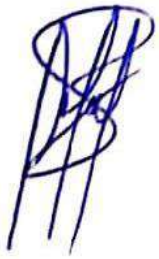
©2021, Josselyn Jamileth Ruiz Ochoa y Luis Fernando Mosquera Jiménez

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el derecho de autor.

DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD

Yo, Josselyn Jamileth Ruiz Ochoa, declaro que el presente Trabajo de Integración Curricular, es de mi autoría y que los resultados del mismo son auténticos y originales. Los textos constantes en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autor, asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este Trabajo de Integración Curricular.



JOSSELYN JAMILETH RUIZ OCHOA

No. Cédula: 2200237481

DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD

Yo, Luis Fernando Mosquera Jiménez, declaro que el presente Trabajo de Integración Curricular, es de mi autoría y que los resultados del mismo son auténticos y originales. Los textos constantes en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autor, asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este Trabajo de Integración Curricular.



LUIS FERNANDO MOSQUERA JIMÉNEZ

No. Cédula: 1400961668

AGRADECIMIENTO

En primer lugar, agradezco a Dios por acompañarme lo largo de mi carrera, guiándome en cada paso que he dado, bendiciéndome y fortaleciéndome en los momentos de debilidad.

A mis padres Priscila Ochoa y Víctor Ruiz por apoyarme en todo momento, por los valores que me inculcaron ayudándome hacer una mejor persona y por haberme apoyado y dado la oportunidad de tener una educación de excelencia en el transcurso de mi vida.

Agradezco a mis hermanos Jakson Ruiz y Zaid Vila por regalarme días de amor y alegría cuando lo necesite.

Agradezco a toda mi familia por haberme apoyado cuando tome la decisión de partir de mi ciudad natal para continuar con mis estudios y contribuyeron con un granito de arena.

Agradezco a mi abuelito Víctor Manuel Ruiz por haberme enseñado en todas circuncisa que hay que sonreír, que tenemos que ver el lado gracioso y feliz a la situación.

A mi enamorado Fernando Mosquera, por haber acompañado en todo este camino que recorrimos juntos de la carrera, por apoyarme en los momentos más difíciles de mi vida.

A mis profesores que me tuvieron la paciencia de impartirme los conocimientos, a mi tutor por haberme ayudado en la culminación del trabajo curricular y en especial al profesor Amaury Pérez por haber depositado su confianza y siempre estar dispuesto ayudarme en cualquier dificultad que se presentó.

El más sincero agradecimiento a la Universidad Estatal Amazónica, por darme la oportunidad de obtener una profesión y ser por haber formado mí de la familia UEA.

Josselyn Ruiz

AGRADECIMIENTO

El más sincero agradecimiento a la Universidad Estatal Amazónica, por darme la oportunidad de obtener una profesión y ser aquel personaje capaz de construir un mejor camino para el bienestar y beneficio de mi vida. A los docentes, gracias por impartir sus conocimientos rigurosos y precisos, a ustedes estimados profesores les debo mis conocimientos, gracias por su paciencia, dedicación, perseverancia y tolerancia.

A mis amados padres, ustedes siempre han sido aquel motor que me ayuda a cumplir mis sueños y a tener la ilusión de ser cada vez mejor que ayer, siempre han sido y seguirán siendo los mejores guías de mi vida que con sus valores con el cual los representan me han enseñado a que siempre existe una salida pese a cualquier circunstancia.

Luis Fernando Mosquera Jiménez

DEDICATORIA

La vida puede ser dura, pasar por sus caminos puede ser difícil, pero el mérito de finalizar con triunfo, es un privilegio guardado para valientes, un privilegio que solo esos que tiene amor y fe, van a poder gozar.

En este caso mis abuelitos Miguel Ochoa y Esperanza Rosales, sé que, aunque no estén presentes de cuerpo, siempre están acompañándome.

Lo primero, a mi abuelo Miguel Ochoa cuyo amor por mí era incondicional, por haberte sentido orgulloso de mí, de que estaba estudiando y pronto tendrías una nieta ingeniera, por presumirme en todos lados con mucho orgullo. Por enseñarme ser una persona correcta y con honradez. Por todo esto y más te agradezco.

A mi abuela Esperanza Rosales, por apoyarme y aconsejarme cuando más lo necesite, por ser como mi segunda madre. Me enseñaste a que hacer las cosas con amor y paciencia salen mejor. Por sentirte orgullosa de mí y darme tu amor incondicional.

Fui la persona más afortunada por haberlos tenido como mis abuelos. Gracias por su apoyo y ayuda, siempre les voy agradecer lo que hicieron por mí.

Finalmente agradecerles por ser unas personas admirables que entregaron todo por los que querían, y a lo largo del avance y ejecución de mi trabajo, fueron un pilar muy importante, tanto en inspiración como en fuerza y fe, para todos los días despertarme con ganas de logar este triunfo.

Por esto y más quiero dedicarles este triunfo en mi vida, mi trabajo de integración curricular, gracias por creer en mí, siempre los llevo en mi corazón.

Gracias abuelos los amo.

Josselyn Ruiz

DEDICATORIA

A mis maestros que formaron parte de mi formación profesional y que aportaron con sus conocimientos para poder forjar a alguien capaz de resolver circunstancias que podrían surgir en mi vida profesional. A mis padres Luis y Ligia quienes me apoyaron de infinitas maneras para que se vaya cumpliendo mis sueños. No existe expresión alguna para elogiar el esfuerzo que han desarrollado para que hoy sienta que estoy cerca de la cumbre, hemos pasado por infinitas circunstancias, pero he ahí mi admiración por ellos que siempre me han enseñado a mirar hacia el frente, inculcarme buenos valores y darme la mejor educación.

Luis Fernando Mosquera Jiménez

RESUMEN

En Ecuador el bioetanol es producido en las destiladoras artesanales utilizando jugo de caña de azúcar como materia prima. El proceso de separación de las sustancias volátiles de las sustancias no volátiles del producto se realiza mediante torres de destilación, para obtener un producto con mayor concentración de líquido volátil. Se realizó la modelación y simulación de las columnas de destilación que conforman el área de destilación, teniendo en cuenta los balances de materias y las propiedades termodinámicas de la materia prima y del producto. El objetivo de este trabajo fue determinar la influencia de la pureza como atributo de calidad sobre los parámetros de diseño en el proceso artesanal de producción de bioetanol, implementando un modelo matemático para lograr determinar los parámetros de diseño y relación del atributo de calidad. Para este proceso se utilizó el método de McCabe-Thiele, donde se aplicó ecuaciones matemáticas que nos permitieron determinar los parámetros de diseño. Para el proceso de simulación se establecieron valores fijos del flujo másico de 2000 kg, la temperatura del mosto en el fondo de la torre de destilación fue 20ºC y una temperatura de ebullición en la torre de destilación de 78ºC. Para el atributo de calidad pureza se establecieron valores de concentración entre 40-50 ºGL en el producto final. A partir de esos parámetros operacionales se realizó 6 simulaciones, en donde se utilizó la concentración de pureza en intervalos de 2. Se determinó el comportamiento de los parámetros de diseño en la etapa del rehervidor, torre de destilación y el condensador. Se detalló el dimensionamiento del equipo, costo de adquisición, el diámetro y altura de la torre, el área de transferencia y el radio, todo esto en relación a la pureza y al flujo másico. Una vez realizada la modelación y simulación del proceso se determinó que existe una influencia de los parámetros de diseño en relación al atributo de calidad (pureza).

Palabras clave: modelación matemática, simulación, destilación, torre de destilación, evaporador, condensador, bioetanol

ABSTRACT

In Ecuador, bioethanol is produced in artisanal distilleries using sugar cane juice as raw material. The process of separating the volatile substances from the non-volatile substances of the product is carried out by means of distillation towers, to obtain a product with a higher concentration of volatile liquid. The modeling and simulation of the distillation columns that make up the distillation area was carried out, taking into account the material balances and the thermodynamic properties of the raw material and the product. The objective of this work was to determine the influence of purity as a quality attribute on the design parameters in the artisanal bioethanol production process, implementing a mathematical model to determine the design parameters and relationship of the quality attribute. The McCabe-Thiele method was used for this process, where mathematical equations were applied to determine the design parameters. For the simulation process, fixed values were established for the mass flow of 2000 kg, the must temperature at the bottom of the distillation tower was 20ºC and a boiling temperature of 78ºC in the distillation tower. For the quality attribute purity, concentration values were established between 40-50 ºGL in the final product. Based on these operational parameters, 6 simulations were carried out, where the purity concentration was used in intervals of 2. The behavior of the design parameters in the reboiler stage, distillation tower and condenser was determined. Equipment sizing, acquisition cost, tower diameter and height, transfer area and radius were detailed, all in relation to purity and mass flow. Once the modeling and simulation of the process was carried out, it was determined that there is an influence of the design parameters in relation to the quality attribute (purity).

Keywords: mathematical modeling, simulation, distillation, distillation column, reboiler, condenser, bioethanol.

TABLA DE CONTENIDO

Capítulo 1: INTRODUCCIÓN 1
1.1 Planteamiento del problema 2
1.2 Objetivos 3
1.2.1 Objetivo general: 3
1.2.2 Objetivos específicos: 3
1.3 Justificación 3
Capítulo 2: FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA 4
2.1 Bioetanol 4
2.1.1 Atributos de calidad del bioetanol 4
2.1.1.1 Propiedades físico químicas del bioetanol 4
2.1.2 Materias primas para la obtención de bioetanol 5
2.2 Proceso de obtención del bioetanol 6
2.2.1 Proceso de obtención del bioetanol industrial 6
2.2.2 Proceso de obtención del bioetanol artesanal 6
2.3 Destilación 7
2.3.1 Destilación discontinua 8
2.3.1.1 Destilación discontinua simple 8
2.3.1.2 Destilación discontinua con reflujo 9
2.3.2 Destilación continua 10
2.4 Intercambiadores de calor 10
2.4.1 Disposición de las corrientes 12
2.5 Modelación y simulación en la etapa de destilación 13
2.5.1 Métodos de modelación y simulación 16
Capítulo 3: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN 17
3.1 Tipo o Diseño de Investigación 17
3.2 Métodos de Investigación: 17

3.2.1 Modelación matemática 17
3.2.2 Simulación 18
Capítulo 4: ANÁLISIS DE RESULTADOS 20
4.1 Definición de los parámetros operacionales 20
4.2 Desarrollo de los modelos 20
4.2.1 Programación 28
4.3 Simulación del proceso para la producción de bioetanol 28
4.3.1 Caso de estudio 29
Conclusiones 32
Recomendaciones 33
REFERENCIAS 34
apendices y/o Anexos 36

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1 *Propiedades físicas y químicas del bioetanol* 4
Tabla 3-1 *Procedimiento de trabajo para la simulación*..... 19
Tabla 4-1 *Espesor mínimo en relación al diámetro*..... 26
Tabla 4-2 *Diámetros de la columna en relación al costo de instalación por bandeja*... 28
Tabla 4-3 *Parámetros de diseño en relación de los parámetros operacionales* 48

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Figura 2-1 *Rutas tecnológicas para la obtención del bioetanol* 6
Figura 2-2 *Separación de dos componentes por destilación* 7
Figura 2-3 *Destilación discontinua* 8
Figura 2-4 *Destilación discontinua simple* 9
Figura 2-5 *Destilación continua* 10
Figura 2-6 *Esquema de intercambiador de calor.* 11
Figura 2-7 *Clasificación de los intercambiadores de calor* 11
Figura 2-8 *Disposición de flujo contracorriente* 12
Figura 2-9 *Disposición de corriente paralela* 12
Figura 2-10 *Disposición de corriente cruzada* 13
Figura 2-11 *Esquema de una columna de destilación batch para métodos simplificado* 14
Figura 2-12 *Corrientes y composición de entrada y salida en un plato n para método simplificados* 14
Figura 2-13 *Esquema de una destilación Batch para método riguroso.* 15
Figura 2-14 *Contracorrientes y composición de entrada y salida en un plato n para método riguroso.* 15
Figura 3-1 *Paso para la simulación matemática* 17
Figura 4-1 *Determinación de costos del método Peters a*nd Timmerhous 27
Figura 4-2 *Grafica de los parámetros de diseño en relació*n de la pureza del rehervidor 29
Figura 4-3 *Grafica de los parámetros de diseño en relación de la pureza del condensador* 30
Figura 4-4 *Grafica de los parámetros de diseño en relació*n de la pureza de la torre de destilación 30
Figura 4-5 *Grafica de destilación según el método de McCabe* 31

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1 *Script de la simulación*..... 36
Anexo 2 *Resultados de los scripts del caso expuestos por las variables de operación*…43
Anexo 3 *Parámetros de diseño del equipo en relación de los parámetros operacionales*..... 44

CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN

Uno de los cultivos de gran importancia que hay en el Ecuador es la caña de azúcar por la capacidad de generar empleo directo. Para el sector panelero se destina el 20% y el resto del área total sembrado que es el 80% se destina para la producción de azúcar y alcohol etílico a partir de jugo de caña y la melaza respectiva. . (Mantilla Calero & Rochina, 2017)

El bioetanol se puede producir a través de la caña de azúcar como una de las materias primas más conocidas, también es posible usar otras menos conocidas para ser fermentadas, como por ejemplo el banano y otros subproductos agroindustriales (Sánchez, Gutiérrez, Muñoz, & Rivera, 2017), incluso por ser el Ecuador un país agrícola y con diversidad de flora existe la posibilidad de producir bioetanol de manera artesanal y de calidad con estos y otros productos.

La producción de bebidas alcohólicas a nivel mundial constituye una de las industrias más prometedoras. Actualmente, la evaluación de las industrias se realiza en aspectos técnicos, económicos ambientales y sociales. Por lo tanto, es necesario la consideración de aspectos de calidad puesto que el desarrollo industrial permanente está en búsqueda de medios óptimos para lograr aprovechar las materias primas y obtener productos de calidad. Siendo los productos o residuos que contienen biomasa un potencial para la industria del bioetanol debido a que por medio de reacciones químicas, físicas o biológicas pueden llegar a ser transformados en bioetanol.

La extración del jugo de caña de azúcar para la producción de bioetanol se aplica de forma industrial y artesanal. En la industrialización del proceso de emplea procesos de fermetación en donde las azucares son transformadas en alcohol, la etapa de destilación que se aplica mediante torres de destilación dando etanol y CO_2 , la rectificación para perfeccionar la calidad del producto pureza. (Rivera & Almeida, 2020)

En la producción artesanal de bioetanol en Pastaza, es importante obtener alta pureza en el producto con una elevada calidad que no conlleve un costo elevado en el procedimiento. Es por eso que se busca la optimización del proceso en la etapa de destilación, mediante la modelación y simulación de las columnas de destilación.

En la modelación matemática de una columna de destilación implica plantear el balance de materia, balance de energía y relaciones de equilibrio liquido-vapor. El objetivo de la modelación de la destilación es optimizar y obtener un compuesto separado con la

máxima pureza, con el mínimo tiempo de destilación posible, con el máximo caudal de destilado.

1.1 Planteamiento del problema

En la actualidad la falta de obtención de bioetanol de calidad puede perjudicar especialmente a los productores de pequeñas y medianas empresas, estando en desventajas con las industrias multinacionales que inundan el mercado con productos de calidad afectando los ingresos de los artesanos. Ya que estas no disponen de recursos para la investigación y desarrollo.

En la industrialización del bioetanol artesanal se ha evidenciado una problemática debido a la falta de conocimiento de los productores que muestran una negativa a realizar cambios al proceso que tradicionalmente aprendieron en algunos casos de generación en generación. Por tanto, se ha demostrado con modelos matemáticos que la modificación al proceso tecnológico trae como beneficio la obtención de productos de calidad. Esto permitirá una transferencia tecnológica desde la universidad hacia el sector productivo en diferentes aspectos como diseño o rediseño de las plantas, optimización de los procesos de intercambio de calor, fermentación y destilación, negociación con proveedores y consumidores. Además de crear una conciencia ambiental en el desarrollo de sus procesos.

En el Ecuador la obtención de bioetanol de manera artesanal se realiza en todas las provincias que tienen cultivos de caña. Lo que se ha permitido mantener actividad económica sobre todo en las provincias de la Amazonia. Pastaza siendo una de las provincias más grandes de la Amazonia produce el 54,40% de caña de azúcar, de esta el 35% es designada para la elaboración de aguardiente mientras que el 65% se destina para la fabricación de panelas y comercialización como caña de fruta. (Gobierno Autónomo Descentralizado de Pastaza, 2012), lo anterior también ratifica que no siempre es aprovechada la caña de azúcar para la elaboración de bioetanol.

Por lo tanto, las variaciones drásticas que se generan en los procesos de destilación de los productos fermentados especialmente del proceso artesanal, debido a su desarrollo empírico han ocasionado, una variabilidad en los atributos de calidad del bioetanol.

Por todo lo anterior se plantea como problema del trabajo de integración curricular ¿Como reducir la variabilidad del atributo de calidad (pureza) del bioetanol obtenido de forma artesanal?

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general:

- Determinar la influencia de la pureza como atributo de calidad sobre los parámetros de diseño en el proceso artesanal de producción de bioetanol.

1.2.2 Objetivos específicos:

- Definir los parámetros operacionales (temperatura y flujo) del proceso artesanal para predecir la calidad (pureza) del bioetanol.
- Modelar un sistema matemático con el cual se va a desarrollar el proceso de destilación.
- Simular el proceso de destilación del bioetanol.

1.3 Justificación

La produccion de bietanol se da en las diferentes regiones del Ecuador, en la Siera (Pichincha, Loja, Cañar, Cotopaxi, Imbabura, Chimborazo), en la Costa (MAnabi y Guayaquil) y en la Amazonia (Napo, Sucumbio y Pastaza). La produccion de la caña que obtiene cada uno de estas cuidades no solo es para la obtencion del bioetanol, sino que también se elaboran diferentes productos como la panela, azucar, miel y licores. (Rivera & Almeida, 2020)

El mercado actual de la Caña de azúcar que se produce en la provincia de Pastaza se destina en un 30% al consumo de caña en tallo fresco para los turistas, el restante 70% se destina a la venta para la producción de Panela y Aguardiente.

El crecimiento poblacional en los últimos años ha provocado el aceleramiento de procesos productivos y de explotación de sus recursos naturales, entre ellos los cultivos de caña de azúcar y con esta, la producción del aguardiente sin procesos técnicos. En el Ecuador miles de familias generan ingresos económicos y a su vez brindan empleos, pero al no existir una estandarización en la calidad y pureza de sus bebidas alcohólicas corren el riesgo de ser afectados con sus ingresos.

La magnitud del problema que se presenta en Ecuador, específicamente en la provincia de Pastaza, cantón Pastaza en donde se tiene una débil planificación, organización y producción del licor artesanal debido a que sus trapiches son manejados empíricamente sin basarse en medidas correctivas ni sistemas operativos que ayuden a mejorar y evitar la variabilidad de la calidad de sus productos.

CAPITULO 2: FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

2.1 Bioetanol

El bioetanol tiene como origen a través de la fermentación de producción de productos agrícolas (biocombustible de primera generación), como a través de la fermentación de materias primas no comestibles y de la digestión microbiana (segunda y tercera generación).

Todo aquello que es obtenido de biomasas vegetales, mieles y jugos que contengan azucares o hidratos de carbono feretables de celulasas o hemicelulosa y pueda ser apovecho como materia prima para la obtencion del alcohol se demonima bietanol. (Jimenez, 2018)

2.1.1 Atributos de calidad del bioetanol

La concentración de pureza en el bioetanol es muy importante, ya que es un parámetro de calidad, el cual se debe cumplir para su respectiva comercialización.

En la actualidad la elaboración de alcoholes artesanales va en crecimiento, es por eso que la pureza es un parámetro importante como atributo de calidad, porque influye mucho.

Según las normas INEN 340 para aguardientes a base de caña de azúcar debe cumplir con el requisito de grados alcohólicos a 20ºC un mínimo de 28 y máximo de 50% v/v.

2.1.1.1 Propiedades fisicoquímicas del bioetanol

De forma química se le conoce como bioetanol o alcohol etílico a la formula química: CH_3CH_2OH, siendo este un líquido de tipo incoloro con sabor y olor agradable.

En la tabla 2-1 se puede observar las propiedades fisicoquímicas del bioetanol.

Tabla 2-1

Propiedades físicas y químicas del bioetanol

PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL BIOETANOL	
Apariencia	Líquido claro
Olor	Alcohol concentrado
Gravedad específica a 20°C	0.78 g/cm^3
Punto de ebullición a 460 mm hg (latm)	78°C
Densidad relativa de vapor	1.6 (Aire=1)
Solubilidad en agua	Miscible en agua
pH a 10g/ H_20 (20°C)	7.0

Flash point	13°C
Temperatura de(Cardona et al., 2004)	363°C
auto ignición	
Límite inferior de inflamabilidad	3.5 (% Vol. en aire)
Límite superior de inflamabilidad	19 (% Vol. en aire)
Punto de Fusión	-117 °C
Densidad relativa mezclas vapor/aire	1.03 (aire=1, a 20° C)

Fuente: QUIMPAC, 2018

Realizado por: Elaboración propia

2.1.2 Materias primas para la obtención de bioetanol

Las materias primas usadas en el proceso de obtención del bioetanol pueden clasificarse en lignocelulósica, en azucares y alto contenido de azucares:

- Lignocelulósicas: Azucares que provienen de la degradación de lignocelulosas, hemicelulosas y celulosas, ejemplo los residuos orgánicos, bagazo, etc.(Cardona et al., 2004)
- Azucares: que contengan alto mono y disacáridos por ejemplo la sacarosa, maltosa, caña de azúcar y remolacha. (Cardona et al., 2004)
- Amiláceo: almidón como cereales, papa y principalmente yuca. (Cardona et al., 2004)

Además, se pueden combinar las materias primas en forma de sacarosa, almidón, hemicelulosa y celulosa. Dependiendo de su fuente de obtención, su producción implica fundamentalmente el proceso de separación de las azúcares, la fermentación y destilación de las mismas.

En la Figura 2-1 se puede observar las diferentes rutas tecnológicas para la producción de bioetanol. Las cuales se pueden obtener de diferentes biomasas como azucaradas, amiláceas y celulósica, en donde estas biomasas pasan por el proceso de fermentación y destilación para finalmente obtener el bioetanol.

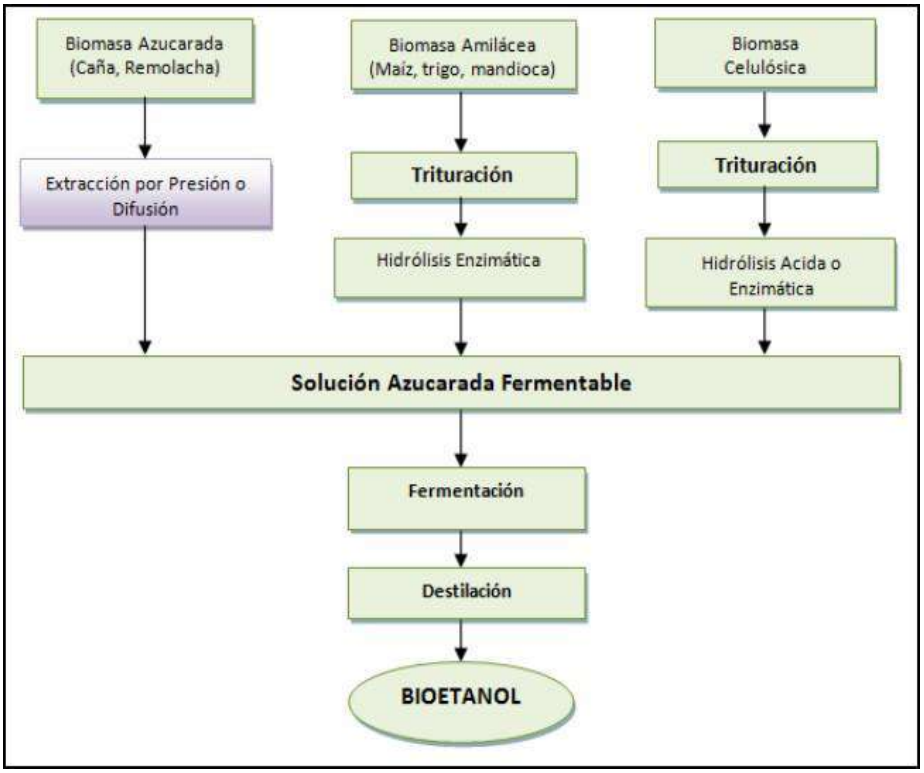


Figura 2-1 *Rutas tecnológicas para la obtención del bioetanol*

Fuente: (Quintero Dallos, 2009)

2.2 Proceso de obtención del bioetanol

2.2.1 Proceso de obtención del bioetanol industrial

El proceso industrial de producción de etanol consiste en tres etapas perfectamente definidas:

1) Reacciones bioquímicas, producto del metabolito de los microorganismos utilizados para el efecto, que trasforman los azucares fermentables en alcohol etílico.(Melgar et al., 2014)

2) Separación del producto deseado (bioetanol) del resto de compuestos presentes en el mosto fermentados y concentrados del mismo para reducir su volumen para su manejo. El método más usado es por destilación y separación de componentes en virtud de su volatilidad relativa y sus diferentes temperaturas de ebullición y condensación. (Melgar et al., 2014)

3) El tratamiento, disposición y aprovechamiento de los subproductos separados mediante la destilación. En esta última etapa ha cobrado vital importancia recientemente para el mejor aprovechamiento de recursos y la protección del ambiente. (Melgar et al., 2014)

2.2.2 Proceso de obtención del bioetanol artesanal

En el proceso artesanal para la obtención del bioetanol en la molienda se extrae el jugo de caña, siguiendo el proceso de la fermentación, cuyo proceso es llevado en tanques de

acero inoxidable, donde se da la transformación de azucares en etanol en presencia de oxígeno, en el cual se desprende CO_2. Después, sigue el proceso de destilación, en donde se da la separación de la mezcla agua-etanol. (Rivera & Almeida, 2020)

En la producción artesanal del bioetanol radica en colocar el mosto fermentado en alambiques y después suministrar calor para destilar el alcohol. Dicho esto la operación será discontinua dándose el siguiente proceso: el mostro pasara por una columna de destilación que posee 13 platos perforados, el cual pasara el líquido destilado, teniendo un intercambiador de calor de liquido vapor, y el vapor que sale de esta columna pasara por un condensador.(Rivera & Almeida, 2020)

2.3 Destilación

Es aquel proceso físico de separación de dos o más compuestos con diferente peso molecular contenidos en una solución, en virtud de su volatilidad relativa y la diferencia de sus puntos de ebullición. En la Figura 2-2 se observa la separación de dos componentes por destilación en donde al aplicar una fuente de calor a una solución o mezcla de compuestos, se alcanza la temperatura de ebullición en cada uno de ellos y lo volatiliza separándolo en forma de gas o vapor del otro y otros componentes que aún permanecen en la fase líquida. Industrialmente esto se lleva a cabo en equipos llamados columnas de destilación, diseñados para contener ambas fases.

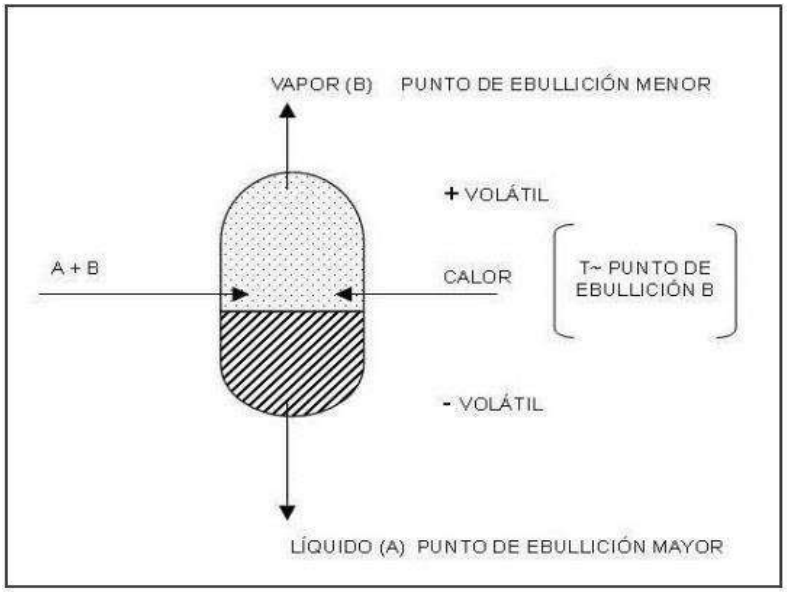


Figura 2-2 *Separación de dos componentes por destilación*

Fuente: (Melgar et al., 2014)

2.3.1 Destilación discontinua

Es una operación unitaria de tipo discontinuo utilizando en muchas industrias, en particular la industria química fina, para la separación de mezclas de componentes que presentan puntos de ebullición distintos.

Dicha destilación se da en columnas de platos o de relleno, donde la carga inicial a separar de la mezcla problema se sitúa en el calderín. A continuación, se pone la fuente de calefacción de la columna en marcha, se estabiliza a la columna trabajando a reflujo total y una vez alcanzada la estabilización, se trabaja con la razón de reflujo deseada, sacando muestras de la columna cada cierto tiempo. Una de las ventajas de la destilación discontinua es que los componentes de una mezcla pueden separarse a través de una sola columna.

En la Figura 2-3 se visualiza un proceso de destilación discontinuo o batch, que tiene una columna que es el componente del equipo donde se da el cambio de fase de líquido a gaseoso del componente, un condensador y evaporador. (Mistretta, 2012)

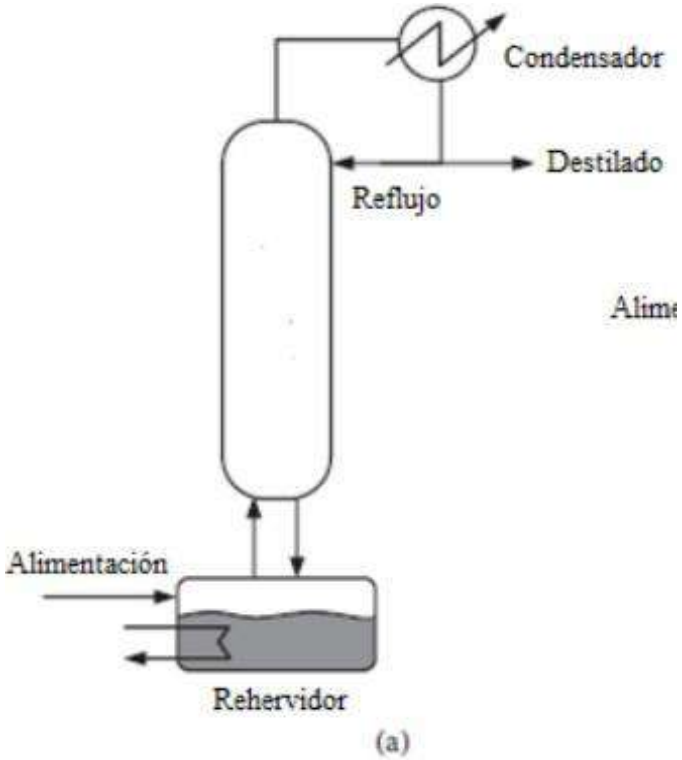


Figura 2-3 *Destilación discontinua*

Fuente: (Mistretta, 2012)

2.3.1.1 **Destilación discontinua simple**

Se realiza en una sola etapa sin reflujo, efectuando en un matraz de destilación. En la Figura 2-4 se muestra cómo se lleva a cabo la destilación en un matraz, en donde está lleno de líquido,

se procede a un calentamiento y velocidad constante, el vapor que se forma por la ebullición del liquido se enriquece de componentes más volátiles y se retira del sistema.

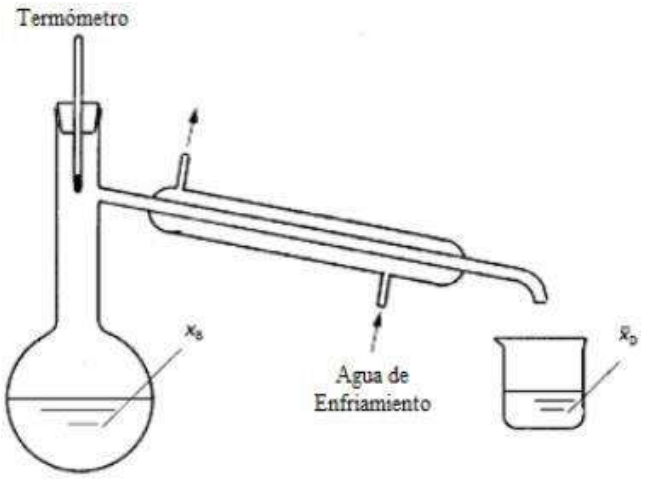


Figura 2-4 *Destilación discontinua simple*

Fuente: (Mistretta, 2012)

2.3.1.2 Destilación discontinua con reflujo

La destilación discontinua en un destilador simple no favorece una buena separación, excepto en el caso de que la volatilidad relativa sea muy alta. Es por ello que en casos donde es necesario obtener productos de mayor pureza, se utilizan columnas de rectificación con reflujo logrando así, una mejora en la eficiencia del proceso (Mistretta, 2012)

- **Con reflujo**

Es un proceso que se lleva en una serie de vaporizaciones instantáneas, de esa manera los líquidos y gaseosos de cada etapa de equilibrio se dan en contracorrientes. El vapor de la etapa hacia la parte superior y el liquido hacia el fondo de la columna. (Montoya, 2012a)

Cuando se aumenta la cantidad del reflujo, hay una mayor cantidad de líquido que contiene el componente más volátil en donde recircula hacia la columna. De esa manera la separación es mayor y el número de etapas necesarias es menor para el mismo grado de separación. (Montoya, 2012a)

Esta operación de destilación discontinua con reflujo se puede realizar de dos maneras:

- **De reflujo constante:**

Es una operación bastante popular en la industria por ser un procedimiento que puede realizarse sin mayor complicación. Según la composición del producto y residuo van disminuyendo con el tiempo. Para que se controle y funcione la columna, se necesita una

medición del destilado y de la composición en el rehervidor los cuales debe estar disponible en línea. (Montoya, 2012b)

- **De relujo variable y composición del destilado constante:**

Aquí es lograr la razón del reflujo desde que inicia hasta el final la operación para mantener constante la composición del destilado. Dicha operación se suspendida cuando la composición del flujo que queda en la columna ha llegado a la composición deseada. (Montoya, 2012b)

2.3.2 Destilación continua

En la Figura 2-5 se observa una destilación continua se da una alimentación continua y controlada de la composición que se desea separar, el calor se aplica por el fondo y la solución a destilarse se alimenta en la parte superior de la columna, de manera que los vapores del fondo suben enriqueciéndose del compuesto que se desea separar al ponerse en contacto con el líquido alimentado, al entrar ambos en contacto en el interior de la columna, que típicamente tiene platos o bandejas que facilitan ese contacto.

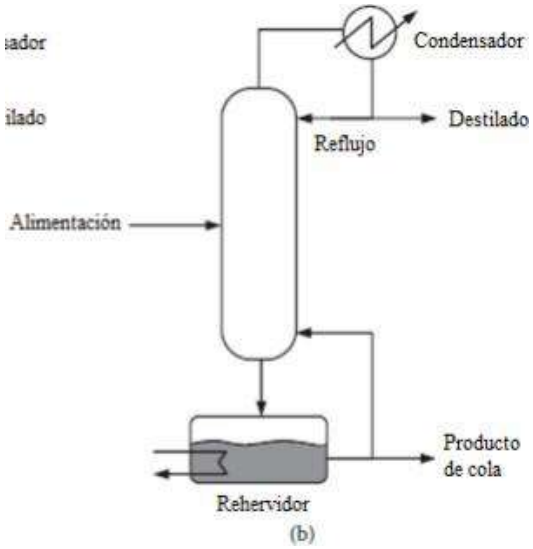


Figura 2-5 *Destilación continua*

Fuente: (Mistretta, 2012)

2.4 Intercambiadores de calor

El intercambiador de calor se puede describir de un modo elemental como un equipo en el que dos corrientes a distintas temperaturas fluyen sin mezclarse con el objetivo de enfriar una de ellas o calentar la otra o ambas a la vez.

En la Figura 2-6 se visualiza un esquema de intercambiador de calor sumamente primitivo, en donde T_{C1} y T_{C2} son las temperaturas de entrada y de salida del fluido cálido, en cambio T_{C2} y T_{F2} son las temperaturas de entrada y salida del fluido frio.



Figura 2-6 *Esquema de intercambiador de calor.*

Fuente: (Anónimo, 2015)

Los intercambiadores de calor, es uno de los equipos industriales más utilizados debido a que la operación de enfriamiento o calentamiento es inherente a todo proceso que maneja energía en cualquiera de sus formas. (Cholota & Mora, 2010)

En la Figura 2-7 se observa que existen diferentes equipos de intercambiadores de calor, especificaciones con ciertas aplicaciones puntuales.

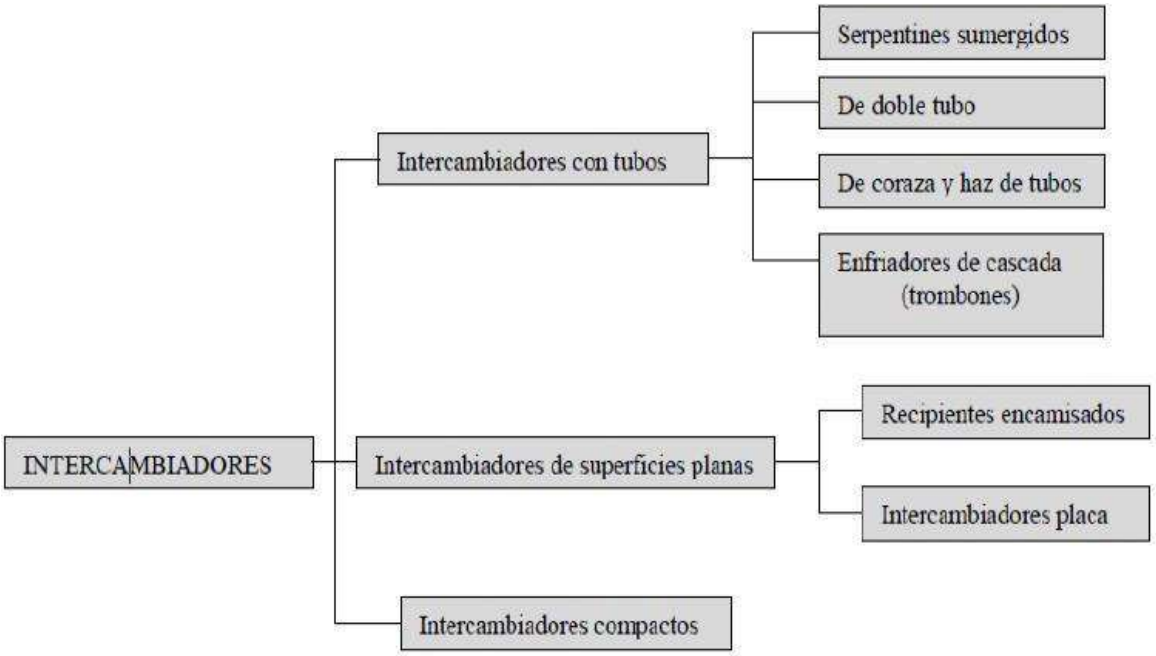


Figura 2-7 *Clasificación de los intercambiadores de calor.*

Fuente: (Cholota & Mora, 2010)

2.4.1 Disposición de las corrientes

-Contracorrientes

En este tipo de fluido fluyen en direcciones opuestas el uno del otro. Esta es la disposición de flujo termodinámicas superior a cualquier otra como se observa en la Figura 2-8.

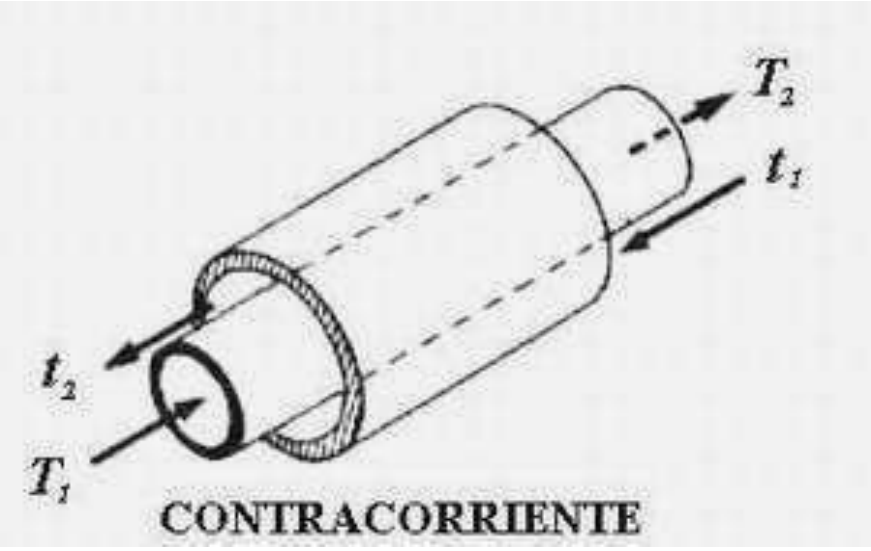


Figura 2-8 *Disposición de flujo contracorriente*

Fuente: (Cholota & Mora, 2010)

-Paralela

En la Figura 2-9 se observa este fluido entra por el mismo extremo, en donde fluyen en igual dirección y salen por el otro extremo. Termodinámicamente es muy pobre, pero se aplica en casos especiales, cuando los materiales son muy sensibles a la temperatura.

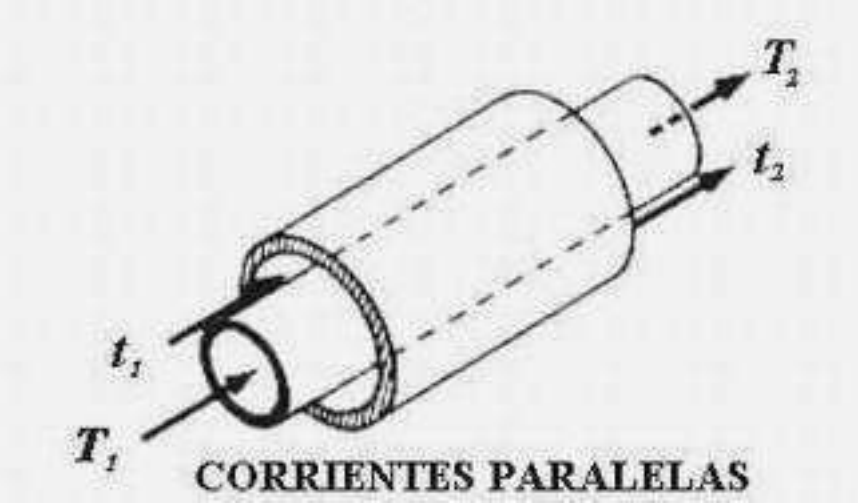


Figura 2-9 *Disposición de corriente paralela*

Fuente: (Cholota & Mora, 2010)

-Cruzada

En la Figura 2-10 se observa este tipo de fluidos las corrientes de los dos fluidos forman un ángulo de 90 grados entre sí. Esta disposición se da con mayor frecuencia en el intercambio de calor de gases con líquidos.

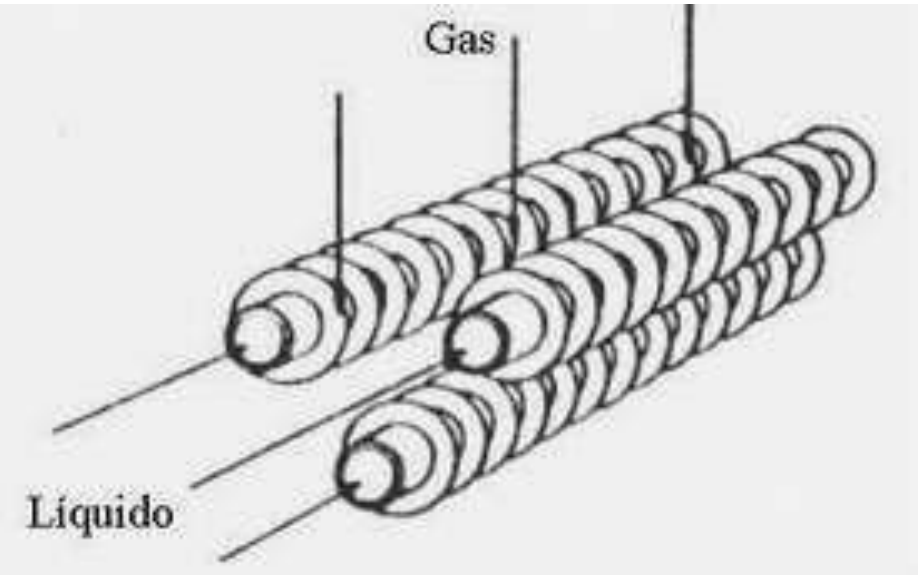


Figura 2-10 *Disposición de corriente cruzada*

Fuente: (Cholota & Mora, 2010)

2.5 Modelación y simulación en la etapa de destilación

La modelación matemática sirve para simular el comportamiento de un sistema y lo usa para predecir su comportamiento a futuro. Y la simulación parte de las condiciones de las variables de estado, y junto con las entradas del sistema se calculan las variables internas. Estas sirven para el cálculo de las nuevas variables de estado cerrando el ciclo o algoritmo. Las variables de estado dependerán directamente de las entradas del sistema y estas de los datos característicos de la torre de destilación que se está simulando. (Nguyen Ba, 2008)

Se debe conocer las diferencias de los modelos simplificados o de short-cut, de los rigurosos. Los modelos cortos fueron de los primeros en ser utilizados y sugeridos de forma gráfica para determinar el número de etapas necesarias para realizar la separación. Posteriormente, evolucionaron para transformarse en métodos matemáticos simplificados con algunas consideraciones entre las que se encuentran volatilidad relativa y flujo molar constante a través de la columna. En la Figura 2-11 se visualiza un modelo simplificado, en la configuración de la columna Batch.

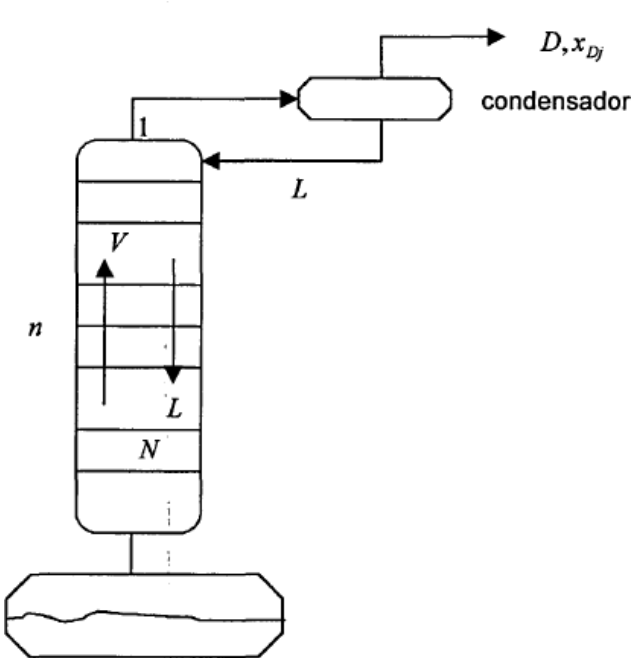


Figura 2-11 *Esquema de una columna de destilación batch para métodos simplificado*

Fuente: (Mistretta, 2012)

En la figura 2-12 se indica las corrientes de vapor y líquido que entran y salen de un plato genérico n, así como las composiciones respectivas para un componente j de una mezcla, en un destilador batch.

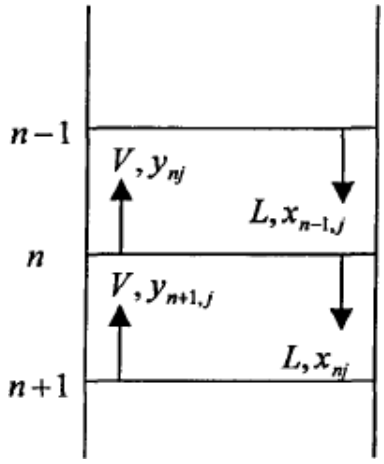


Figura 2-12 *Corrientes y composición de entrada y salida en un plato n para método simplificados*

Fuente: (Mistretta, 2012)

En cambio, los modelos rigurosos describen una columna mediante un grupo de ecuaciones simplificadas. Las ecuaciones planteadas por cada plato son el balance de materia,

el balance de energía, la ecuación de equilibrio entre fases y la sumatorias de las fracciones de los componentes de cada fase. Al resolver el sistema de ecuaciones resultante se obtiene las condiciones de operación y el comportamiento de la columna.

En la Figura 2-13 se presenta un modelo riguroso, en la configuración de la columna Batch, donde el hot-up en cada plato es responsable de la dinámica de cada plato.

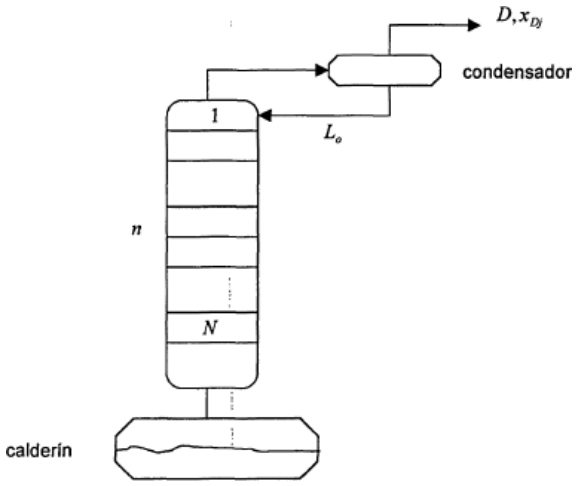


Figura 2-13 *Esquema de una destilación Batch para método riguroso.*

Fuente: (Bonsfills Pedros, 2001)

En la Figura 2-14 se observa las corrientes de vapor y liquido de entradas y de salida para un plato arbitrario *n*, así como las composiciones para un componente *j* de una mezcla multicomponentes.

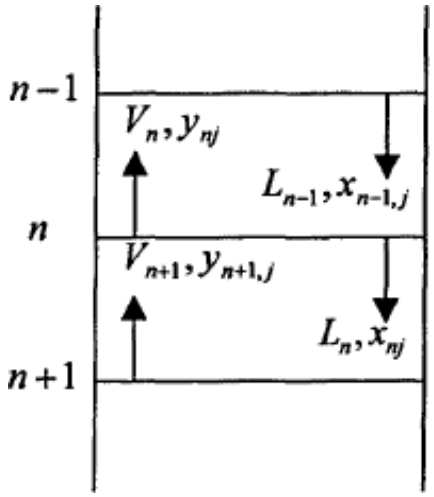


Figura 2-14 *Contracorrientes y composición de entrada y salida en un plato n para método riguroso.*

Fuente: (Bonsfills Pedros, 2001)

2.5.1 Métodos de modelación y simulación

Luyben (1988) y Al-Tuwain y Luyben (1991) proponen un método para estudiar teóricamente el diseño de columnas de destilación Bath, para ser aplicados en mezclas binarias. A través de balance de materia y distintas correlaciones matemáticas se obtiene el número de platos óptimos de la columna y la razón de reflujo óptimo para determinar el grado de separación. Este modelo considera platos teóricos, flujo molar constante de la columna, volatilidad relativa en los platos y el condensador constante. (Bonsfills Pedros, 2001)

Barolo y Botteon (1997) proponen un método de cálculo simple de short-cut para obtener productos puros, en mezclas binarias, mediante la destilación Bath. Utilizando una columna (A) reflujo total durante todo el tiempo que dura la destilación, con un recipiente intermedio. El método supone flujo molar constante, condensador total, alimento en el punto de ebullición y volatilidad relativa constante. (Bonsfills Pedros, 2001)

Galindez y Fredenslund (1988) presentan un método rápido de cálculo plato a plato, donde el estado no estacionario, es simulado como una sucesión de números infinitos de etapas estacionarias de corta duración. El modelo matemático está basado en Unidist, un programa matemático para simular columnas en continuo. Utilizando balances de materias y supone flujo molar constante y balance de energía despreciable. Y para las relaciones de equilibrio liquido-vapor utiliza distintos modelos termodinámicos. (Bonsfills Pedros, 2001)

CAPITULO 3: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1 Tipo o Diseño de Investigación:

La presente investigación es un trabajo de revisión y se utilizó recopilación bibliográfica de diversos documentos, artículos y libros referentes con el bioetanol obtenido a partir del jugo de caña. Donde se trató de mejorar el proceso del bioetanol referentes a la variabilidad de la pureza del bioetanol, en torno a calidad de la elaboración del producto en estudio.

3.2 Métodos de Investigación:

En la figura 3-1 se muestra los pasos que se emplearon para realizar la simulación matemática.

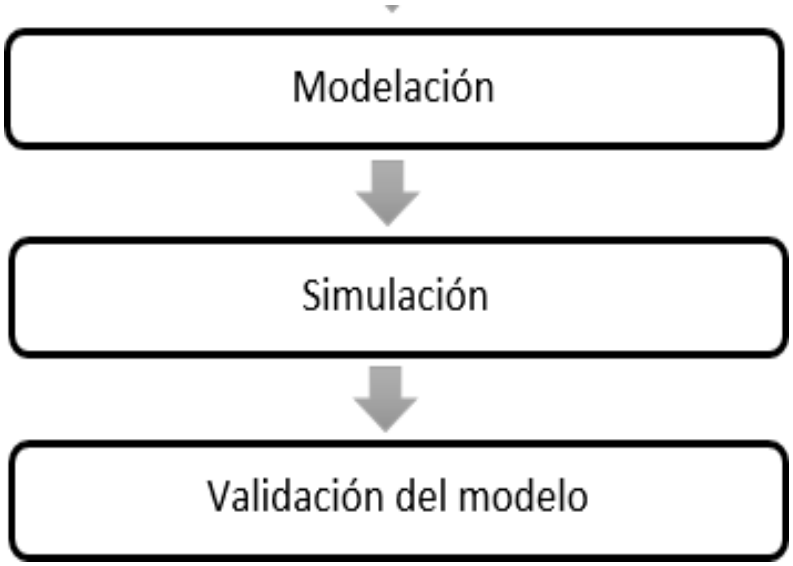


Figura 3-1 *Paso para la simulación matemática*

Fuente: (Ramos & Millán, 2019)

El procedimiento de trabajo se llevó a cabo por medio de las siguientes fases:

3.2.1 Modelación matemática

La modelación matemática de los procesos de estudio está compuesta por las etapas descritas a continuación:

- Identificación de los fenómenos que ocurren en los procesos de estudio.

Existen fenómenos que se presentan en el proceso de producción en la obtención de bioetanol, entre ellos se encuentran, el fenómeno de transferencia de masa el cual se lleva a cabo durante la ejecución de todo el proceso, el fenómeno de filtración, mientras que, durante

el calentamiento del mosto, condensación y enfriamiento del bioetanol y la condensación del reboiler, ocurre el fenómeno de transferencia de calor. Al identificar los fenómenos se puede determinar, el tipo de modelos a emplear y su desarrollo en cada proceso.

- Desarrollo de los modelos

Este apartado se dedica a ejecutar un método efectivo para diseñar y generar el modelo matemático que se ajuste a las condiciones de destilación en un punto de operación determinado. Para esto se propuso la utilización de las siguientes fórmulas que facilite el diseño de columnas de destilación y dimensionamiento de la misma.

3.2.2 Simulación

Para efectuar la simulación primero se definieron los límites de aplicación del modelo.

- Definición los límites de aplicación

Durante el proceso de producción de bioetanol, los límites que se aplicarán en la etapa de calentamiento y destilación son las variables de temperatura y masa.

- Simulación

Al realizar el procedimiento adecuado se llevó a cabo la simulación, para ello se definieron todas las variables que formaron parte del proceso en los distintos modelos que se plantearon, con la finalidad de comprender su comportamiento y evaluar nuevas estrategias dentro de los límites de aplicación mencionados anteriormente. Para la ejecución de los modelos que se establecieron se emplearon el asistente matemático Matlab, el cual nos permite visualizar los resultados de manera numérica y gráfica.

- Análisis de la incertidumbre

Con el fin de observar cómo afectan los parámetros de operación en la obtención del bioetanol tanto para el rendimiento como para el atributo de calidad que es la pureza, se efectuaron simulaciones con distintas condiciones. Se generaron variables para las diferentes condiciones de operación y calidad en las etapas de evaporación, destilación y condensación, empleando uno de los modelos que tiene mayor fiabilidad en términos industriales.

-Validación del modelo

En la Tabla 3-1 se muestra el procedimiento del trabajo que se empleó en las condiciones de entrada y las condiciones operaciones para realizar la simulación:

Tabla 3-1

Procedimiento de trabajo para la simulación

Caso	Materia prima	Atributo de calidad- pureza ºGL	Condiciones de operación
Primer caso de estudio	Concentración 12 ºGL	40	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC
	Concentración 12 ºGL	42	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC
	Concentración 12 ºGL	44	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC
	Concentración 12 ºGL	46	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC
	Concentración 12 ºGL	48	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC
	Concentración 12 ºGL	50	2000 kg
	Temperatura del mosto 20ºC		T 78ºC

Fuente: Elaboración propia

Las simulaciones que se efectuaron para el primer caso son valores fijos de concentración del mosto y de temperatura para la materia prima, así como también la alimentación durante la etapa de destilación y con una temperatura de ebullición constante. En donde este valor se tomó en respecto a que los rangos de temperatura de ebullición del bioetanol entre (65-80ºC), siendo la temperatura óptima para el bioetanol 78ºC según el sistema excellence MP80 esto en dependencia de 1 atm.

Mientras para definir el atributo de calidad del producto se generó datos entre 40-50 ºGL de concentración en el producto final del destilado. Estos valores de concentración se tomaron en consideración, por la Legislación de las Normas Técnicas INNEN 362, para los requisitos del aguardiente de caña debe contener una concentración de grados alcohólicos a 20ºC un mínimo de 28 y un máximo de 50%v/v. ya que si se pasa de estos valores se considera un aguardiente de caña rectificado.

CAPITULO 4: ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 Definición de los parámetros operacionales

Para realizar la simulación se definieron los parámetros de operación (temperatura y flujo) en el proceso de producción de bioetanol. En el caso de estudio se fijaron valores de temperatura de evaporación en la torre de destilación a 78ºC, ya que es la temperatura de ebullición del bioetanol y también es la temperatura adecuada para las condiciones artesanales de producción de bioetanol. A demás una concentración de mosto de 12 ºGL, con una cantidad inicial de 2000 kg/h de mosto y para determinar la influencia que existe en el parámetro de diseño de este equipo se varia las concentraciones del parámetro de calidad (pureza) en el producto destilado generando valores de 40-50 ºGL con intervalos de 2.

4.2 Desarrollo de los modelos

La modelación matemática para el desarrollo de los balances en la etapa de destilación se realizó por medio de ecuaciones basadas en el método de MCcabe-Thiele.

Para aplicar el método se desarrolló un balance de masa con respecto a la columna para producir la línea de operación y la curva de equilibrio.

Realizando un balance de masa total se utilizó la siguiente ecuación:

$$Alimentación = Ddestilado + Hresiduo \qquad \text{Ecuación 1}$$

Posteriormente se hizo un balance por componente, en donde la ecuación es la siguiente:

Ecuación 2

$$Hresiduo = (alimentacion * \frac{x_f - x_d}{x_b - x_d})$$

También se calculó las densidades de los componentes del etanol y del agua. Para el cálculo de la densidad del etanol en estado líquido se usó la siguiente ecuación:

$$P_{E(L)} = 805{,}951 - 0{,}7767 * T - 0{,}0013 * T^2 \qquad \text{Ecuación 3}$$

En donde $P_{E(L)}$: densidad de etanol en estado líquido, T: temperatura en la que se encuentra el mosto.

Mientras que para el cálculo en estado de vapor es la siguiente ecuación:

$$P_{E(v)} = \frac{P * PM}{R * T} \qquad \text{Ecuación 4}$$

En donde $P_{E(v)}$: densidad del etanol en estado vapor, P: presión a 1 atm, PM: Peso molecular, R: constante de los gases ideales y T: temperatura de ebullición del componente.

En cambio, para el cálculo de la densidad del agua en estado líquido se utilizó la ecuación que se muestra a continuación:

$$P_{A(L)} = 999{,}888 - 0{,}0375 * T - 0{,}0065 * T^2 + 2 * 10^{-5} * T^3$$ Ecuación 5

En donde $P_{A(L)}$: densidad de agua en estado líquido, T: temperatura en la que se encuentra el mosto.

Para la densidad del agua en estado de vapor se utilizó la siguiente ecuación:

$$P_{A(v)} = \frac{P * PM}{R * T}$$ Ecuación 6

En donde $P_{A(v)}$: densidad del agua en estado vapor, P: presión a 1 atm, PM: Peso molecular, R: constante de los gases ideales y T: temperatura de ebullición del componente. También se calculó la densidad de la mezcla de vapor en la columna con la siguiente ecuación:

$$\bar{p}_v = \sum X_i * P_{i(v)}$$ Ecuación 7

Para el cálculo de la densidad de la mezcla liquido de la columna se utilizó la siguiente ecuación:

$$\bar{p}_l = \sum X_i * P_{i(l)}$$ Ecuación 8

Para el cálculo del número teórico de etapas se realizó por medio de la línea de operación de la rección de enriquecimiento donde se relaciona la composición del vapor en función a la composición liquida a lo largo de la sección:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$ Ecuación 9

En donde *R:* es la relación de reflujo constante que es fijada, *n:* es el número de platos teóricos, x_D: es la concentración molar del componente más volátil en el destilado, *x:* es la composición líquida en el plato, finalmente *y:* es la composición del vapor en el plato.
Para determinar los efectos de las condiciones de la alimentación se utilizó:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$ Ecuación 10

En donde x_F: es la concentración molar del componente más volátil en la alimentación. El valor de q depende de las condiciones de entrada de la alimentación; así si entra como vapor saturado: q=0; si entra como líquido en su punto de ebullición; q=1; si la alimentación es líquida en frio: q>1, y cuando la alimentación es en parte liquida y en parte de vapor 0<q<1.

Para el diseño del condensador se tomó en consideración los siguientes parámetros de diseño:

Se denomina calor específico a la cantidad de calor necesaria para elevar una unidad de la sustancia en cuestión, esta cantidad es la misma para el calentamiento y el enfriamiento. Esta ecuación nos permitió calcular la cantidad de *Q* requerida para producir la modificación de la temperatura de una masa (m) de sustancias de calor específico (*C)* en una cantidad ΔT siempre que no haya cambio de fase, se usó la siguiente ecuación:

$$Q = m * Cp * \Delta T \qquad \text{Ecuación 11}$$

En donde *Q:* es la cantidad de calor, *m:* la masa, la variación de temperatura con ΔT y el calor especifico es *Cp.*

Para el cálculo del calor latente en donde se denomina calor latente a la energía requerida por una sustancia para cambiar de fase, la fusión se da a temperatura *tf* y requiere un calor latente de fusión *hf*. La ebullición o condensación ocurre a *tv* y requiere un calor latente de ebullición *hv* se usó la siguiente ecuación:

$$Q = m * h_{fg} \qquad \text{Ecuación 12}$$

En donde *Q:* es la cantidad de calor, *m:* es la masa y h_{fg} :calor latente de evaporización.

Para el calor sensible nos ayudó a calcular la energía que se suministra a un cuerpo sin que su composición molecular ni su fase, se usa la siguiente ecuación:

$$q_s = m * Cp * \Delta T \qquad \text{Ecuación 13}$$

En donde q_s: es la cantidad de calor sensible, m es la masa, Cp: es el calor especifico y ΔT: es la variación de la temperatura.

En el cálculo de la diferencia media logarítmica de temperatura nos ayudó a determinar la fuerza que impulsa la transferencia de calor en el sistema del flujo. Este método analizo la temperatura del fluido frio y fluido caliente. Considerando como máximo de temperatura la temperatura de fluido caliente y como mínimo la del fluido frio, que se expresa en la siguiente ecuación para el cálculo de $LMTD_C$ para el condensador:

$$LMTD_C = \frac{\Delta TA - \Delta TB}{\ln \frac{\Delta TA}{\Delta TB}} \qquad \text{Ecuación 14}$$

En cambio, para el $LMTD_e$ para el enfriamiento se usó la siguiente ecuación:

$$LMTD_e = \frac{\Delta TB - TC}{\ln \frac{\Delta TB}{\Delta TC}} \qquad \text{Ecuación 15}$$

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor por convectivos, en donde nos va a ayudar a calcular la tasa de transferencia de calor entre la superficie sólida y un fluido,

en donde se expresa en la siguiente ecuación para el cálculo de hi condensación en película en interior de la tubería:

$$h_i = 0.555\left[\frac{\delta(\delta - \delta_v) g K_f^3}{\mu_f (T_{sat} - T_w)}\left(h_{fg} + \frac{3}{8} C_p (T_{sat} - T_w)\right)\right]^{1/4} \quad \text{Ecuación 16}$$

$$T_f = \frac{T_{sat} - T_w}{2}; \qquad T_w\ (asumido) \quad \text{Ecuación 18}$$

En donde δ: densidad del líquido, δ_v: densidad de vapor, K_f: conductividad térmica del líquido, μ_f: viscosidad del líquido, T_{sat}: temperatura de saturación del vapor, T_w: temperatura del tubo.

Para el cálculo de la temperatura real de la pared del condensador se usó la siguiente ecuación:

$$q = h_i * D * L * \pi\ \left(T_w - \frac{T_e - T_s}{2}\right) \quad \text{Ecuación 19}$$

En donde h_i: coeficiente convectivo, D: diámetro, L: longitud, T_w: temperatura del tubo y T_e: temperatura de entrada, T_s: temperatura de salida.

Se analizo el fluido a la nueva temperatura fílmica, con el coeficiente convectivo:

$$h_i = 0.555\left[\frac{\delta(\delta - \delta_v) g K_f^3}{\mu_f (T_{sat} - T_w)}\left(h_{fg} + \frac{3}{8} C_p (T_{sat} - T_w)\right)\right]^{1/4} \quad \text{Ecuación 20}$$

$$T_f = \frac{T_{sat} - T_w}{2}; \qquad T_w\ (asumido) \quad \text{Ecuación 18}$$

Donde h_i es igual al $h_c$que es el coeficiente de transferencia de calor por condensación. Se calculo la nueva temperatura de pared T_w despejando la siguiente formula:

$$q = h_i * D * L * \pi\left(T_w - \frac{T_e - T_s}{2}\right) \quad \text{Ecuación 19}$$

En donde h_i: coeficiente de transferencia de calor convectivo D: diámetro, L: longitud, T_e: temperatura de entrada y T_s: temperatura de salida.

Para el coeficiente convectivo de transferencia de calor por enfriamiento, se calculó la convección natural en superficies interiores con la siguiente ecuación:

$$T_b = \frac{T_1 - T_2}{2} \quad \text{Ecuación 21}$$

$$T_f = \frac{T_b - T_w}{2} \quad \text{Ecuación 22}$$

En donde T_b: temperatura promedio, T_f: temperatura fílmica del fluido y T_w: temperatura del tubo.

Para el cálculo del número de Grashot que es la ecuación de semejanzas para los procesos de intercambiadores de calor durante la convección natural es la siguiente:

$$G_r = \frac{\delta^2 g\beta(T_w - T_b)Lc^3}{\mu^2}$$ Ecuación 23

En donde δ: densidad del líquido, g: es la gravedad, β es el coeficiente de expansión térmica, T_w: temperatura del tubo, T_b: temperatura promedio, Lc: la longitud vertical y μ: viscosidad cinemática.

$$N_u = 0.36 + \frac{0.518(Ra)^{1/4}}{[1 + (\frac{0.599}{Pr})^{9/16}]^{4/9}}$$ Ecuación 24

$$N_u = \frac{h_e * L_c}{k}$$ Ecuación 25

Para el cálculo de h_o del agua se utilizó las ecuaciones de convección forzada en superficies interiores que son las siguientes:

$$T_f = \frac{T_w + T_b}{2}$$ Ecuación 22

En donde T_w: temperatura del tubo y T_b temperatura promedio.

Para el cálculo de la velocidad utilizó la siguiente ecuación:

$$m = \delta * V * A$$ Ecuación 26

En donde m: flujo masico, δ: densidad del líquido, V: velocidad y A: área.

Para el cálculo de numero de Reynolds que es un grupo adimensional, para tuberías circulares la ecuación es la siguiente:

$$R_e = \frac{\delta * V * D}{\mu}$$ Ecuación 27

En donde δ densidad del líquido, V: velocidad, D: diámetro de la tubería y μ: viscosidad absoluta.

Como el flujo es laminar, se utilizó la siguiente ecuación:

$$N_u = 3.66 + \frac{0.668\,(\frac{d}{L})\,R_e * P_r}{1 + 0.04[(\frac{d}{L})\,R_e * P_r]^{2/3}}$$ Ecuación 28

$$N_u = \frac{h_o * d}{k}$$ Ecuación 29

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor U, se utilizó la ecuación de coeficiente global de transferencia de calor por condensación que es la siguiente:

$$U_c = \frac{h_c * h_o}{h_c + h_o}$$ Ecuación 30

En donde h_c: es el coeficiente de transferencia de calor por condensación y

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor por enfriamiento se utilizó la siguiente ecuación:

$$U_e = \frac{h_e * h_o}{h_e + h_o}$$ Ecuación 31

Para el cálculo del área de transferencia de calor se utilizaron las siguientes expresiones:

La siguiente ecuación nos ayudó a calcular el área de transferencia de calor para condensación:

Ecuación 32

$$A_c = \frac{q_t}{U_c * LMTDc * F}$$

En donde q_t: calor total U_c: coeficiente global de transferencia de calor por condensación, $LMTDc$: diferencia media logarítmica de temperatura para condensación y F=1

Para el cálculo del área de transferencia de calor para enfriamiento se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_e = \frac{q_s}{U_e * LMTDe * F}$$ Ecuación 33

En donde q_s: calor sensible U_e: coeficiente global de transferencia de calor para enfriamiento, $LMTDe$: diferencia media logarítmica de temperatura para enfriamiento y F=1

Para el cálculo del área total, se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_t = A_c + A_e$$ Ecuación 34

En donde A_c : área de transferencia de calor para condensación y A_e : área de transferencia de calor para enfriamiento.

Para el cálculo de la longitud del serpentín del condensador, se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_{calculada} = \pi + D_{ext} * L$$ Ecuación 35

Para el diseño del evaporador se tomó en consideración los siguientes parámetros de diseño:

En el cálculo de calor sensible se usó la ecuación (numero de la ecuación):

$$q_s = m * Cp * \Delta T$$ Ecuación 11

$$m = d * V$$ Ecuación 36

En donde q_s: es la cantidad de calor sensible, m es la masa, Cp: es el calor especifico y ΔT: es la variación de la temperatura, d: densidad de la mezcla y V: volumen del fermento. En cambio, para el cálculo del calor latente se usó la siguiente ecuación:

$$Q = m * h_{fg}$$

Ecuación 37

Para el cálculo de diferencia media logarítmica para el calentamiento de temperatura se utilizó la ecuación (numero de la ecuación):

$$LMTD_C = \frac{\Delta TA - TB}{\ln \frac{\Delta TA}{\Delta TB}}$$

Ecuación 14

En cambio, para el $LMTD_e$ para el enfriamiento se usó la siguiente ecuación:

$$LMTD_e = \frac{\Delta TB - TC}{\ln \frac{\Delta TB}{\Delta TC}}$$

Ecuación 15

Para el cálculo geométrico del volumen de una esfera (evaporador), es el volumen más el 10% de espuma y otros.

En el cálculo del radio de una esfera a partir del volumen, se usó la siguiente ecuación:

$$Volumen = \frac{4}{3} * \pi * r^3$$

Ecuación 38

Se deriva la ecuación para el cálculo del radio, donde quedo la siguiente ecuación:

$$r = \left(\left(\frac{V}{\pi}\right) * \left(\frac{3}{4}\right)\right)^{1/3}$$

Ecuación 39

Para este cálculo se debe tener en consideración los espesores utilizados, los cuales son utilizados de acuerdo con el diámetro del tanque, a continuación, en la Tabla 4-1 se presenta los diámetros nominales en metros y el espesor mínimo que debe tener un tanque.

Tabla 4-1

Espesor mínimo en relación al diámetro

Diámetro nominal (m)	Espesor mínimo (mm)
<15.24	3
15.24-36.576	6.35
35.576-60.96	7.93
>60.96	9.52

Fuente: (Aro, 2011)

Para el cálculo de del área de transferencia se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_{esfera} = 4 * \pi * r^2$$ Ecuación 40

Para el cálculo del costo de las torres se utilizó el método de Peters y Timmerhaus (1980), este método es más exacto para la determinación de costos del equipo.

En la Figura 4-1 se observa la tabla de costos de compra de bandejas en columnas de bandejas. El precio incluye la plataforma de bandeja, tapas de burbujas, elevadores, bajantes y piezas de acero estructural.

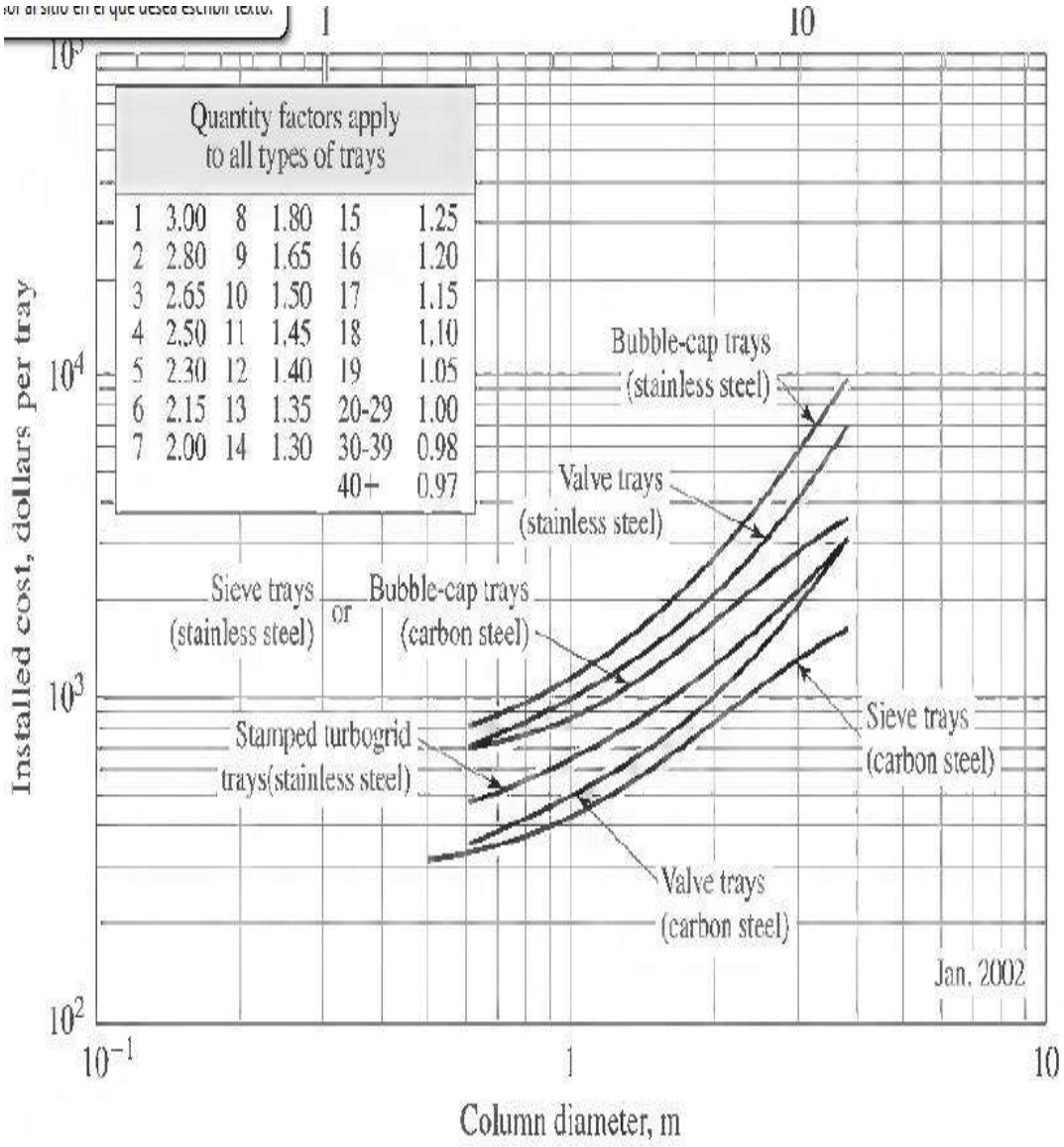


Figura 4-1 *Determinación de costos del método Peters a*nd Timmerhous

Fuente: (Peters & Timmerhaus, 1980)

Se utilizó la curva de bandejas para tamices (acero inoxidable) o bandejas con tapa de burbuja (acero carbono), en donde se obtuvo la siguiente Tabla 4-2:

Tabla 4-2

Diámetros de la columna en relación al costo de instalación por bandeja.

DIÁMETRO DE COLUMNA (M)	DÓLARES DE COSTO INSTALADO POR BANDEJA
0,6	700
0,7	700
0,8	750
0,9	800
1	850
2	1080
3	1190
3,9	1250

Fuente: (Peters & Timmerhaus, 1980)

Realizado por: Elaboración propia

El modelo matemático propuesto se agrupó en dependencia de los cálculos requeridos, es decir, se utilizaron modelos matemáticos para realizar los balances de masa, dimensionamiento de los equipos en la etapa de destilación, en donde consta de evaporador, condensador y torres de destilación, dispuestos en los scripts. También se utilizaron modelos para el cálculo del costo de adquisición de las torres de destilación.

4.2.1 Programación

Una vez analizados y relacionado los variables operacionales se determinó la dinámica de proceso de simulación de los modelos matemáticos de las ecuaciones (1-40), fueron programados utilizando el lenguaje Matlab (R2020), los scripts se muestran el anexo (anexo 1).

4.3 Simulación del proceso para la producción de bioetanol

Para el modelo matemático, se procedió a parametrizar dichos modelos para que, de esta forma, se adapte al proceso de destilación. Con el fin de efectuar los parámetros de diseño óptimos en relación al atributo de calidad (pureza).

4.3.1 Caso de estudio

Una vez ejecutada las múltiples simulaciones para el caso de estudio con los diferentes parámetros operacionales establecidos de pureza, se obtuvo los siguientes resultados con respecto a parámetros de diseño del equipo.

- Parámetro de diseño con respecto al rehervidor

Se observa los datos obtenidos por el proceso de simulación, resaltando la no variabilidad en el parámetro de diseño (área de transferencia de calor) debido al flujo masico establecido, siendo esta la capacidad volumétrica en el fondo del equipo.

En la Figura 4-2 se muestra el área de transferencia de calor en la etapa del rehervidor, con sus respectivas iteraciones, a la vez de lo cual se pretende demostrar sus variaciones en dependencia de las condiciones operacionales.

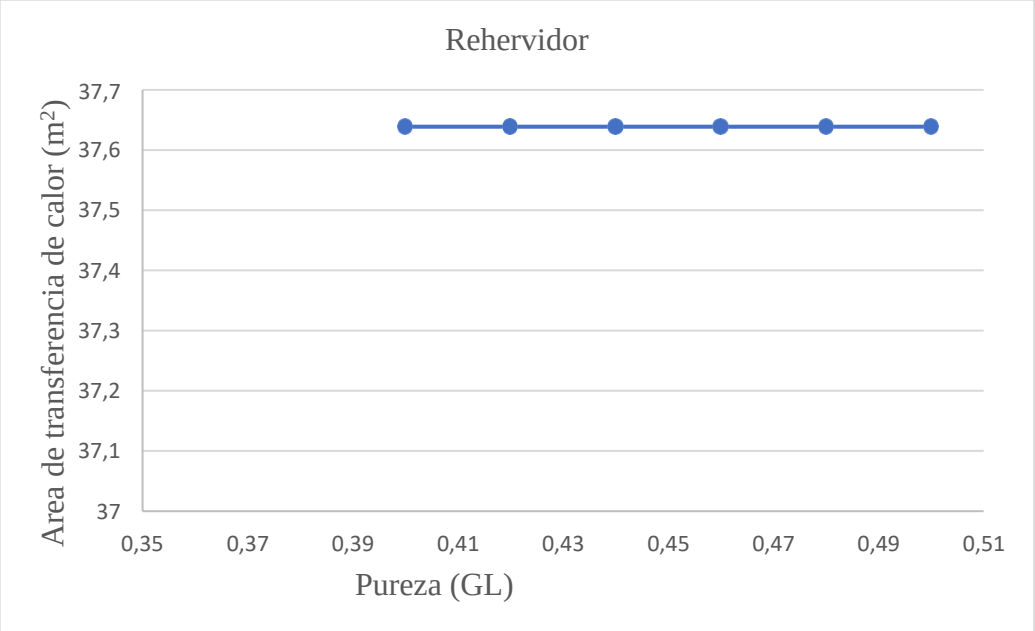


Figura 4-2 *Grafica de los parámetros de diseño en relació*n de la pureza del rehervidor

Fuente: Elaboración propia

-Parámetros de diseño en el condensador

En la Figura 4-3 se muestra la pureza en condiciones diferentes en relación al área de transferencia de calor, en donde a mayor grado de pureza se obtiene una menor área del condensador

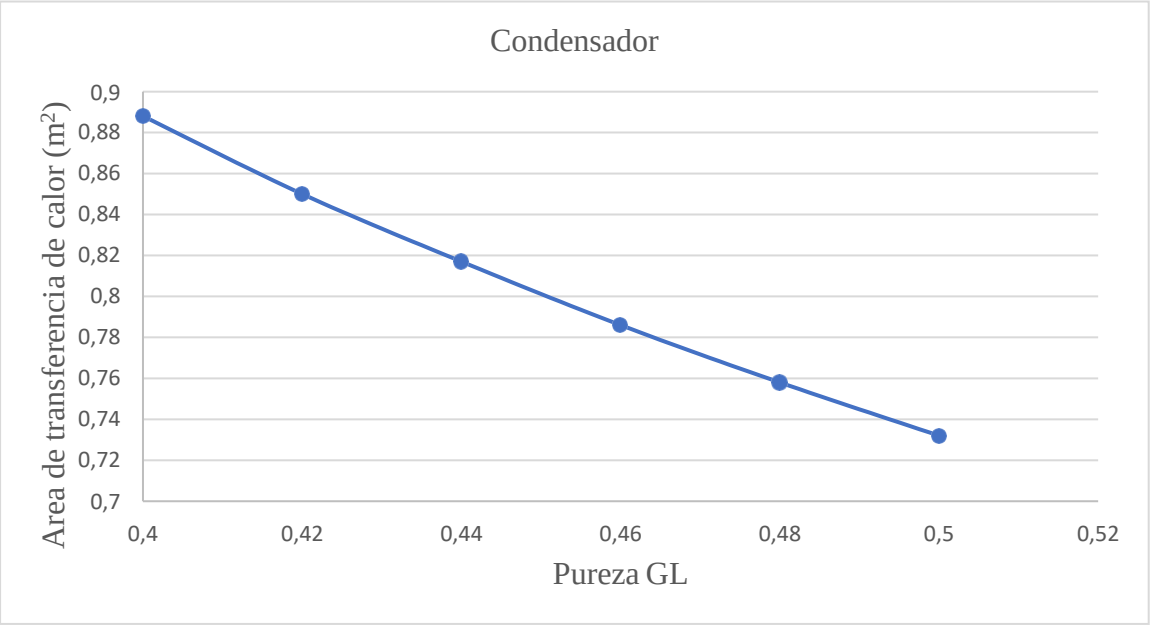


Figura 4-3 *Grafica de los parámetros de diseño en relación de la pureza del condensador*

Fuente: Elaboración propia

-Parámetros de diseño de la torre de destilación

En la Figura 4-4 se observa que en dependencia del parámetro de calidad el número de platos mayor, eso dependencia del número de platos se da la altura. Y a mayor concentración de pureza menor será el diámetro de la torre. El número de platos y el diámetro de la torre si incide en la pureza, al igual que en el condensador

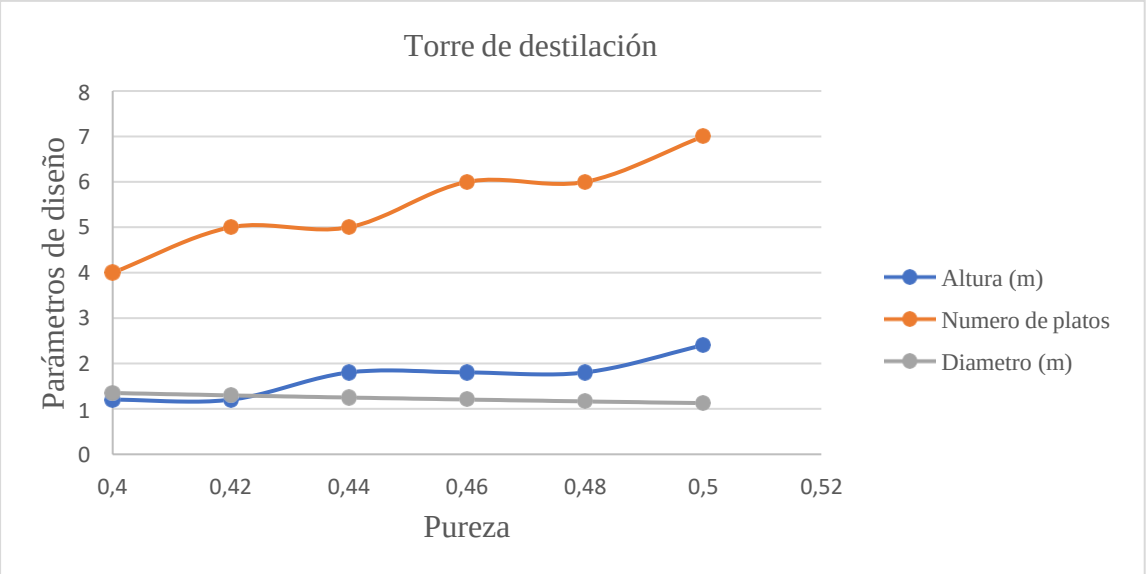


Figura 4-4 *Grafica de los parámetros de diseño en relación* de la pureza de la torre de destilación

Fuente: Elaboración propia

En la Figura 4-5 se observa que al poner en marcha los códigos como respuesta nos arroja la gráfica definida por el método McCabe, representando en la curva de equilibrio térmico con respecto a la línea de 45º y junto a ello interpretando el número de platos para estas condiciones.

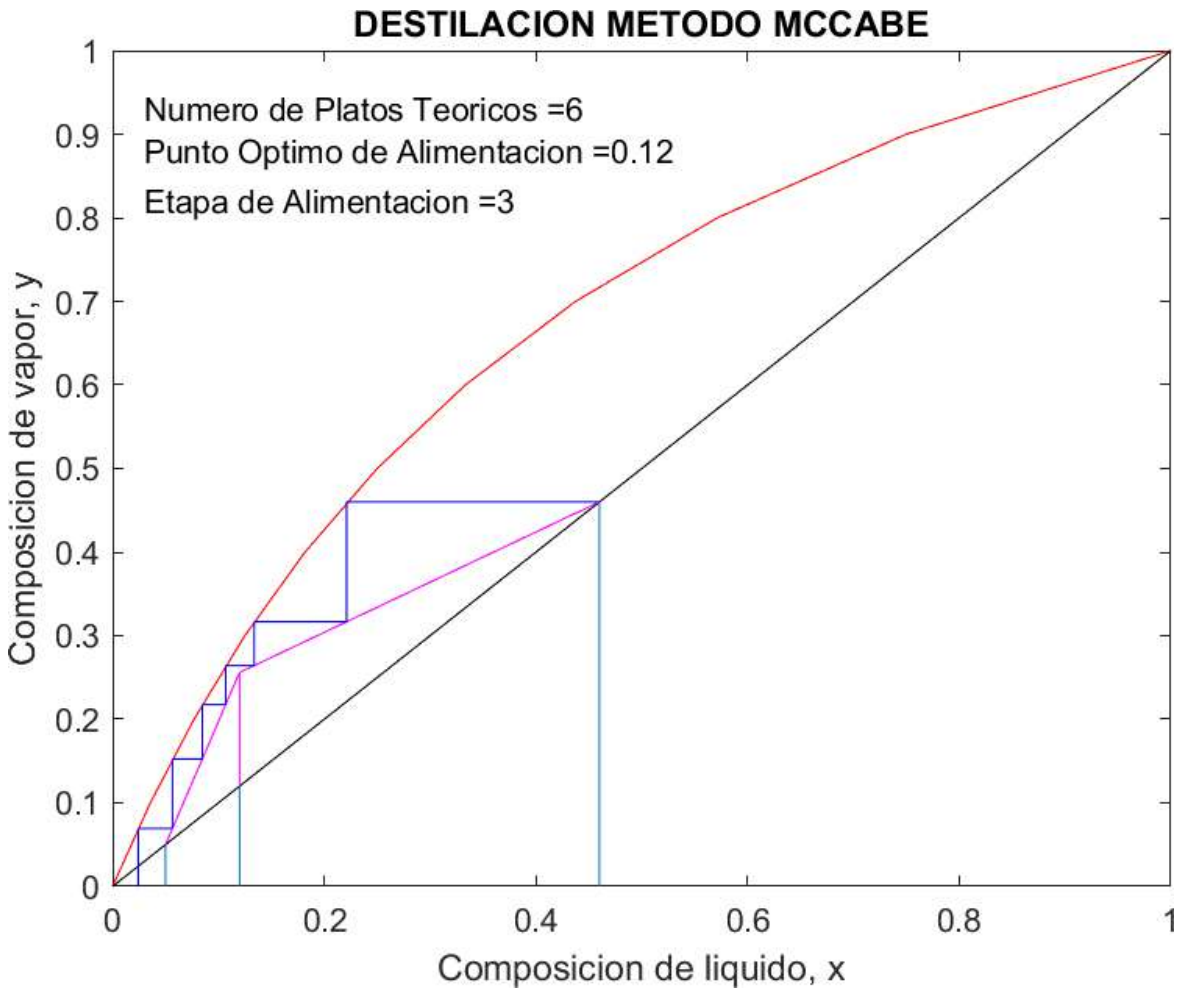


Figura 4-5 *Grafica de destilación según el método de McCabe*

Fuente: Elaboración propia

Conclusiones

-Se definió los parámetros operacionales del proceso artesanal para la obtención del bioetanol en un equipo que trabaja a una presión constante, temperatura constante y concentraciones establecidas según datos bibliográficos. Tomando como parámetros operacionales una cantidad másica de 2000 kg, temperatura de 78ºC en la torre de destilación, concentraciones iniciales del mosto de 12 ºGL de bioetanol y 88 % de agua.

- El modelo matemático implementado para determinar la influencia de la pureza sobre los parámetros de diseño del proceso, permitió predecir el comportamiento de las dimensiones de una torre que podría variar en función de los parámetros operacionales. Este modelo con el cual se va a desarrollar el proceso se encuentra en diferentes scripts enlazados a un script principal que tiene la codificación necesaria para contribuir, determinar y asimilar de manera fácil las respuestas obtenidas.

-Se simuló el modelo matemático para el caso de estudio, permitiéndonos observar y corroborar el cambio que puede ocasionar este atributo de calidad sobre los parámetros de diseño en el proceso de producción de bioetanol. Para estas simulaciones se observó que en el rehervidor la pureza no influyó en el parámetro de diseño, en este caso en el área de transferencia de calor donde según el grado de pureza el área será la misma. Mientras tanto, para el condensador el grado de pureza sí influye en el área de transferencia de calor, dando que a mayor grado de pureza menor área de transferencia. Para el caso de la torre de destilación se vio que a mayor grado de pureza va en aumento el número de platos y por ende aumenta la altura de la torre, en el diámetro de la torre fue el caso contrario a mayor grado de pureza menor será el diámetro de la torre.

Recomendaciones

Se recomienda:

-Mejorar el modelo para permitir una mejor comprensión de los datos obtenidos.

-Experimentar con diferentes valores en los parámetros operacionales (flujo másico y temperatura) para una mayor comprensión de la influencia de la calidad que existe en los parámetros de diseño.

REFERENCIAS

Anónimo. (2015). Tipos de intercambiador de calor http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/imatges/fixe_seccio_contra_cast.jpg

Aro, M. (2011). Espesor mínimo en relación al diámetro nominal. *Biblidigital*. https://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/19165/1/CD-8546.pdf

Bonsfills Pedros, A. (2001). Constribución al estudio de la operacion de destilación discontinua mediante simulación [Tesis Doctoral]. *Departament d'Enginyeria Química*, 20-315. http://hdl.handle.net/2117/93781

Cardona, A., Montoya, M., & Quintero, J. (2004). Selección de tecnologías apropiadas para la producción de etanol carburante. *Revistas Científicas de América Latina*, *1*, 55. https://www.redalyc.org/pdf/2311/231117829008.pdf

Cholota, L., & Mora, O. (2010). *"Diseño, construcción y pruebas de un sistema prototipo para la producción de etanol a partir de papa, zanahoria, remolacha y lacto suero"* ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO]. http://dspace.espoch.edu.ec/handle/123456789/289

Jimenez, A. (2018). Proceso de producción de bioetanol, a partir de la biomasa hidrolizada de la Eichhornia Crassipes con la levadura (Saccharomyces Cerevisiae). *Repositorio Los Libertadores*. http://hdl.handle.net/11371/1790

Mantilla Calero, F., & Rochina, I. (2017). *Caracterización del proceso artesanal de la bebida alcohólica tradicional denominada pájaro azul en el cantón Echeandía - Provincia Bolívar* Universidad Estatal de Bolívar]. http://190.15.128.197/bitstream/123456789/1808/1/TESIS.pdf

Melgar, M., Meneses, A., Orozco, H., Pérez, O., & Espinosa, R. (2014). El Cultivo de la Caña de Azúcar en Guatemala. 416-512. file:///C:/Users/usersss/Downloads/Dialnet-ElCultivoDeLaCanaDeAzucarEnGuatemala-572719.pdf

Melgar, M., Meneses, A., Orozco, H., Pérez, O., & Espinosa, R. (2014). El Cultivo de la Caña de Azúcar en Guatemala. 382-512. file:///C:/Users/usersss/Downloads/Dialnet-ElCultivoDeLaCanaDeAzucarEnGuatemala-572719%20(1).pdf

Mistretta, A. (2012). "Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible". *PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO*, 9-85. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/Txt-3000/UCF3374_01.pdf

Montoya, A. (2012a). "Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible" *PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO* 13-85. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3000/UCF3374_01.pdf

Montoya, A. (2012b). "Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible". *PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO*, 14-85. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-3000/UCF3374_01.pdf

Nguyen Ba, K. (2008). Modelación teórico físico-matemática de la columna de destilación multicomponente. *Repositorio Nínive*. http://ninive.ismm.edu.cu/handle/123456789/1514

Peters, M., & Timmerhaus, K. (1980). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Primera ed., Vol. 1). McGraw-Hill.

Quintero Dallos, V. (2009). Evaluación de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombia *Bioresource Technology*, *83*, 18. http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2009/132446.pdf

Rivera, M., & Almeida, J. (2020). "Propuesta de modificaciones tecnológicas al proceso artesanal de producción de etanol en la destilería "Rivera Revilla Fray Ángel". *Repositorio Digital-Universidad Estatal Amazonica* 39. https://repositorio.uea.edu.ec/handle/123456789/902

APENDICES Y/O ANEXOS

Anexo 1 *Script de la simulación*

Del presente anexo expuesto se viraliza los archivos de código empleados para realizar el proyecto.

Diseño de script.:

Generalidades

Esta codificación pone en marcha la deducción del problema simulando el proceso de destilación a diferentes condiciones de entrada u concentraciones deseadas de bioetanol.

Método

1. Implementar condiciones de entrada para la lectura de datos
2. Cálculo y resolución de problemas. Resolución del sistema de ecuaciones
3. Representación de los resultados iniciales en una gráfica definida por el método de McCabe- Thiele
4. Representación de los resultados en la ventana de comandos de Matlab R2020b

Código

```
clc,clear all,close all
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%VARIABLES OPERACIONALES%%%%%%%%%%%%%%%%
alpha = 3;
q = 1;
xf = 0.12;
xd = 0.46;
xb = 0.05;
R =1.5;
Alim=2000;%Kg/h
TempMostEtan=78;%C
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%Porciento de la ALIMENTACION
xf;
yf=1-xf;
%Porciento del DESTILADO
xd;
yd=1-xd;
%Porciento del RESIDUO "HERVIDOR"
```

```
xb ;
yb=1-xb;
%BALANCE DE MATERIA "CANTIDAD DE PRODUCTO QUE INGRESA Y SE OBTIENE"
%Inicialización y cálculo de la curva de equilibrio
y = 0:0.1:1;
ye = y;
xe = ye./(alpha + (1-alpha)*ye);
xq = ((R+1)*xf + (q-1)*xd)/(R + q);
yq = (R*xf + q*xd)/(R + q);
figure(1)
plot(xe,ye,'r'); hold on, axis([0 1 0 1]);%Curva de equilibrio
set(line([0 1],[0 1]),'Color',[0 0 0]);% la línea de 45 grados
set(line([xd xq],[xd yq]),'Color',[1 0 1]);% Recta de enriquecimiento
set(line([xf xq],[xf yq]),'Color',[1 0 1]);%Recta q
set(line([xb xq],[xb yq]),'Color',[1 0 1]);% Recta de agotamiento
set(line([xd, xd],[0, xd]));%LINEA DE COMPOSICION DE DESTILADO
set(line([xb, xb],[0, xb]));%LIENA DE COMPOSICION FONDOS
set(line([xf, xf],[0, xf]));%LINEA DE COMPOSICION DE ALIMENTACION
%Sección ENRIQUECIMIENTO
i = 1; xop(1) = xd; yop(1) = xd; y = xd;
while (xop(i) > xq)
 xop(i+1) = y./(alpha + (1-alpha)*y);
 yop(i+1)=R*xop(i+1)/(R+1) + xd/(R+1); % rectifying operating line
 y = yop(i+1);
 set(line([xop(i) xop(i+1)],[yop(i) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
 if (xop(i+1) > xq)
 set(line([xop(i+1) xop(i+1)],[yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
 end
 i = i+1;
end
feedn = i-1;
%Sección AGOTAMIENTO
c1 = (yq - xb)/(xq - xb); c2 = (yq - xq)/(xq - xb);
yop(i) = c1*xop(i) - c2*xb; y = yop(i);
set(line([xop(i) xop(i)],[yop(i-1) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
while (xop(i)>xb)
 xop(i+1) = y/(alpha + (1-alpha)*y);
 yop(i+1) = c1*xop(i+1) - c2*xb; y = yop(i+1);
 set(line([xop(i) xop(i+1)],[yop(i) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
 if (xop(i+1) > xb)
 set(line([xop(i+1) xop(i+1)],[yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
```

```
 end
 i=i+1;
end
set(line([xop(i) xop(i)],[yop(i-1) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
hold off, xlabel('x'), ylabel('y'), totaln = i-1;
%PUNTO DE PINCH
xpPINCH=                    ((alpha-1)*(xf+q)-alpha+(((alpha-1)*(xf+q)-
alpha)^2+4*xf*(alpha-1)*q)^0.5)/(2*(alpha-1)*q);
ypPINCH= alpha*xpPINCH/(1+xpPINCH*(alpha-1));
%REFLUJO MINIMO
Rmin = (xd-ypPINCH)/(ypPINCH-xpPINCH);
%RELACION DE EBULLICION MINIMA
Smin = (xpPINCH-xb)/(ypPINCH-xpPINCH);
%RELACION DE REFLUJO ACTUAL
ReflActual=R*Rmin;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%
title('DESTILACION METODO MCCABE');
xlabel('Composición de líquido, x');
ylabel('Composición de vapor, y');
axis square
axis  normal
axis ([0 1 0 1])
text(0.03,0.93,['Numero de Platos Teóricos =', num2str(totaln)]);
text(0.03,0.88,['Punto Óptimo de Alimentación =', num2str(xq)]);
text(0.03,0.82,['Etapa de Alimentación =', num2str(feedn)]);
%Balance de MASA
HResiduo=(Alim*(xf-xd)/(xb-xd));
DDestilado=Alim-HResiduo;
RReflujo=R*DDestilado;
CSalidaTorre=RReflujo+DDestilado;
FlujEntrConde=CSalidaTorre*xf;
fprintf('Con una alimentacion %0.4f kg/h, se obtiene un residuo dé
%0.4f kg/h, un destilado de %0.4f kg/h,\n una corriente que ingresa al
condensador        %0.4f    kg/h    y    un    reflujo    dé    %0.4f
kg/h\n',Alim,HResiduo,DDestilado,CSalidaTorre,RReflujo);
fprintf('Etapa de alimentación en %0.4f \n', feedn);
fprintf('Numero de platos es dé %0.4f \n', totaln)
fprintf('El reflujo mínimo es de %0.4f \n',Rmin)
fprintf('Relación de ebullición mínima es de %0.4f \n',Smin)
fprintf('Relación de reflujo actual es de %0.4f \n',ReflActual)
```

```
%%%%%%%%%%SECCION DE DETERMINACIÓN DE DENSIDADES%%%%%%%%%%
```

```
%%%
```

```
qL=FlujoMasi*EntalVapEtan;
fprintf('El calor latente %.3f KJ/h\n',qL)
%Calor sensible
Temp1qs=85;%C
Temp2qs=30;%C
Cpqs=1.67;%KJ/kg*C
qs=FlujoMasi*Cpqs*(Temp1qs-Temp2qs);
fprintf('El calor sensible %.3f KJ/h\n',qs)
%qTOTAL
kcal1=4.184;%KJ
qt=qL+qs;%KJ/h
qtConv=qt/kcal1;
fprintf('El calor TOTAL %.3f KJ/h\n',qtConv)
%Cálculo del caudal másico de agua requerido
CpAgua=4.186;
Temp1CuadMas=15;%C
Temp2CuadMas=30;%C
MAgua=qt/((CpAgua*(Temp2CuadMas-Temp1CuadMas)));
fprintf('M(Agua) es %.3f KJ/h\n',MAgua)
%Asumimos un tubo de cobre de 1/2 pugada
DExte=15.87;%mm
DExtem=DExte/1000;%m
AoExte=0.000188;%m2
DInt=13.84;%mm
DIntm=DInt/1000;%m
AInt=13.84;%mm
LAsum=2;%m
%Variación de temperatura del condesador
%AGUA
TempEnt1FluiFrio=15;%C
TempEnt2FluiFrio=30;%C
%VAPOR
TempEnt1FluiCali=78.5;%C
TempEnt2FluiCali=30;%C
TempX=TempEnt2FluiFrio-(qL/(CpAgua*MAgua));
fprintf('Temperatura X es %.3f C\n',TempX);
%Cálculo de LMTD para condensación
LMTDc1=((TempEnt1FluiCali-TempEnt2FluiCali)-(TempEnt1FluiCali-
TempX));
LMTDc2=log((TempEnt1FluiCali-TempEnt2FluiCali)/(TempEnt1FluiCali-
TempX));
```

```
LMTDc=LMTDc1/LMTDc2;
fprintf('La diferencia de temp. Media logarítmica para la condensación es %.3f C\n',LMTDc)
%Cálculo de LMTD para enfriamiento
LMTDe1=(TempEnt1FluiCali-TempX)-(TempEnt2FluiFrio-TempEnt1FluiFrio);
LMTDe2=(log((TempEnt1FluiCali-TempX)/(TempEnt2FluiFrio-
TempEnt1FluiFrio)));
LMTDe=LMTDe1/LMTDe2;
fprintf('La diferencia de temp. Media logarítmica para el enfriamiento es %.3f C\n',LMTDe)
%Cálculo de los coeficientes convectivos
Tw=78.1;%C
Tf=(TempEnt1FluiCali+Tw)/2;
fprintf('La temperatura f es %.3f C\n',Tf)
%Propiedades del agua a temp. De 78,3
DensiS=971.95;%Kg/m3
DensiVap=1.59;%Kg/m3
Kf=0.671;%w/MC
CpPro=0.00419;%COLOQUE LA UNIDAD DE TRABAJO
Uf=0.000359;%Kg/m*s
hfg=2257000;%COLOQUE LA UNIDAD DE TRABAJO
Grav=9.8;%
Hi=0.555*((((DensiS*(DensiS-
DensiVap)*Grav*(Kf^3))/((Uf*(TempEnt1FluiCali-
Tw)))))*((hfg+(3/8)*CpPro*(TempEnt1FluiCali-Tw))))^(1/4)
fprintf('Hi %.3f W/m2C\n',Hi)
%Cálculo de la temperatura real de la pared del condensador
TempRealParCond=qt*0.2777777778;
fprintf('Calor disipado para la condensación %.3f W\n',TempRealParCond)
TwParCond=(TempRealParCond+(Hi*DIntm*LAsum*pi*((Temp1qs+Temp2qs)/2)))
/(Hi*DIntm*LAsum*pi);
fprintf('Temperatura Tw en el calor disipado para la condensación %.3f C\n',TwParCond)
TfParCond=(TempEnt1FluiCali+TwParCond)/2;
fprintf('Temperatura Tf en el calor disipado para la condensación %.3f C\n',TfParCond)
%Se debe analizar el fluido a la nueva temperatura fílmica, con lo que el Coeficiente convectivo hi es:
DensiSparFil=975.5;%kg/m3
KfTempFil=0.662;%W/mc
```

```
CpTempFil=0.004184;%UNIDADES%%%
```

```
TbHo=(TempEnt1FluiFrio+TempEnt2FluiFrio)/2;
fprintf('Temperatura de la convección natural en superficies interiores
%0.3f C \n',TbHo);
TfHo=(TwParCond+TbHo)/2;
fprintf('Temperatura de la convección forzada en superficies interiores
%0.3f C \n',TfHo);
%Propiedades del agua a temperatura de 40°C
DensiAgua40=991.8;%Kg/m3
PrAgua40=4.3;
KfAgua40=0.634;%Kg/mC
CpAgua40=4.17;%Kg/KgC
UfAgua40=0.000644;%Kg/ms
KAgua40=12;
%Asumimos que el serpentín estará en un recipiente cilindrico de 30 cm
de diámetro, que nos da un area de 0,07068m2
FluMas2=DDestilado;%
V=FluMas2/(DensiAgua40*0.07068);
Vseg=V/3600;
fprintf('La velocidad del flujo en el serpentín %0.3f m/s \n',Vseg);
Re=(DensiAgua40*Vseg*0.3)/UfAgua40;
fprintf('El número de Reynolds  %0.3f  \n',Re);
%Como el flujo es laminar, se utiliza la siguiente ecuación
NuFluLam=3.66+((0.0668*(0.3/0.5)*Re*PrAgua40)/(1+(0.04*((0.3/0.5)*Re*
PrAgua40)^(2/3))));
fprintf('El número de Nusselt %0.3f \n',NuFluLam);
HoFluLam=(NuFluLam*KAgua40)/0.3;
fprintf('El  coeficeinte  global  del  condensador  %0.3f  W/m2C
\n',HoFluLam);
%Cálculo del coeficiente de transferencia de calor U.
%Coeficiente global de la transferencia de calor por condensación.
Uc=(HiTempFil*HoFluLam)/(HiTempFil+HoFluLam);%w/m2C
UcConv=Uc*3.6;%Kj/m2hC
fprintf('El coeficiente global de transferencia de calor por
condensación  %0.3f Kj/m2hC \n',UcConv);
%Coeficeinte global de tranferencia de calor por enfriamiento
Ue=(He*HoFluLam)/(He+HoFluLam);%W/m2C
UeConv=Ue*3.6;%Kj/m2hC
fprintf('El coeficiente global de transferencia de calor por
enfriamiento  %0.3f Kj/m2hC \n',UeConv);
%Area de Transferencia de calor
%Area de transferencia de calor para condensación
```

```
Ac=(qL)/(UcConv*LMTDc*1);%m2
fprintf('El area de transferencia de calor para condensación  %0.3f m2
\n',Ac);
%Area de transferencia de calor para enfriamiento
Ae=(qs)/(UeConv*LMTDe*1);
fprintf('El area de transferencia de calor para enfriamiento  %0.3f m2
\n',Ae);
%AREA TOTAL
AreTot=Ac+Ae;%m2
fprintf('El area total del condensador es  %0.3f m2 \n',AreTot);
%Cálculo de la longitud del serpentín del condensador
LongSerp=AreTot/(DExtem*pi);
fprintf('La longitud del serpentín del condensador es  %0.3f m
\n',LongSerp);
%Porcentaje de longitud de condensación
PorcLongConde=((Ac)/(AreTot+Ae))*100;
fprintf('El porcentaje de la longitud del condesador es  %0.3f
\n',PorcLongConde);
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
VoluFerm=Alim;%L
VoluEva=VoluFerm*0.001;%m3
fprintf('El volumen de la esfera es  %0.3f kg\n',VoluFerm);
%Cálculo del volumen de una esfera
%vulmen más el 10% de espuma y otros
V=VoluEva+(VoluEva*0.1);
fprintf('El volumen de la esfera es  %0.3f m3\n',V);
%Cálculo del radio de una esfera a partir de del volumen
R1=((V*pi)*(3/4))^(1/3);
fprintf('El radio interior de la esfera es %0.3f m\n',R1);
R2=R1+0.003;
fprintf('El radio exterior de la esfera es  %0.3f m\n',R2);
%Calculo del área de Transferencia
AreaTrans=4*pi*(R1^2);
fprintf('El área de transferencia de la esfera es  %0.3f
m2\n',AreaTrans);
```

Anexos 2 *Resultados de los scripts del caso expuestos por las variables de operación*

Datos de respuesta a las diferentes operaciones utilizadas.

Datos del balance de materia

- Con una alimentación 2000.0000 kg/h, se obtiene un residuo de 1658.5366 kg/h, un destilado de 341.4634 kg/h, una corriente que ingresa al condensador 853.6585 kg/h y un reflujo de 512.1951 kg/h

Datos necesarios para la implementación del método McCAbe

- Etapa de alimentación en 3.0000 kg/h
- Numero de platos es de 6.0000 U
- El reflujo mínimo es de 0.9962 kg/h
- Relación de ebullición mínima es de 0.4110
- Relación de reflujo actual es de 1.4943

Datos de densidades a las condiciones de temperatura inicial y temperatura de ebullición

- Densidad del etanol en estado líquido 737.459 Kg/m^3
- Densidad del etanol en estado de vapor 1.597 Kg/ m^3
- Densidad del agua en estado líquido 972.758 Kg/ m^3
- Densidad del agua en estado de vapor0.589 Kg/ m^3
- Densidad de la mezcla vapor 1.005 m^3
- Densidad de la mezcla liquida 944.522 Kg/ m^3

Datos para el dimensionamiento de la torre

- Relación de caudales a partir de las densidades y caudales másicos 0.0131
- El factor de capacidad es 1.018 m/s
- La velocidad de operación es 0.814 m/s
- El diámetro de la torre es 1.215 m
- La altura de la torre es 1.800 m

Datos del costo de la torre

- El costo de adquisición de la torre de destilación es 1117.962 $

Datos necesarios para el dimensionamiento del condensador

- El calor latente 86151.220 kJ/h
- El calor sensible 9409.024 kJ/h
- El calor TOTAL 22839.446 kJ/h
- M(Agua) es 1521.902 kJ/h
- Temperatura X es 16.477ºC
- La diferencia de temperatura. Media logarítmica para la condensación es 54.985ºC
- La diferencia de temperatura. Media logarítmica para el enfriamiento es 33.128ºC
- La temperatura f es 78.300ºC
- Calor disipado para la condensación 26544.512 W
- Temperatura Tw en el calor disipado para la condensación 95.500ºC
- Temperatura Tf en el calor disipado para la condensación 87.000ºC
- El coeficiente de transferencia de calor por condensación 2121.563 W/m^{2}ºC
- La nueva temperatura de la pared tw 129.440ºC
- El coeficiente convectivo de transferencia de calor por enfriamiento Tb 54.250ºC
- El coeficiente convectivo de transferencia de calor por enfriamiento Tf 91.845ºC
- Temperatura de la convección natural en superficies interiores 22.500 C
- Temperatura de la convección forzada en superficies interiores 59.000 C
- La velocidad del flujo en el serpentín 0.001 m/s
- El número de Reynolds 625.145
- El número de Nusselt 20.232
- El coeficiente global del condensador 809.289 W/m^{2}C
- El coeficiente global de transferencia de calor por condensación 2385.563 kJ/m^{2}hºC
- El coeficiente global de transferencia de calor por enfriamiento 1941.120 kJ/ m^{2}hºC
- El área de transferencia de calor para condensación 0.640 m^{2}
- El área de transferencia de calor para enfriamiento 0.146 m^{2}
- El área total del condensador es 0.786 m^{2}
- La longitud del serpentín del condensador es 15.770 m
- El porcentaje de la longitud del condensador es 69.126 %

Datos del dimensionamiento del hervidor

- El volumen de la esfera es 2000.000 kg
- El volumen de la esfera es 2.200 m^{3}
- El radio interior de la esfera es 1.731 m
- El radio exterior de la esfera es 1.734 m

- El área de transferencia de la esfera es 37.639 m^2

Anexos 3 *Parámetros de diseño del equipo en relación de los parámetros operacionales*

En la Tabla 4-3 se observa los resultados obtenidos en al momento de aplicar los diferentes parámetros operacionales que se estableció en los scripts (Anexos 1).

En donde se visualiza una diferencia de variaciones en la torre de destilación y en el condensador, en cambio para el rehervidor no se obtiene una variación aplicando estos parámetros de operación.

Tabla 4-3

Parámetros de diseño en relación de los parámetros operacionales

			Parámetros de diseño					
			Rehervidor	**Torre de destilación**			**Condensador**	
Pureza (xD)	**Flujo (kg/h)**	**Temperatura en la torre de destilación ºC**	**Área de transferencia de calor (m2)**	**Altura (m)**	**Numero de platos (U)**	**Diámetro (m)**	**Área de Transferencia (m^2)**	**Longitud del serpentín (m)**
0,4	2000	78	37,639	1,2	4	1,35	0,888	17,803
0,42	2000	78	37,639	1,2	5	1,298	0,85	17,059
0,44	2000	78	37,639	1,8	5	1,25	0,817	16,384
0,46	2000	78	37,639	1,8	6	1,206	0,786	15,77
0,48	2000	78	37,639	1,8	6	1,165	0,758	15,207
0,5	2000	78	37,639	2,4	7	1,127	0,732	14,69