

**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**

**Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas**

Evaluación de un sistema de enfriamiento mediante la simulación del  
proceso de producción de alcohol etílico

**PROYECTO INTEGRADOR**

Previo a la obtención del Título de:

**Ingeniería Química**

Presentado por:

Génesis Valentina Amador Córdova

José Enrique Arias Mosquera

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2022

# DEDICATORIA

Este trabajo va dedicado a nuestros queridos padres. Es por ustedes y sus grandes sacrificios que hemos llegado hasta este momento. A nuestros queridos hermanos y mascotas, los queremos mucho. A nuestras queridas familias, gracias por todo su apoyo

A nuestras abuelitas en el cielo, lo logramos, y a las que están junto a nosotros, las amamos mucho.

A nuestros profesores a lo largo de la carrera, gracias por transmitirnos todo su conocimiento.

Y por último a nuestros grandes compañeros de carrera, que las risas nunca falten cada vez que nos encontremos y sigamos creciendo todos juntos.

# AGRADECIMIENTOS

Queremos agradecer a nuestros tutores, PhD. Christopher Varela y a MSc. Andrea Barcia que nos dieron su apoyo y consejos semana a semana para el desarrollo de este proyecto integrador, por sacar lo mejor de nosotros durante estos meses.

También al MSc. Wilfrido Quiñónez y al Ing. Ángel Parrales, gracias a su apoyo, supervisión y colaboración durante las visitas a la planta. Sin ellos no hubiese sido posible obtener toda la información necesaria para este trabajo.

Finalmente, queremos agradecer a todos nuestros amigos y familiares que nos han apoyado durante las etapas difíciles que hemos tenido a lo largo del desarrollo del proyecto.

# DECLARACIÓN EXPRESA

“Los derechos de titularidad y explotación, me(nos) corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; Génesis Valentina Amador Córdova y José Enrique Arias Mosquera damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual”



**Génesis Valentina  
Amador Córdova**



**José Enrique  
Arias Mosquera**

# EVALUADORES

CHRISTOPHE R OSWALDO VARELA BARRENO Digitally signed by CHRISTOPHER OSWALDO VARELA BARRENO Date: 2022.09.05 10:56:22 -05'00'

**MSc. Nadia Flores**  
**PROFESOR DE LA MATERIA**

**PhD. Christopher Varela**  
**PROFESOR TUTOR**



**MSc. Andrea Barcia**  
**PROFESOR COTUTOR**

# RESUMEN

Una planta productora de alcohol etílico consta de cuatro columnas de destilación en su proceso, denominadas destrozadora, hidroselectora, rectificadora y desmetilizadora. En esta última columna, existe un problema con el sistema de enfriamiento del reflujo, ya que la temperatura de salida de los intercambiadores de calor es muy elevada, por encima de los 50°C, ocasionando que no todo el alcohol se condense y, por lo tanto, que la planta no produzca el etanol deseado.

El objetivo de esta investigación es determinar cuál es la causa raíz de la falla con el sistema de enfriamiento utilizando una metodología de identificación de problemas llamada "Troubleshooting" (Turton, 2009) y proponer una solución. Se realizó una simulación del proceso base de la producción de alcohol etílico, para después realizar diferentes análisis de sensibilidad que ayuden a determinar la causa raíz del problema con el sistema de enfriamiento.

Los resultados demostraron que la causa raíz de este problema fue la falta de área de transferencia en los condensadores. Se demostró que, para tener una temperatura estable de 35°C, se necesita un total de 120m<sup>2</sup>. Por lo tanto, se propuso que es necesario agregar otro condensador con un área de transferencia de calor de 60m<sup>2</sup> en el sistema de enfriamiento.

Por último, se realizó un análisis de costos, en donde se determinó que el precio de este intercambiador sería de aproximadamente 295.865\$, lo cual resultaría económicamente viable para la empresa ya que de esta manera podrán producir 70000 L/d, en comparación a los 56000 L/d que producen actualmente.

**Palabras claves:** Identificación de problema, sistema de enfriamiento, condensador, coeficiente global de transferencia de calor, área de transferencia, análisis de sensibilidad, costos capitales.

# ABSTRACT

An ethyl alcohol production plant has four distillation columns in its process: the shredder, hydroselector, rectifier and demethylizer. In this last column, there is a problem with the reflux cooling system, since the outlet temperature of the heat exchangers is very high, above 50°C, causing that not all the alcohol is condensed and, therefore, that the plant does not produce the desired ethanol.

The goal of this research is to determine the root cause of the failure with the cooling system using a troubleshooting methodology (Turton, 2009). A simulation of the base process of ethyl alcohol production was carried out, and then different sensitivity analyses were performed to help determine the root cause of the problem with the cooling system.

The results showed that the root cause of this problem was the lack of transfer area in the condensers. It was shown that, in order to have a stable temperature of 35°C, a total of 120m<sup>2</sup> is needed. Therefore, it was proposed that it is necessary to add another condenser with a transfer area of 60m<sup>2</sup> in the cooling system.

Finally, a cost analysis was carried out, where it was determined that the price of this exchanger would be approximately \$295,865, which would be economically viable for the company since in this way they will be able to produce 70000 L/d, compared to the 56000 L/d that they currently produce.

Key words: Problem identification, cooling system, condenser, overall heat transfer coefficient, transfer area, sensitivity analysis, capital costs.

# CONTENIDO

DEDICATORIA .....	II
AGRADECIMIENTOS.....	III
DECLARACIÓN EXPRESA .....	IV
EVALUADORES.....	V
RESUMEN .....	VI
ABSTRACT .....	VII
CONTENIDO .....	VIII
ABREVIATURAS.....	X
SIMBOLOGÍAS.....	XI
Índice de tablas .....	XII
Índice de figuras .....	XIII
CAPÍTULO 1.....	1
1.1    Introducción .....	1
1.1.1    Descripción del problema.....	1
1.2    Justificación del problema.....	2
1.3    Objetivos .....	3
1.3.1    Objetivo General .....	3
1.3.2    Objetivos Específicos .....	3
1.4    Marco teórico.....	3
1.4.1    Destilación .....	3
1.4.2    Alcohol etílico y caña de azúcar .....	6
1.4.3    Normativa INEN 375.....	6
1.4.4    Etapas en la producción de alcohol etílico .....	7
1.4.5    Sistema de enfriamiento .....	8
1.4.6    Incrustaciones en intercambiadores de calor .....	9
1.4.7    Análisis de costos.....	9
CAPÍTULO 2.....	10
2.    Metodología .....	10
2.1    Estudio del proceso .....	10
2.2    Metodología de identificación de problemas .....	12
2.3    Recolección de datos.....	13
2.3.1    Datos generales.....	13

2.3.2	Dimensiones de los condensadores .....	14
2.4	Simulación del proceso.....	15
2.4.1	Método termodinámico .....	15
2.4.2	Simulación de los condensadores .....	16
2.4.3	Simulación de la columna desmetilizadora .....	17
2.4.4	Análisis de sensibilidad.....	19
2.5	Análisis de costos .....	21
CAPÍTULO 3.....		22
3.	resultados y Análisis .....	22
3.1	Áreas de transferencia de calor.....	22
3.2	Coeficiente global de transferencia de calor.....	22
3.3	Simulación de caso base.....	23
3.4	Análisis de sensibilidad.....	24
3.4.1	Composición metanol.....	24
3.4.2	Temperatura del agua de enfriamiento .....	25
3.4.3	Flujo de agua .....	26
3.4.4	Área de transferencia .....	27
3.5	Propuesta de solución .....	28
3.5.1	Adición de nuevo condensador al proceso .....	28
3.5.2	Análisis de incrustaciones con la solución propuesta .....	30
3.5.3	Dimensiones .....	32
3.6	Análisis de costos .....	33
CAPÍTULO 4.....		35
4.	Conclusiones Y Recomendaciones .....	35
4.1	Conclusiones.....	35
4.2	Recomendaciones .....	36
4.3	Bibliografía.....	38

# ABREVIATURAS

ESPOL	Escuela Politécnica Superior del Litoral
LMTD	Temperatura media logarítmica
U	Coefficiente total de transferencia de calor
mg/L	Miligramo por litro
ppm	Parte por millón
v/v	Porcentaje volumétrico
mmHg	Milímetros de mercurio
°C	Grado centígrado
L/h	Litros por hora
L/d	Litros por día
m <sup>3</sup> /h	Metros cúbicos por hora
kg/h	Kilogramos por hora
kW/m <sup>2</sup> *K	Kilowatts sobre metros cuadrados Kelvin
INEN	Instituto Ecuatoriano de Normalización
C-512	Columna Destrozadora
C-536	Columna Hidroselectora
C-540	Columna Rectificadora
C-550	Columna Desmetilizadora
E-550	Rehervidor de la columna desmetilizadora
E-555	Primer condensador del reflujo de la columna desmetilizadora
E-556	Segundo condensador del reflujo de la columna desmetilizadora
DR-50	Tanque de almacenamiento del condensado de alcohol
NC-55X	Nuevo condensador en el proceso

# SIMBOLOGÍAS

CH <sub>3</sub> OH	Metanol
C <sub>B</sub>	Costo base del equipo con capacidad Q <sub>B</sub>
C <sub>E</sub>	Costo del equipo con capacidad Q
M	Constante dependiendo del tipo de equipos
I	Índice de inflación del año en el que se comprará el equipo
I <sub>B</sub>	Índice de inflación del año del equipo con costo C <sub>B</sub>
C <sub>F</sub>	Costo total del equipo con capacidad Q considerando todos los factores
N	Número de tubos del intercambiador de calor
d	Diámetro del tubo
l	Longitud del intercambiador de calor
m	Flujo másico
C <sub>p</sub>	Calor específico
ΔT	Diferencia de temperatura de salida y entrada
T <sub>h,in</sub>	Temperatura de entrada de la corriente caliente
T <sub>c,in</sub>	Temperatura de entrada de la corriente fría
T <sub>h,out</sub>	Temperatura de salida de la corriente caliente
T <sub>c,out</sub>	Temperatura de salida de la corriente fría
R <sub>f</sub>	Factor de incrustación
D <sub>0</sub>	Diámetro externo
D <sub>i</sub>	Diámetro interno
A <sub>s</sub>	Área superficial
h	Coefficiente de transferencia por convección
k	Conductividad térmica

# ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Requisitos físicos y químicos para el alcohol etílico de origen agrícola (INEN, 2018) .....	6
Tabla 2.1 Datos recopilados en la empresa cliente. Elaborado por: Amador & Arias (2022) .....	13
Tabla 2.2 Especificaciones agregadas a la columna de destilación en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias.....	18
Tabla 2.3 Especificaciones agregadas al flujo de entrada de alcohol en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias.....	18
Tabla 2.4 Especificaciones agregadas al condensador E-555 en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias.....	19
Tabla 2.5 Factores típicos de costo de capital basados en los costos de los equipos entregados. (Mc Cabe et al., 2007) .....	21
Tabla 3.1 Áreas de transferencia de los condensadores E-555 y E-556. Elaborado por: Amador & Arias (2022) .....	22
Tabla 3.2 Resultados de cálculos previos a simulación. Elaborado por: Amador & Arias .....	23
Tabla 3.3 Resultados de la simulación base del proceso de producción de alcohol etílico en la empresa cliente. Elaborado por: Amador & Arias .....	24
Tabla 3.4 Dimensiones del intercambiador de calor propuesto. Elaborado por: Amador & Arias .....	32
Tabla 3.5 Caudal de agua de enfriamiento para los condensadores de la planta. Elaborado por: Amador & Arias .....	33
Tabla 3.6 Costo capital total del nuevo condensador para la planta de alcohol etílico. Elaborado por: Amador & Arias.....	34

# Índice de figuras

Figura 1.1 Diagrama de proceso de destilación. ....	4
Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de etanol.....	8
Figura 2.1 Diagrama de bloques de la columna desmetilizadora .....	10
Figura 2.2 Medición de las dimensiones de condensadores .....	15
Figura 2.3 Diagrama de simulación de los condensadores con fallas en Aspen Plus V12.1 .....	16
Figura 2.4 Diagrama de simulación del condensador simplificado en Aspen Plus V12.1 .....	17
Figura 2.5 Diagrama de simulación de la columna desmetilizadora en Aspen Plus V12.1 .....	19
Figura 3.1 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs flujo de metanol. Elaborado por: Amador & Arias .....	25
Figura 3.2 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs temperatura de entrada de agua. Elaborado por: Amador & Arias .....	26
Figura 3.3 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs flujo de agua de enfriamiento. Elaborado por: Amador & Arias .....	27
Figura 3.4 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs área de transferencia de condensadores. Elaborado por: Amador & Arias.....	28
Figura 3.5 Diagrama de bloques de la columna desmetilizadora con el nuevo intercambiador. Elaborado por: Amador & Arias .....	29
Figura 3.6 Posición de donde iría el nuevo condensador en la planta. ....	30
Figura 3.7 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs coeficiente de transferencia de calor con nueva área de transferencia. Elaborado por: Amador & Arias .....	31

# CAPÍTULO 1

## 1.1 Introducción

### 1.1.1 Descripción del problema

En las columnas de destilación se requiere controlar diversas variables para poder maximizar su rendimiento, tales como la relación de reflujo, la cual indica la relación entre el líquido que retorna a la columna y el que se extrae como destilado (McCabe et al., 2007) . En muchos procesos, la relación de reflujo no es la óptima, por lo cual, se debe hacer un rediseño para así poder tener la mejor separación posible y obtener la mayor ganancia económica posible.

En el caso de estudio, una empresa productora de alcohol etílico tiene cuatro columnas de destilación para la producción de etanol. La primera columna es la destrozadora, la segunda es la hidroselectora, la tercera es la rectificadora y la última de todas es la desmetilizadora, la cual es utilizada para eliminar trazas de metanol en la mezcla y así obtener etanol con una concentración de 96°GL. El cliente ha establecido en base a datos que el sistema de enfriamiento en la última columna no es el adecuado, por lo cual, el metanol, que debería salir a una temperatura entre 28 y 32°C, sale a temperaturas mayores a 50°C.

Al tener esta temperatura tan elevada, parte del alcohol se evapora, ocasionando que no haya suficiente reflujo en la columna desmetilizadora. El reflujo insuficiente causa que se pierda vacío en la columna de destilación, por lo cual la temperatura de ebullición del etanol aumenta y se necesita agregar más vapor a las columnas, lo cual es un gasto energético considerable. Además, al agregar más vapor, las columnas se pueden presurizar más allá del límite permitido, lo que puede provocar paradas por mantenimiento no planificadas. Por otra parte, la empresa cliente debe disminuir la alimentación para reducir la temperatura de salida. Este problema ocasiona pérdidas de alcohol etílico para la empresa, lo cual se traduce en pérdidas económicas.

Se tienen ciertas restricciones que dificultan resolver la problemática planteada, una de ellas es el factor del tiempo, ya que solo se tienen aproximadamente 3 meses y medio para ser completado. Por otra parte, la ubicación de la planta está a alrededor de una hora y treinta minutos de la ciudad de Guayaquil, por lo que se dificulta el transporte constante hacia la empresa debido a la gasolina utilizada y la disponibilidad. Entre otras restricciones se encuentra la agenda muy ocupada que tienen los encargados del proceso, lo que ocasiona que no tengan tanto tiempo disponible para el proyecto.

## **1.2 Justificación del problema**

La empresa cliente, localizada en el cantón Marcelino Maridueña, posee un proceso de destilación conformada por cuatro torres: destrozadora, hidroselectora, rectificadora y desmetilizadora; en esta última etapa, se tiene un sistema de enfriamiento compuesta por bombas, intercambiadores de calor y condensadores. El problema radica en las temperaturas de los condensadores al momento de tratar el etanol para su reflujo, siendo la deseada 28-32°C, se obtiene una temperatura mayor a 50°C. En consecuencia, se evapora gran parte del alcohol, impidiendo su regreso a la torre desmetilizadora, lo que causa pérdidas de vacío, paradas por mantenimiento no planificadas y producción menor a la esperada.

Es importante que se solucione este problema ya que la empresa tiene una planta capacitada para producir 70000 L/día, sin embargo, actualmente solo están produciendo 56000 L/día. Es decir, podrían vender un 25% extra de alcohol etílico en comparación a lo que se vende actualmente. Además, la empresa está siempre buscando la mejora continua e innovación en sus procesos para así poder seguir creciendo en la industria de alcoholes y ser un referente a nivel nacional.

Es conveniente realizar una investigación previa antes de solucionar el problema. Al analizar el proceso mediante simulación se puede determinar la causa que genera el problema de temperatura en los condensadores sin la necesidad de realizar grandes gastos de dinero. Además, al realizar un análisis de costos se conocerá que tan factible es ejecutar el proyecto.

Por otra parte, mediante la mejora del sistema de enfriamiento, la empresa reduciría el consumo de vapor en el proceso. Este aspecto les ahorraría dinero y, a la vez, garantizaría una producción más sostenible con el medio ambiente. Además, se evitarían paradas por mantenimiento no planificadas y pérdidas de alcohol etílico, lo cual se traduce en ganancias económicas.

Por último, realizar este proyecto es una oportunidad de ampliar el conocimiento y experiencia de los investigadores, además, de poder ayudar a cumplir los objetivos de desarrollo sostenible, especialmente con el ODS-9. Este objetivo afirma que las infraestructuras deben estar modernizadas, de tal forma que estas sean sostenibles y así se pueda reducir el impacto medioambiental (Grupo FARO, 2019).

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Identificar la causa raíz de la desviación de temperatura en el sistema de enfriamiento de metanol mediante la metodología de identificación de problemas y simulación del proceso para la reducción de vapor utilizado, pérdidas de producto y la prevención de paradas por mantenimiento no planificado.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

1. Valorar las posibles causas de la pérdida de temperatura en el sistema de enfriamiento utilizando la metodología “troubleshooting”.
2. Establecer una propuesta de solución al problema del sistema de enfriamiento y evaluarlo mediante análisis de sensibilidad utilizando el simulador comercial ASPEN PLUS versión 12.1
3. Realizar una proyección económica del diseño propuesto para la determinación de la factibilidad del proyecto.

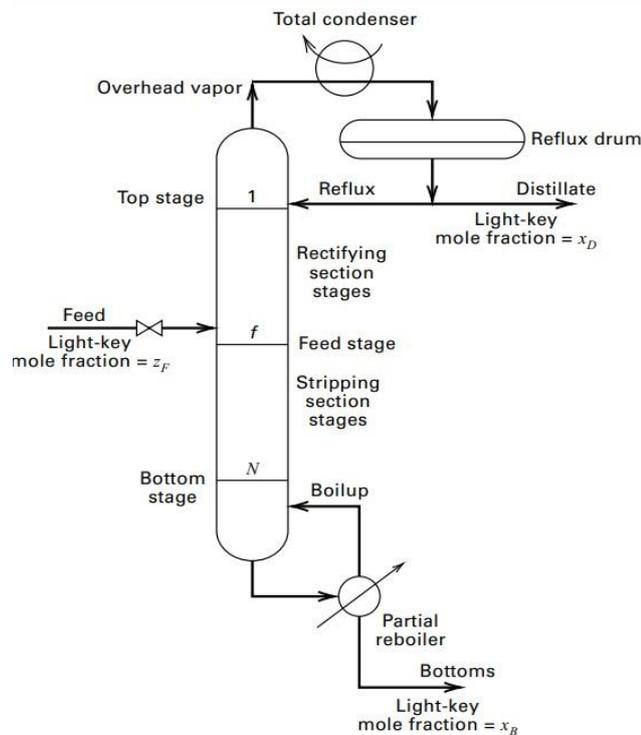
### **1.4 Marco teórico**

#### **1.4.1 Destilación**

Una de las operaciones unitarias más utilizada en la industria es la destilación. Este proceso consiste en la separación de una mezcla miscible y volátil, con un

punto de ebullición que permita la obtención de fase gaseosa y fase líquida, purificando la sustancia y recuperando cada componente de la disolución (Jacques et al., 2010). En otras palabras, la destilación se refiere al proceso de separación en el que una mezcla de dos o más componentes se separa en dos o más productos mediante una diferencia de volatilidad entre los compuestos (Roper, 2016). Usualmente, se utiliza energía térmica para crear una segunda fase y así poder separar los componentes por el tope y por la base de la columna de destilación (Singh & Das, 2016).

En la figura 1 se puede observar un típico diagrama de una torre de destilación de platos. A la columna entra una mezcla líquida, la cual es separada mediante energía térmica, generando así un destilado y un fondo. Parte del destilado es condensado nuevamente para regresar a la torre como reflujo, el cual debe ser el óptimo para que la separación sea lo más eficaz posible. Por otra parte, en el fondo de la columna se tiene un rehervidor, cuya función es evaporar el líquido para generar vapor que retorne a la torre y para conducir el proceso de separación.



**Figura 1.1 Diagrama de proceso de destilación.**

**Fuente: (Roper et. Al, 2016)**

Existen diferentes tipos de destilación dependiendo de la mezcla de sustancias a separar y de la escala a la que se realiza la operación. Los tipos principales de escala en laboratorio son: simple destilación, destilación fraccionada, destilación por vapor, destilación al vacío. A escala industrial, se pueden realizar todos los tipos de destilación mencionados en laboratorio junto con la destilación catalítica, reactiva, extractiva, flash, por membrana, etc.

La destilación al vacío se diferencia de la destilación atmosférica en sus presiones, ya que la atmosférica utiliza la presión estándar, en cambio la presión utilizada para la técnica al vacío es menor a 1 atm, lo que influye en la reducción del punto de ebullición de las sustancias implicadas en la mezcla, siendo esta una ventaja para aquellos componentes de alto punto de ebullición, los cuales cambian de estado a una temperatura inferior sin someterse a agrietamientos. La presión al vacío ronda entre 50 a 100 mmHg y las torres utilizadas son más cortas para compensar la diferencia de presión a lo largo del equipo (Gezer et al. , 2014).

Las columnas de destilación utilizadas para aquellas mezclas que poseen puntos de ebullición muy similares son las de torres de platos. Como dice su nombre, se conforma de varios platos planos con pequeñas perforaciones de diámetros entre 0.254 a 0.635 cm, cada uno separado a una distancia entre 2.54 a 5.08 cm. El objetivo de este tipo de torres es prevenir que, a la velocidad de arrastre por vapor, los líquidos puedan traspasar los agujeros. Estos líquidos son recogidos en el fondo y son descargados por tuberías (Górak & Schoenmakers, 2014).

Por otra parte, es importante conocer los problemas comunes presentes en las columnas de destilación. Uno de estos problemas es el ensuciamiento y las incrustaciones, las cuales pueden ser generadas por vaporización de compuestos volátiles, formación de gotas por condensación, reacciones químicas que inducen corrosión, etc.

Por último, un problema común en las columnas de destilación al vacío es que ocurran variaciones en la presión y temperatura, por lo que la velocidad de evaporación puede cambiar. Es por ello que se precisa tener un control del vacío adecuado para así poder destilar solo el componente deseado (Luyben, 2022).

### 1.4.2 Alcohol etílico y caña de azúcar

En Ecuador, la obtención del alcohol etílico proviene de diversas fuentes de materias primas, siendo estas la papa y el arroz por su almidón, la remolacha azucarera; los jugos de naranja, caña o anacardo; la melaza y residuos de la industria cafetera(Alonso-Gómez & Bello-Pérez, 2018). La caña de azúcar es la principal fuente de obtención del alcohol etílico en el país, el cual nace de la fermentación de la melaza y es sometido a procesos de destilación para la recuperación del mayor porcentaje del producto.

Para la producción de alcohol etílico al 96% (v/v) se realiza una fermentación de la melaza, en donde se genera un vino alcohólico, el cual pasa a una serie de columnas de destilación para que se dé la separación y purificación respectiva hasta llegar al producto final con la mayor calidad posible.

### 1.4.3 Normativa INEN 375

En Ecuador, entre las normas reguladoras que posee para llevar a cabo un control de los compuestos químicos presentes en los productos que son destinados al consumo humano, la normativa legal aplicable al tema “Bebidas alcohólicas. Alcohol etílico de origen agrícola requisitos” es la INEN 375 Tercera Revisión 2018(INEN, 2018).En dicha norma se establecen los requisitos a cumplir los criterios de calidad (tabla).

**Tabla 1.1 Requisitos físicos y químicos para el alcohol etílico de origen agrícola (INEN, 2018)**

Requisito	Unidad	Alcohol etílico extraneutro		Método de ensayo
		Mínimo	Máximo	
Alcohol, fracción volumétrica	%	96	-	NTE INEN 340
Acidez total, como ácido acético	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)	-	1,5	NTE INEN 341
Ésteres, como acetato de etilo	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)		1,3	NTE INEN 2014
Aldehídos, como etanal	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)		0,2	NTE INEN 2014
Furfural	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)	-	0,01	NTE INEN 2014

Metanol	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)	-	0,15	NTE INEN 2014
Alcoholes superiores **	mg/100 cm <sup>3</sup> (*)	-	0,7	NTE INEN 2014
* El volumen de 100 cm <sup>3</sup> corresponde al alcohol absoluto				
** Los alcoholes superiores comprenden: isopropanol, propanol, isobutanol, isoamílico, amílico.				

#### 1.4.4 Etapas en la producción de alcohol etílico

La producción de alcohol etílico a partir de caña de azúcar se compone por 4 columnas de destilación encargadas de la separación y purificación del 96% (v/v) de etanol. Estas columnas son: destrozadora, hidroselectora, rectificadora y desmetilizadora. El proceso de forma general se representa en la figura 1.2.

La primera columna de destilación por la cual pasa el vino alcohólico es la destrozadora, en donde se separan impurezas no volátiles. Estas impurezas, que se denominan vinaza, salen por debajo de la torre a una tasa de aproximadamente 10 litros por cada litro de alcohol, por lo cual debe ser aprovechado (Ttito Arapa, 2014).

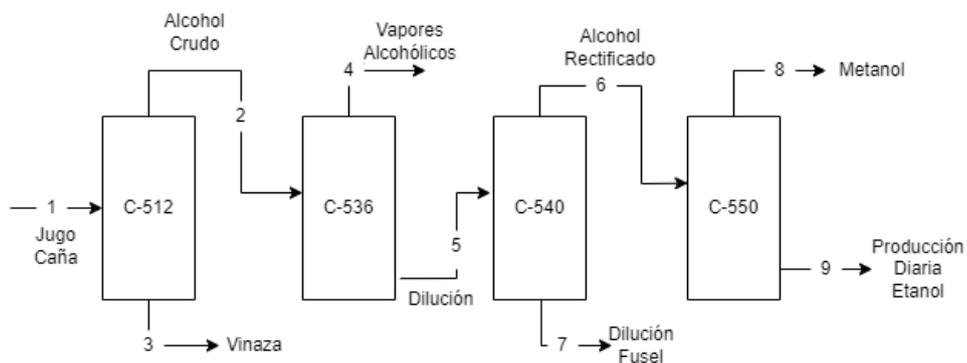
Luego de salir de la destrozadora, el alcohol pasa a la columna hidroselectora, donde se le realiza un lavado con agua destilada y, por lo tanto, baja la concentración de alcohol a aproximadamente 10-15% (v/v). Sin embargo, en este proceso se logra extraer compuestos que no son miscibles con el agua como el pentanol, propanol, entre muchos otros. En este caso, el alcohol sale por debajo de la columna y no por el tope (Katzen & Madson, 2009).

La siguiente columna por la que pasa el alcohol es la rectificadora, la cual sirve para llevar el alcohol a la concentración deseada de 96% (v/v), ya sin ningún tipo de impurezas, con la excepción del metanol.

Por último, se tiene la columna desmetilizadora, la cual sirve para eliminar las trazas de metanol que quedan presentes en el alcohol. Dado que el metanol tiene un punto de ebullición menor que el etanol, este sale por el tope, mientras que el alcohol etílico sale por debajo para ser almacenado. El metanol que sale debe

pasar por un sistema de enfriamiento compuesto por condensadores para llegar a una temperatura cercana al ambiente (entre 28 y 32°C en la ciudad de Guayaquil) y así entrar nuevamente a la columna desmetilizadora como reflujo para tener el sistema en el punto de operación deseado.

Otro aspecto importante para tomar en cuenta es que solo se alimenta vapor de forma directa a la columna hidroselectora y a la rectificadora, mientras que el vapor que sale de la rectificadora es el que alimenta a la destrozadora y el vapor que sale la hidroselectora es el que alimenta a la desmetilizadora, por lo cual, ya se tiene un ahorro energético considerable, el cual podría ser mejor en caso de brindar una solución para el sistema de enfriamiento del metanol.



**Figura 1.2 Diagrama de bloques del proceso de producción de etanol**

**Elaborado por:** Amador & Arias

#### 1.4.5 Sistema de enfriamiento

Los equipos relacionados al proceso de enfriamiento de metanol son los intercambiadores de calor, condensadores y bombas. Los intercambiadores de calor son equipos que transfieren energía térmica, llamada entalpía, entre dos o varios fluidos mediante una superficie sólida a diferentes temperaturas, con el fin de enfriar o calentar, condensar o evaporar, rechazar o recuperar calor, según sea el objetivo; ayudando a los cambios de estados necesarios en los procesos. Los condensadores son los encargados de transformar de estado gaseoso a líquido los fluidos del sistema para su reflujo (Roper, 2016). Por último, las bombas son equipos necesarios para la transmisión de agua desde la torre de enfriamiento para toda la producción; de esta depende que la cantidad necesaria de agua pase

por la carcasa de los condensadores o intercambiadores y permita la transferencia de calor.

#### **1.4.6 Incrustaciones en intercambiadores de calor**

El rendimiento de los intercambiadores de calor se deteriora con el paso del tiempo debido a la acumulación de depósitos, tales como precipitación de sólidos, corrosión, reacciones químicas, etc(Müller-Steinhagen et al., 2005). Estas acumulaciones de depósitos son llamadas incrustaciones y ocasionan una resistencia adicional para la transferencia de calor ya que disminuyen el área de transferencia del intercambiador(Çengel & Ghajar, 2011).

Para medir el efecto neto de estas incrustaciones se utiliza un factor de incrustación  $R_f$  el cual es una medida de la resistencia térmica introducida por la incrustación(Çengel & Ghajar, 2011) .Este factor de incrustación incrementa si aumenta la temperatura y disminuye la velocidad.

#### **1.4.7 Análisis de costos**

Para conocer si el proyecto es viable y le traerá beneficios al cliente es necesario realizar una proyección económica. Por lo tanto, es importante conocer los tipos de costos que existen. El primer tipo de costos son los capitales, los cuales son los gastos fijos y puntuales como en la compra de terrenos, equipos, construcciones, etc., son gastos que se hacen una sola vez (Dimian et al., 2014). Por otra parte, se encuentran los costos operacionales, los cuales son los gastos ligados a la operación del proceso, como, por ejemplo, la compra de materia prima, las utilidades utilizadas, entre otros (Dimian et al., 2014).

# CAPÍTULO 2

## 2. METODOLOGÍA

### 2.1 Estudio del proceso

El primer paso para la realización del proyecto fue estudiar el proceso a detalle para así poder aplicar la metodología planteada. El proceso de desmetilización de la empresa cliente (figura 2.1) consta de 5 equipos: E-550, C-550, E-555, E-556 y DR-50. La columna C-550 posee un rehervidor, en el cual entra vapor alcohólico proveniente de la columna C-536 usado para calentar la columna desmetilizadora, parte de este no se condensa y sale como vapor alcohólico no condensado hacia otro condensador para luego regresar a la columna hidroselectora. El vapor que se condensa se lo denomina alcohol condensado y es transportado hacia un tanque de almacenamiento para ser el reflujo de alcohol hacia la C-536. Una imagen de este rehervidor se representa en la figura 2.2. En la columna C-550 se tiene la entrada de alcohol rectificado proveniente de la columna rectificadora por el plato 30.

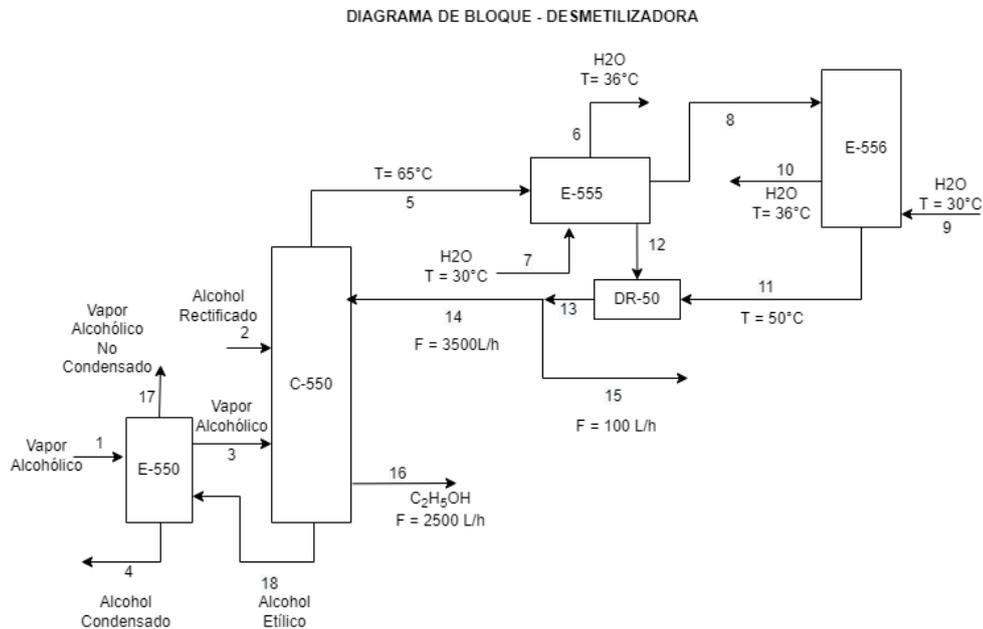


Figura 2.1 Diagrama de bloques de la columna desmetilizadora

Elaborado por: Amador & Arias



**Figura 2.2 Rehervidor de la columna desmetilizadora**

Dentro de la columna se separa la mayor cantidad de metanol restante para solo obtener como producto el alcohol etílico, siendo este el destilado que sale por el fondo. En cambio, por el tope sale el alcohol con  $\text{CH}_3\text{OH}$  y es dirigido a un primer condensador de tubo y carcasa E-555, en donde por los tubos pasa el flujo de vapor y en la carcasa agua proveniente de la torre de enfriamiento. Lo condensado pasa al tanque DR-50 para que parte de este se complemente con la corriente de reflujo.

El segundo condensador E-556, con las mismas características que posee E-555, recibe el alcohol etílico no condensado del E-555 y lo condensa para unirse a la corriente de reflujo luego de ser almacenado en el tanque DR-50. Luego, mediante tuberías se divide la corriente de reflujo hacia la torre C-550 de la corriente de los desechos, los cuales son destinados a otros tratamientos.

La cantidad de alcohol obtenido al día es de 56 000 L/día, sin embargo, el cliente asegura que este puede llegar a un total de 70 000 L/día. Es por ello que, analizando el proceso, ha identificado dos posibles causas de este problema: no existe suficiente flujo de agua

enviada por la bomba de la torre de enfriamiento o el sistema de enfriamiento posee fallas.

Se trató el primer problema mediante un cambio de bomba que posea un mayor cabezal, siendo esta una bomba de 720 m<sup>3</sup>/h con un cabezal de 30\_m, tal como se puede observar en la figura 2.3. A pesar del cambio, no existieron mejoras en el proceso ya que los valores de temperaturas superaban las esperadas, por lo cual se decantaron por la segunda opción, la cual se analizará mediante la metodología de identificación de problemas.



**Figura 2.3 Nueva bomba con cabezal de 30m y caudal de 720m<sup>3</sup>/h**

## **2.2 Metodología de identificación de problemas**

La metodología aplicada en el presente trabajo se basa en los parámetros del método de identificación de problemas descrito en Turton et al. (2009). Esta metodología está basada en tres pasos: tratar los síntomas con una solución a corto plazo, identificar el problema raíz y dar una solución real.

El primer punto se enfoca en observar los síntomas o estragos que sufre el proceso y proponer una solución viable sin analizar la causa raíz. Para este punto, las acciones realizadas por la empresa fueron dos: limpieza semestral y disminución de flujo de entrada. El primer accionar se hace cada año, en los meses de junio y diciembre, en donde detienen la producción para abrir los condensadores y limpiarlos, eliminando cualquier rastro de incrustaciones o de presencia de productos en las tuberías internas del equipo. El segundo accionar se lo realiza cada vez que se observa que la temperatura de reflujo incrementa considerablemente; cuando las temperaturas alcanzan cifras mayores a 50°C, se disminuye la cantidad de flujo de entrada en la columna destrozadora para ayudar a que el sistema se enfríe y el reflujo se mantenga a temperaturas entre 40 - 45°C. A partir de estas soluciones a corto plazo, se empezaron a analizar las posibles causas del fallo en el sistema de enfriamiento.

El segundo punto se basa en analizar la causa raíz del problema. El uso de la metodología de identificación de problema indica que se debe de realizar lluvia de ideas, descartar posibles razones, validarlas y luego establecer el motivo principal. Se analizaron diferentes escenarios: composición de entrada de metanol, flujo de agua, temperatura de agua y área de transferencia de los intercambiadores. Se cree que la razón principal del causante de las alzas de temperaturas es la falta de área de transferencia de calor. Aun así, hay que tener en cuenta las demás posibilidades utilizando análisis de sensibilidad en el simulador Aspen Plus V12.1. Una vez identificada la causa raíz, se procedió a determinar la solución real.

## 2.3 Recolección de datos

### 2.3.1 Datos generales

Los primeros datos fueron recopilados de la base de datos del cliente en el momento en que la planta empezó sus funciones y, luego de dos semanas, se volvió a recolectar información. Se analizaron los datos que reflejaba el programa dentro de la torre desmetilizadora, siendo estas presiones, flujos de reflujo y temperaturas de reflujo.

**Tabla 2.1 Datos recopilados en la empresa cliente. Elaborado por: Amador & Arias (2022)**

Datos	
Caudal reflujo [L/h]	2800 - 3500
Temperaturas de reflujo [°C]	40.4 - 53.1
Destilado [L/h]	25 -100

Presión del tope [mmHg]	442 - 507.6
Presión del fondo [mmHg]	650
Temperatura entrada agua [°C]	28 - 32
Temperatura salida agua [°C]	35 - 37

Como se observa en la tabla 2.1, los datos recopilados son muy distantes entre sí; esto es debido a que el sistema de enfriamiento opera de forma inestable. Es por esta razón que, para realizar la simulación del proyecto, se escogieron los datos del peor escenario posible que puede enfrentar el proceso.

Las temperaturas de reflujo oscilan entre 40.4 °C y 53.1 °C; datos que se esperan disminuir ya que es el principal factor que afecta al proceso. Los flujos recopilados de la cantidad de etanol que se puede condensar a lo largo del día, dependiendo esto de la temperatura alcanzada en el último equipo E-556. La presión a la que trabajan es al vacío para poder disminuir la temperatura de punto de ebullición y llegar a la fase vapor con el etanol, para su condensación y menor uso de utilidades.

En el caso de las composiciones de cada uno de los componentes, no se tienen las cantidades exactas, por lo cual, fueron determinadas mediante simulación hasta la aproximación de la obtención de resultados reales.

Por su parte, la columna desmetilizadora se compone de 50 platos, mientras que los condensadores, E-555 y E-556, poseen su entrada de agua mediante una bifurcación del ramal principal de agua proveniente de la torre de enfriamiento. Al ser esta la principal fuente de alimentación de agua, no se tienen datos exactos de la cantidad de flujo que entra a cada uno de los condensadores, por lo tanto, el valor estimado se lo calculó mediante simulación.

### **2.3.2 Dimensiones de los condensadores**

Antes de que comience la operación de alcohol etílico en la planta de la empresa cliente se abrieron todos los condensadores del proceso de producción de etanol para realizar la limpieza respectiva. Debido a esto, se pudo medir las dimensiones de todos los intercambiadores de calor, para así poder calcular el área de transferencia de cada uno de ellos. Se contó el número de tubos y de pasos de cada condensador. Se midió el

diámetro de los tubos utilizando un calibrador, mientras que el diámetro del intercambiador y la longitud se midió utilizando un flexómetro, tal como se observa en la figura 2.4. De la misma forma se midió el diámetro de tubería, tanto del ramal principal de agua, como de las bifurcaciones hacia cada uno de los condensadores.

Para calcular el área de transferencia de cada intercambiador de calor se utiliza la ecuación 2.1 con todos los datos medidos anteriormente.

$$\text{Área} = N * \pi * d * l \quad (2.1)$$



**Figura 2.2 Medición de las dimensiones de condensadores**

## **2.4 Simulación del proceso**

### **2.4.1 Método termodinámico**

Para la elección del modelo termodinámico en una simulación hay que tener en cuenta cuatro factores: la naturaleza de las propiedades de interés, la composición de la mezcla, los rangos de presión y temperatura y la disponibilidad de propiedades (Carlson, 1996).

Asimismo, se sabe que el sistema de la producción de alcohol etílico opera en condiciones de vacío, por lo cual, las presiones de las columnas de destilación son menores a la atmosférica. Como se afirma en el árbol de decisiones de Carlson(Carlson, 1996), los modelos termodinámicos que pueden representar bien el sistema de alcoholes a bajas presiones son los modelos NRTL, UNIQUAQ y ecuaciones de estado. Además, para sistemas a baja presión, se recomienda utilizar modelos de coeficientes de actividad en lugar de ecuaciones de estado para así poder describir la no idealidad de la fase vapor(Bastidas et al., 2012) .Por estas razones, el modelo termodinámico escogido para la simulación es el NRTL.

#### 2.4.2 Simulación de los condensadores

Se procedió a realizar una simulación de los intercambiadores de calor donde ocurre el problema de enfriamiento, es decir, se simularon los condensadores E-555 y E-556, tal como ocurre en la planta real. En este caso, el vapor generado en la columna de destilación entra al primer intercambiador de calor, en donde el condensado pasa al tanque de almacenamiento, mientras que el vapor restante pasa al segundo intercambiador, en donde se termina de condensar todo el fluido, tal como se puede observar en la figura 2.5.

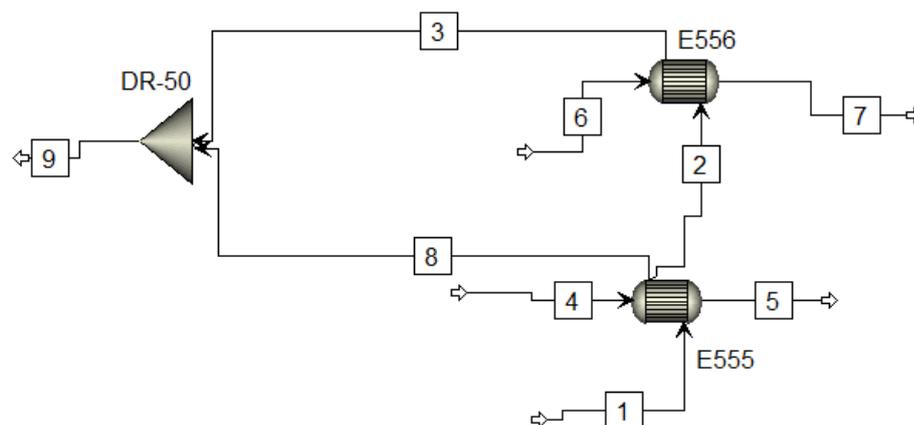
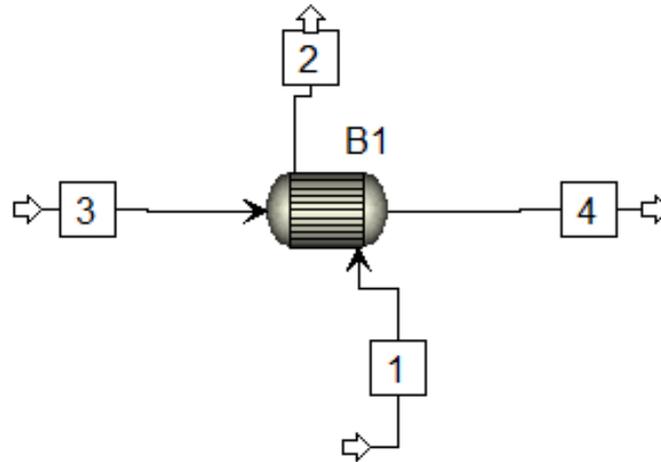


Figura 2.3 Diagrama de simulación de los condensadores con fallas en Aspen Plus V12.1

Elaborado por: Amador & Arias

Sin embargo, la empresa cliente solo toma datos del último intercambiador de calor, ya que se enfocan en los resultados finales y no en los intermedios. Debido a esto, no se conoce la temperatura de salida del primer condensador, ni cuanto vapor llega al segundo condensador. Por esa razón, se procedió a simplificar la

simulación utilizando un solo condensador con el área de transferencia total de los dos intercambiadores, junto con el cambio de temperatura y flujo de agua del sistema total, tal como se representa en la figura 2.6.



**Figura 2.4 Diagrama de simulación del condensador simplificado en Aspen Plus V12.1**  
**Elaborado por: Amador & Arias**

Asimismo, se necesita agregar el coeficiente total de transferencia de calor en las especificaciones de los intercambiadores de calor. Para este cálculo es necesario conocer el calor transferido, el área de transferencia y la temperatura media logarítmica (LMTD).

La temperatura media logarítmica se calculó mediante la ecuación 2.2 para intercambiadores con flujo en contracorriente, mientras que para el cálculo del calor transferido se utilizó la ecuación 2.3 con los datos del agua de enfriamiento.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_{h,in} - T_{c,out}) - (T_{h,out} - T_{c,in})}{\ln\left(\frac{T_{h,in} - T_{c,out}}{T_{h,out} - T_{c,in}}\right)} \quad (2.2)$$

$$Q = m * C_p * \Delta T \quad (2.3)$$

### 2.4.3 Simulación de la columna desmetilizadora

A continuación, se realizó la simulación de la columna desmetilizadora de la empresa. Para este caso, se utilizó el equipo “RADFRAC”, en el cual se agregaron las especificaciones expuestas en la tabla 2.2. Como se puede notar, se agregó la

especificación de que no haya condensador, para así simularlo por separado y poder encontrar la solución al problema de enfriamiento que presenta el proceso.

**Tabla 2.2 Especificaciones agregadas a la columna de destilación en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias**

Parámetro	Valor
Número de etapas	50
Etapas de alimentación	30
Condensador	No
Rehervidor	Kettle
Fases válidas	Vapor-líquido
Flujo de fondo (L/h)	2400
Presión etapa 1 (mmHg)	442
Presión etapa 50 (mmHg)	352

Por otra parte, el flujo de entrada del alcohol tiene las especificaciones indicadas en la tabla 2.3 Las composiciones de cada componente no es un dato que tienen medido en la empresa cliente, por lo cual se tuvo que variar de tal manera que el producto final tenga la concentración indicada según la normativa INEN 375 y que el reflujo sea de aproximadamente 3400 L/h.

**Tabla 2.3 Especificaciones agregadas al flujo de entrada de alcohol en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias**

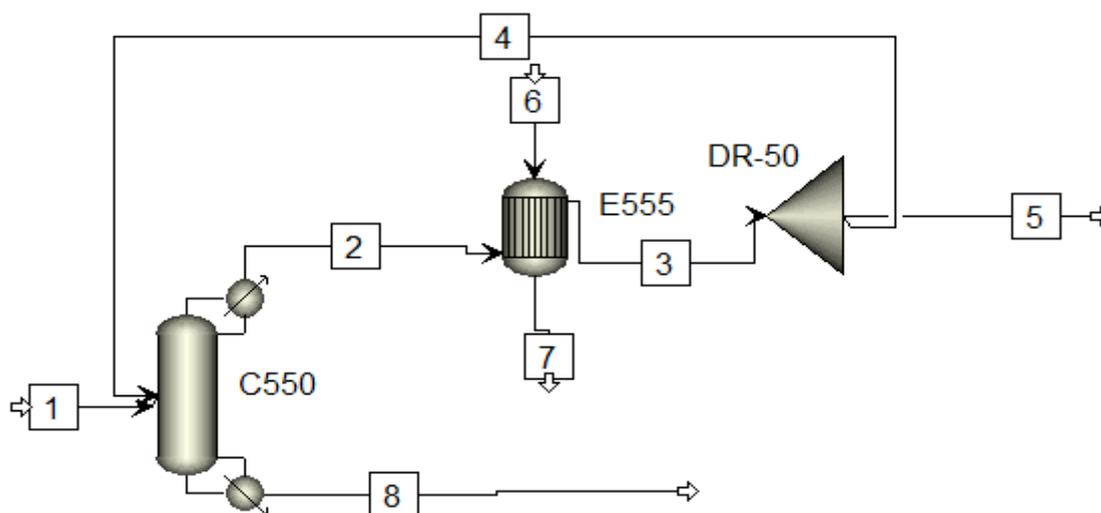
Parámetro	Valor
Temperatura (°C)	35
Presión (mmHg)	760
Flujo volumétrico (L/h)	2480.71
Fracción volumétrica etanol	0.9625
Fracción volumétrica metanol	0.0002
Fracción volumétrica agua	0.0383

En cuanto al intercambiador de calor E-555, se agregó la especificación de que el propio simulador determine la temperatura de salida del alcohol en base al área de transferencia de este. Mientras que, a las especificaciones agregadas, se tienen las indicadas en la tabla 2.4. Por otra parte, no se tiene medida la cantidad de agua que entra a cada condensador. Sin embargo, se conoce que el agua de enfriamiento entra a 30°C y sale a 37°C, por lo cual, en el simulador Aspen Plus se añadió el diseño de especificación para que se calcule automáticamente este flujo.

**Tabla 2.4 Especificaciones agregadas al condensador E-555 en el simulador Aspen Plus V12.1. Elaborado por: Amador & Arias**

Parámetro	Valor
Fidelidad de modelo	Shortcut
Fluido caliente	Tubo
Modo de cálculo	Simulación
Área de intercambiador (m <sup>2</sup> )	59.21
Valor de U (kW/m <sup>2</sup> *K)	0.5137

Por último, para el separador DR-50 solo se debe agregar la especificación que en la corriente 5 salga como residuo una cantidad de 68 L/h. Este valor puede variar ya que en la empresa cliente no se tiene calibrado el sensor de este flujo. Sin embargo, se sabe que este flujo no sobrepasa los 100 L/h. De esta manera quedaría la simulación del caso base, tal como se representa en la figura 2.7.



**Figura 2.5 Diagrama de simulación de la columna desmetilizadora en Aspen Plus V12.1  
Elaborado por: Amador & Arias**

#### 2.4.4 Análisis de sensibilidad

Para determinar la causa raíz del problema de temperatura se realizaron diferentes análisis de sensibilidad variando distintos parámetros en la simulación:

- La primera variación realizada fue del área de transferencia, ya que es la principal sospecha de la empresa cliente por la cual la temperatura de la corriente de metanol no es enfriada lo suficiente. Para esto se seleccionó una nueva pestaña en la sección de “sensibilidad”, en donde la variable

manipulada (variable independiente) es una “variable de bloque” ya que se analizará el área del condensador E-555. Se utilizaron valores entre 40 y 140m<sup>2</sup>. Por otra parte, la variable dependiente es una “variable de corriente” ya que se seleccionó la temperatura de la corriente #3, la cual corresponde al alcohol proveniente del condensador E-555. La variable dependiente es la misma para todos los análisis de sensibilidad realizados.

- El siguiente análisis de sensibilidad realizado fue con respecto a la temperatura de entrada del agua de enfriamiento al condensador. En este caso, la variable manipulada es una “variable de corriente”, ya que se selecciona la temperatura de la corriente 6. Esta temperatura se varió entre 25 y 32°C ya que utilizar agua más fría a esa conlleva tener que realizar un gasto excesivo para la empresa, es decir, sería contraproducente para la investigación.
- Otro análisis paramétrico que se realizó fue con respecto al flujo de agua que ingresa al condensador, otra “variable de corriente”, ya que se manipula la corriente 6. Este flujo fue variado desde 50000 a 250000 kg/h. Se conoce que en la empresa cliente hace poco tiempo cambiaron la bomba de agua para así tener más caudal en los condensadores y aun así persiste el problema. Sin embargo, es importante evidenciar esto mediante simulación para poder descartarlo, ya que como se mencionó anteriormente, no se tiene medida la cantidad de agua exacta que entra a cada intercambiador de calor.
- Asimismo, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para conocer como varía la temperatura de salida del condensador con respecto a la cantidad de metanol que ingresa a la columna desmetilizadora. En este caso, la variable manipulada nuevamente es una “variable de corriente” ya que se varía la corriente 1. Este flujo fue variado de 0.3 a 1.5 kg/h, ya que la entrada es en su mayoría etanol.

## 2.5 Análisis de costos

Por último, se realizó un análisis económico para determinar cuál sería el costo de adquirir un nuevo condensador con las dimensiones propuestas en la tabla 3.3, y, de esta manera conocer si la propuesta es económicamente viable.

Para la aproximación de este costo se utilizó la correlación de costo capital según Smith (2016), la cual se puede observar en la ecuación 3.1.

$$C_E = C_B * \left(\frac{Q}{Q_B}\right)^M * \frac{I}{I_B} \quad (2.4)$$

Por otra parte, se debe tener en cuenta otros factores (tabla 3.4) que influyen en el precio del equipo, tales como: material del equipo, tuberías, mano de obra, utilidades, electricidad, etc. Para incluir estos factores se utiliza otra correlación (ecuación 3.2) que permite aproximar estos costos (Smith, 2016).

**Tabla 2.5 Factores típicos de costo de capital basados en los costos de los equipos entregados. (Mc Cabe et al., 2007)**

Factor de corrección del material, $f_M$	Depende del material de construcción
Factor de corrección de presión, $f_P$	Depende de la presión de operación
Factor de corrección de la temperatura $f_T$	Depende de la temperatura de operación
Montaje de equipos, $f_{er}$	0.4
Tuberías, $f_{pip}$	0.7
Instrumentación y control, $f_{inst}$	0.2
Electricidad, $f_{elec}$	0.1
Utilidades, $f_{util}$	0.5
Inversión fuera de las instalaciones, $f_{os}$	0.2
Edificios, $f_{build}$	0.2
Preparación del sitio, $f_{sp}$	0.1
Diseño, ingeniería y construcción, $f_{dec}$	1
Contingencia, $f_{cont}$	0.4
Capital de trabajo, $f_{wc}$	0.7

**Tabla 2.5. Factores típicos de costo de capital basados en los costos de los equipos entregados. (Smith, 2016)**

$$C_F = f_M f_P f_T (1 + f_{pip}) C_E + (f_{er} + f_{inst} + f_{elec} + f_{util} + f_{os} + f_{build} + f_{sp} + f_{dec} + f_{cont} + f_{wc}) * C_E \quad (2.5)$$

# CAPÍTULO 3

## 3. Resultados y Análisis

### 3.1 Áreas de transferencia de calor

Se determinaron las áreas de transferencia de todos los condensadores del proceso de obtención de alcohol etílico a pedido de la empresa cliente. No obstante, para este proyecto tan solo son necesarias las áreas de los intercambiadores de calor que condensan el reflujo de la columna desmetilizadora, es decir, el E-555 y el E-556. En la tabla 3.1 se representan las mediciones realizadas en los condensadores, además del área de transferencia respectivo.

**Tabla 3.1 Áreas de transferencia de los condensadores E-555 y E-556. Elaborado por: Amador & Arias (2022)**

	<b>E-555</b>	<b>E-556</b>
<b>Número de tubos</b>	179	96
<b>Diámetro de tubo (m)</b>	0.030	0.029
<b>Longitud de intercambiador (m)</b>	1.97	2.97
<b>Área de transferencia (m<sup>2</sup>)</b>	33.24	25.98

### 3.2 Coeficiente global de transferencia de calor

Para determinar el coeficiente global de transferencia de calor se tuvo que calcular primero otros datos. El primero de ellos fue la temperatura media logarítmica, considerando que, en la planta, el agua de enfriamiento entra a 30°C y sale a 37°C, mientras que el alcohol de reflujo entra a 65° y sale a 50°C.

Por otro lado, se calculó el calor transferido por el agua de enfriamiento en el condensador. Por último, con el área de transferencia total de ambos condensadores se calculó el coeficiente global de transferencia de calor, tal como se detalla en la tabla 3.2. Se obtuvo un coeficiente global de transferencia de calor de 0.5157 kW/m<sup>2</sup>\*K, lo cual es congruente según Cengel & Ghajar (2011), que

afirman que un valor representativo de U para condensadores de alcohol está entre 0.25 y 0.70 kW/m<sup>2</sup>\*K.

**Tabla 3.2 Resultados de cálculos previos a simulación. Elaborado por: Amador & Arias**

Área (m <sup>2</sup> )	59.21
LMTD (°C)	23.78
Q (kW)	723.20
U (kW/m <sup>2</sup> K)	0.5137

### 3.3 Simulación de caso base

En la tabla 3.3 se muestran los resultados de la simulación de la columna desmetilizadora de la empresa cliente. Se puede comprobar que la simulación es una buena representación del caso real en la planta ya que todos los resultados obtenidos coinciden con los datos proporcionados por los encargados del proceso.

Por ejemplo, se obtuvo un etanol con un grado alcohólico del 96.3%, con una fracción másica de metanol menor a 0,002%, es decir, con una concentración menor a 15 mg/L, la necesaria para cumplir con los requisitos de la normativa NTE INEN 2014. Por otro lado, se obtiene una temperatura de salida de los condensadores de 50°C con las especificaciones agregadas al intercambiador, tal cual ocurre en la realidad. Además, se tiene un reflujo de 3354 L/h, el cual es correcto ya que en la realidad varía entre 3200 y 3500 L/h. También se determinó la cantidad de agua que entra a los condensadores mediante el diseño de especificación, la cual es de 89958 L/h.

**Tabla 3.3 Resultados de la simulación base del proceso de producción de alcohol étílico en la empresa cliente. Elaborado por: Amador & Arias**

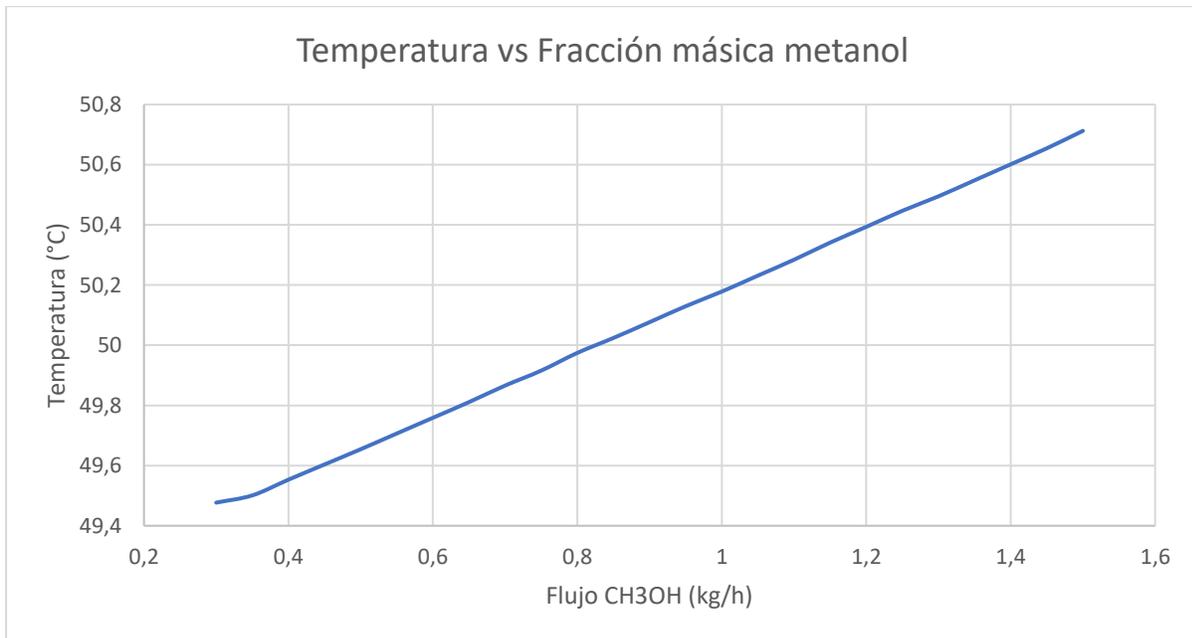
Material									
Corriente	Unidades	1	2	3	4	5	6	7	8
Descripción									
Desde			C550	E-555	DR-50	DR-50		E-555	C550
Hasta		C550	E-555	DR-50	C550		E-555		
Datos generales									
Fase		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	C	35,00	64,95	49,72	49,72	49,72	30,00	36,99	59,87
Presión	mmHg	760,00	442,00	442,00	442,00	442,00	760,00	760,00	352,00
Densidad másica	mg/l	795207,82	910,03	775913,57	775913,57	775913,57	989120,83	982312,65	765243,01
Flujo másico	kg/hr	1972,68	2656,08	2656,08	2602,95	53,12	88979,58	88979,58	1919,56
Fracciones másicas									
Metanol		0,0002	0,0068	0,0068	0,0068	0,0068	0,0000	0,0000	1.49E-05
Etanol		0,9524	0,9558	0,9558	0,9558	0,9558	0,0000	0,0000	0,9523
Agua		0,0474	0,0374	0,0374	0,0374	0,0374	1,0000	1,0000	0,0477
Flujo volumétrico	l/hr	2480,71	2918673,35	3423,16	3354,69	68,46	89958,25	90581,73	2508,43
Fracciones volumétricas									
Metanol		0,0002		0,0069	0,0069	0,0069	0,0000	0,0000	1,52E-05
Etanol		0,9625		0,9640	0,9640	0,9640	0,0000	0,0000	0,9629
Agua		0,0383		0,0299	0,0299	0,0299	1,0000	1,0000	0,0380

### 3.4 Análisis de sensibilidad

#### 3.4.1 Composición metanol

El primer análisis paramétrico realizado fue con respecto a la cantidad de metanol entrante a la columna desmetilizadora, y así determinar la variación de la

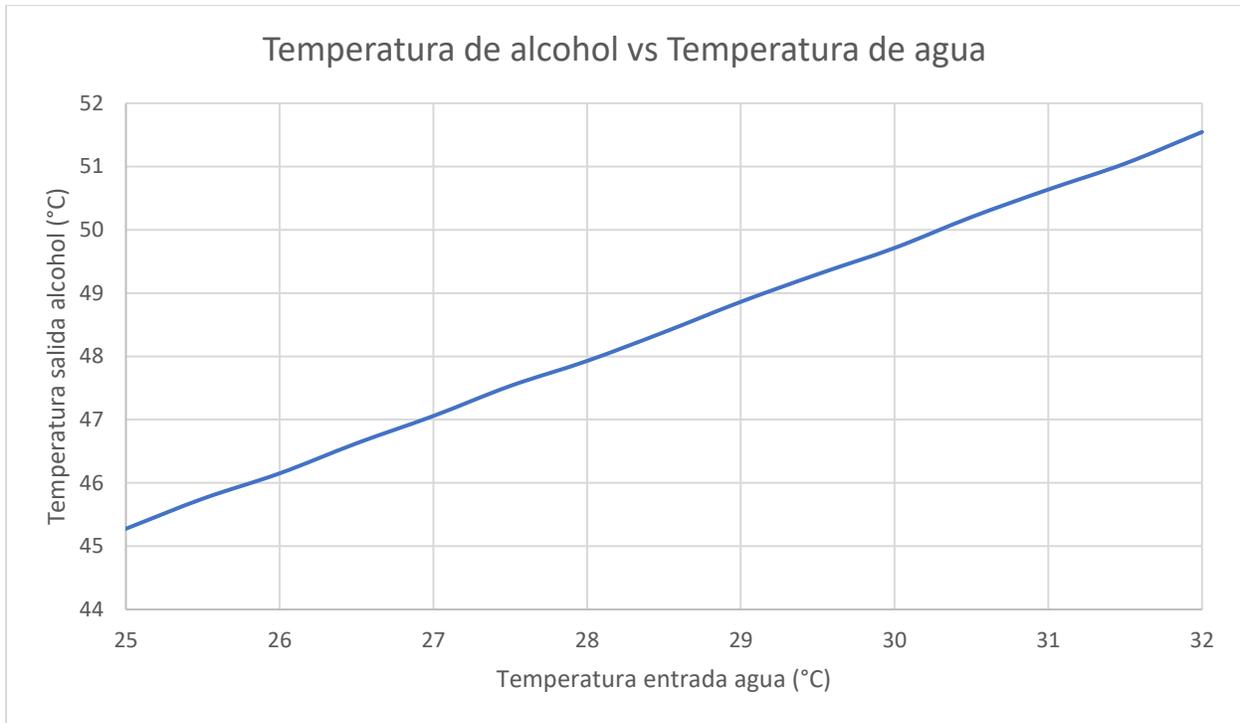
temperatura de salida. Como se puede observar en la figura 3.1, a medida que aumenta el metanol que ingresa a la columna de destilación, la temperatura de salida de los condensadores E-555 y E-556 también aumenta, ya que el reflujo se incrementaría. Sin embargo, como la cantidad que ingresa de metanol es muy baja en comparación a lo que entra de etanol, la variación de temperatura es casi imperceptible, por lo tanto, no es la causa raíz del problema.



**Figura 3.1 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs flujo de metanol. Elaborado por: Amador & Arias**

### 3.4.2 Temperatura del agua de enfriamiento

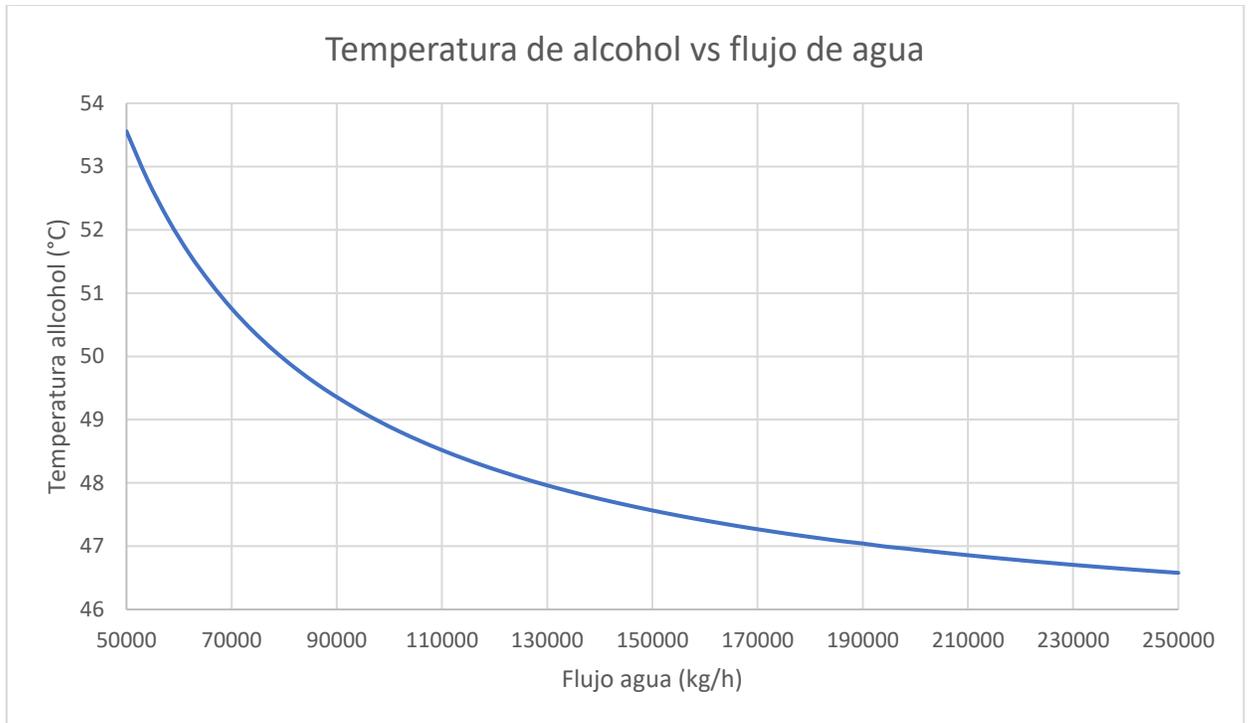
A continuación, se realizó un análisis de sensibilidad variando la temperatura de entrada del agua de enfriamiento. Claramente, como se representa en la figura 3.2, al disminuir la temperatura del agua, la temperatura de salida del alcohol también disminuirá, sin embargo, esta no rebaja a lo esperado por la empresa cliente. Por otra parte, para enfriar el agua a temperaturas menores al ambiente, se necesitarían equipos adicionales, lo cual resultaría en un gasto excesivo. Debido a estas razones, esta tampoco es la causa raíz del problema con el sistema de enfriamiento.



**Figura 3.2 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs temperatura de entrada de agua. Elaborado por: Amador & Arias**

### 3.4.3 Flujo de agua

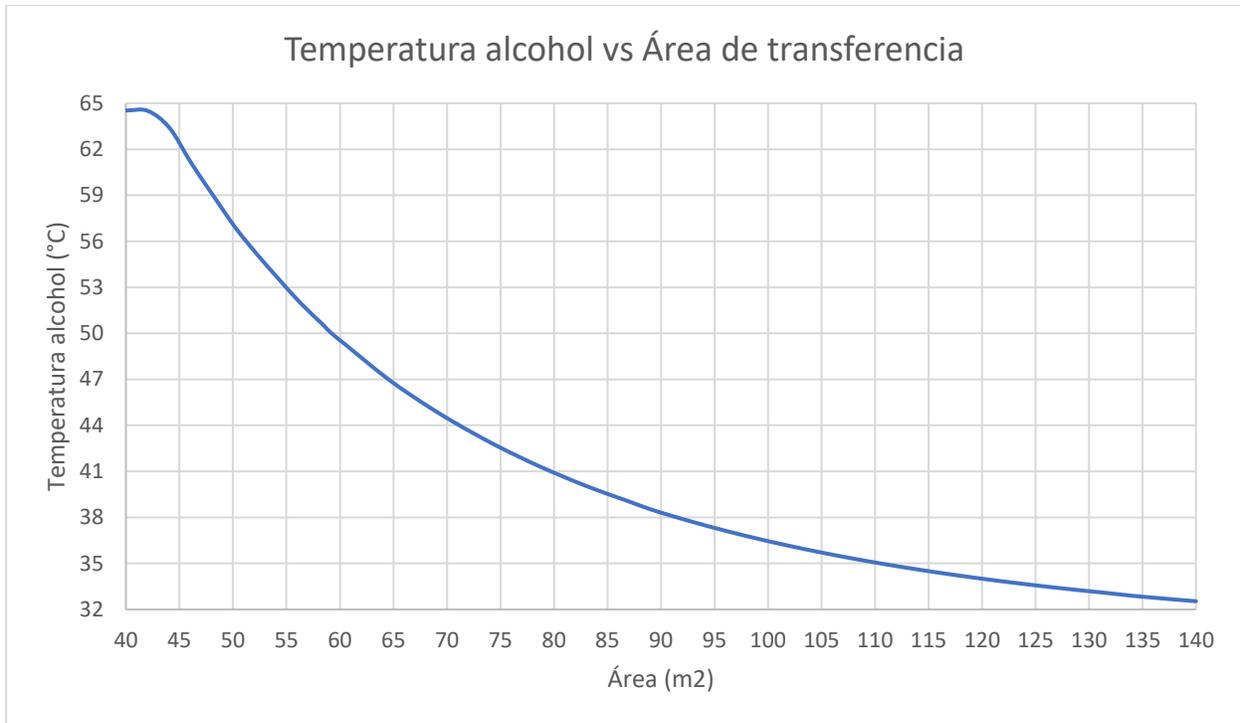
El siguiente parámetro para analizar fue el flujo másico de agua de enfriamiento. Se conoce de antemano que, en la planta al realizar el cambio de bomba a una con mayor cabeza y caudal, el problema con el sistema de enfriamiento persistió. Sin embargo, es necesario evidenciarlo mediante simulación para poder descartarlo y, tal como se nota en la figura 3.3, aumentar en gran medida el flujo de agua de enfriamiento no ocasiona que la temperatura de salida del alcohol disminuya lo suficiente, razón por la cual en la empresa cliente siguen teniendo pérdidas de etanol.



**Figura 3.3 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs flujo de agua de enfriamiento. Elaborado por: Amador & Arias**

#### 3.4.4 Área de transferencia

Por último, se tomó como variable manipulada el área de transferencia total de los condensadores, ya que esta es la principal sospecha acerca del problema de enfriamiento según la empresa cliente. En la figura 3.4 se observa que, al aumentar el área de transferencia total de los intercambiadores de calor, el alcohol del reflujo si llega a la temperatura deseada por la empresa cliente, por lo cual, se encontró la causa raíz del problema con el sistema de enfriamiento y se puede seguir al último paso de la metodología, es decir, proponer una solución.



**Figura 3.4 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs área de transferencia de condensadores. Elaborado por: Amador & Arias**

### 3.5 Propuesta de solución

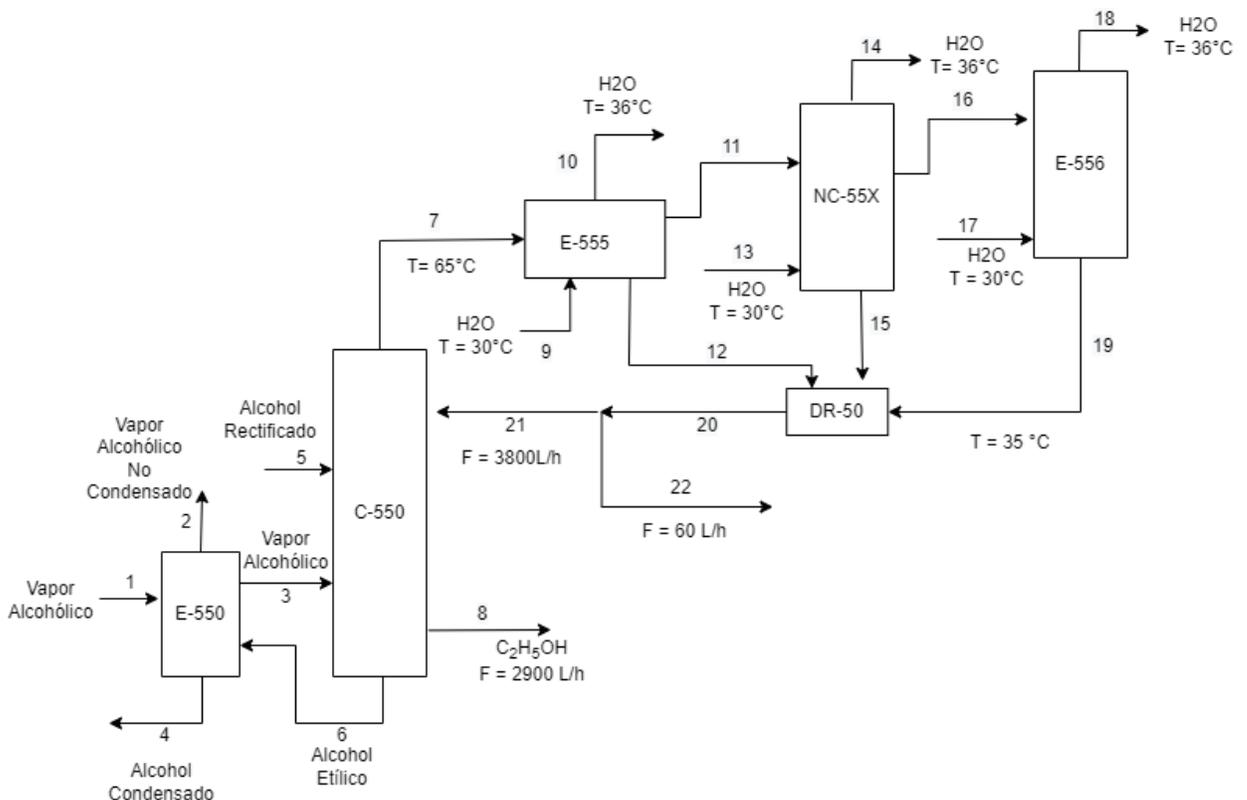
#### 3.5.1 Adición de nuevo condensador al proceso

Al determinar que la causa raíz del problema con el sistema de enfriamiento es la falta de área de transferencia en los condensadores, se propone como solución agregar un tercer condensador que aporte el área de transferencia de calor faltante. Para esto hay que tener en cuenta que las heurísticas de los intercambiadores de calor. Según Smith (2016), la diferencia de temperatura entre la entrada del fluido frío y la salida del fluido caliente debe ser como máximo de 5°C. Debido a esta heurística y a que el agua de enfriamiento entra a 30°C a los condensadores, el área de transferencia total recomendable es de aproximadamente 110m<sup>2</sup>. De esta manera, la temperatura de salida del alcohol sería de 35°C.

También se debe tener en cuenta que a medida que el proceso se va efectuando, van aumentando las incrustaciones y, por lo tanto, el coeficiente global de

transferencia de calor disminuye y la temperatura de salida será mayor. Por esta razón, se debe comprar un intercambiador de calor más grande (entre un 5% y 10%) al determinado mediante el análisis de sensibilidad. Este nuevo intercambiador tendrá un área de transferencia de  $60\text{m}^2$ , generando que el área de transferencia total del sistema de condensadores sea de  $119.21\text{m}^2$ .

Por esta razón, se propone agregar un tercer condensador, que estará justo después del E-555 y antes del E-556, tal como se representa en la figura 3.5, donde se puede observar cómo sería el nuevo diagrama de bloques al implementar la propuesta. La razón por la que se elige esta configuración es debido al espacio disponible que se tiene en planta, tal como se puede identificar en la figura 3.6. Al agregar el intercambiador de esta forma, la empresa cliente no deberá hacer un rediseño costoso al no tener que mover ninguno de los otros condensadores.



**Figura 3.5 Diagrama de bloques de la columna desmetilizadora con el nuevo intercambiador. Elaborado por: Amador & Arias**



**Figura 3.6 Posición de donde iría el nuevo condensador en la planta.**

### **3.5.2 Análisis de incrustaciones con la solución propuesta**

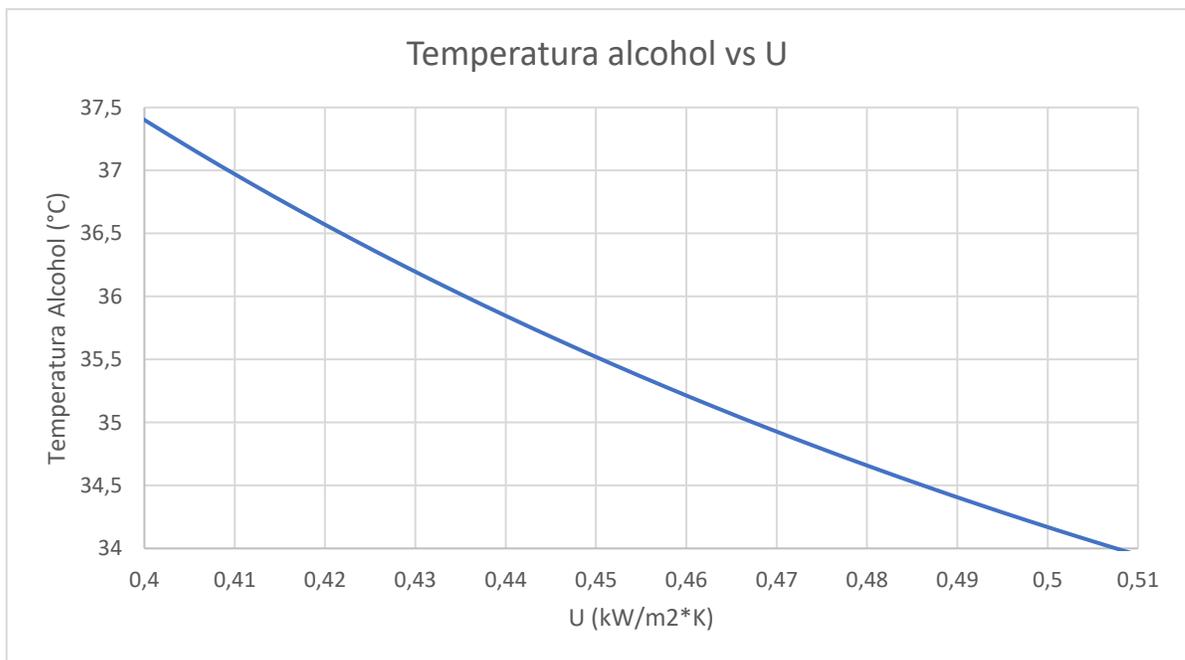
Es necesario comprobar que este nuevo condensador pueda mantener una temperatura de salida baja durante todo el tiempo a pesar de las incrustaciones que se puedan ir generando, para que así no sea necesario disminuir la alimentación en la columna destrozadora. Para esto, se realizó un nuevo análisis de sensibilidad (con la nueva área de transferencia de calor), teniendo como variable manipulada al coeficiente de transferencia global y la temperatura de salida como variable dependiente.

Por otra parte, se debe tener en cuenta también el factor de incrustación/ensuciamiento y como afecta esto al coeficiente total de transferencia de calor, considerando que este se puede calcular mediante la ecuación 3.1.

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o A_o} + \frac{R_{f,o}}{A_o} \quad (3.1)$$

Según Cengel & Ghajar (2011), un factor de incrustación representativo para vapores de alcohol es de  $0.0001 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ . Sin embargo, este valor junto a los coeficientes de transferencia por convección no se tiene medidos en la empresa, por lo cual no se puede realizar el análisis con respecto a esta variable.

De todas formas, se realizó el análisis de sensibilidad como se observa en la figura 3.7, donde se puede notar que a pesar de que el coeficiente de transferencia de calor baje hasta  $0.4 \text{ kW}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$  debido a las incrustaciones, la temperatura no llega a superar los  $40^\circ\text{C}$ . Además, como se hacen limpiezas en los condensadores dos veces al año, el coeficiente de transferencia no debería bajar lo suficiente como para que la empresa tenga problemas en ese aspecto. Sin embargo, esto es algo que la empresa debe comprobar mediante el monitoreo del factor de ensuciamiento.



**Figura 3.7 Comportamiento de la temperatura del alcohol vs coeficiente de transferencia de calor con nueva área de transferencia. Elaborado por: Amador & Arias**

### 3.5.3 Dimensiones

En la tabla 3.3 se representan las dimensiones que debería tener este intercambiador de calor, considerando que el condensador será colocado de forma vertical para tener mayor facilidad de limpieza. Además, se conoce que todos los tubos de los intercambiadores de la planta tienen un diámetro de aproximadamente 3cm, mientras que la longitud del condensador suele ser de 2.97m (para los verticales). Con estos datos conocidos, se pudo determinar que el nuevo condensador debe tener 215 tubos.

**Tabla 3.4 Dimensiones del intercambiador de calor propuesto. Elaborado por:  
Amador & Arias**

<b>Área (m<sup>2</sup>)</b>	60
<b>Diámetro tubo (m)</b>	0.03
<b>Longitud del intercambiador (m)</b>	2.97
<b>Número de tubos</b>	215

Por otra parte, en la tabla 3.4 se observa la cantidad de agua de enfriamiento que debe entrar al nuevo condensador, considerando lo calculado en la simulación base. En ese caso, para un área de transferencia total de 59,21m<sup>2</sup>, el caudal de agua de enfriamiento es de 89958 L/h, por lo cual, según el área del E-555 y del E-556 se conoce cuánta agua va a cada condensador. A partir de esta información, se determinó que para el nuevo condensador debe suministrarse un caudal de 91158 L/h. Para esto, la empresa cliente no precisa utilizar una nueva bomba, ya que actualmente poseen una de 720000L/h, de los cuales solo están utilizando 600000L/h. Mientras, el diámetro de las tuberías será de 4 pulgadas, al igual que la mayoría de los condensadores presentes en la planta.

**Tabla 3.5 Caudal de agua de enfriamiento para los condensadores de la planta.**

**Elaborado por: Amador & Arias**

Caudal de agua al E-555 (L/h)	50493.45
Caudal de agua al E-556 (L/h)	39465.75
Caudal de agua al nuevo condensador (L/h)	91158.25
Diámetro de tubería para el nuevo condensador (pulg)	4

### **3.6 Análisis de costos**

Se propuso que el nuevo condensador será de acero inoxidable, tal como el resto de los condensadores en la planta, por lo cual, el factor de corrección  $f_M$  tiene un valor de 2.9. Por otro lado, con las temperaturas y presiones que operará el nuevo intercambiador, los factores de corrección de presión y temperatura son iguales a 1. Por último, como se está realizando la propuesta en una planta ya existente, hay varios factores en los que no se necesita realizar una inversión, los cuales son: servicios eléctricos, utilidades, edificios, preparación de sitio, capital de trabajo e inversión fuera de las instalaciones.

De esta manera, en la tabla 3.5 se observan los valores con los que se realizó el cálculo del costo capital total del nuevo intercambiador de calor, junto con los índices de inflación respectivos según el Índice de costo de planta de Ingeniería Química (Jenkins, 2022). Se muestra que el costo total de este nuevo condensador sería de aproximadamente 295865\$, lo que sería una alta inversión para la empresa cliente. Sin embargo, con esta mejora serán capaces de mantener una producción estable de 70000 L/día cuando actualmente solo llegan a producir 56000 L/día por el problema con el sistema de enfriamiento.

Además, este cálculo fue comparado con precios reales de diferentes negocios online tales como Alibaba o IndiaMart, en donde se comprobó que los costos capitales obtenidos mediante literatura son congruentes con respecto a los costos que se consiguen realmente en la industria. Por estas razones se determinó que la empresa cliente podrá recuperar la inversión generada.

**Tabla 3.6 Costo capital total del nuevo condensador para la planta de alcohol etílico.**

**Elaborado por: Amador & Arias**

<b>C<sub>B</sub> (\$)</b>	32800
<b>Q<sub>B</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	80
<b>Q (m<sup>2</sup>)</b>	60
<b>M</b>	0,68
<b>I</b>	689.815
<b>I<sub>B</sub></b>	435.8
<b>C<sub>E</sub> (\$)</b>	42693.4
<b>C<sub>F</sub> (\$)</b>	295865

Como se mencionó anteriormente, con esta mejora en el sistema de enfriamiento de la columna desmetilizadora, la empresa cliente será capaz de producir 14000 L/d de alcohol etílico. Este etanol se vende a un precio de 1 \$/L, por lo cual, serían 14000\$ adicionales que ganaría la empresa cada día sin considerar otros factores como los gastos operacionales, impuestos, etc. Para conocer las ganancias reales a obtener con la mejora es necesario realizar un análisis de flujo de caja. Sin embargo, si se puede notar que la empresa cliente tendrá más ganancias al incluir un tercer condensador a la columna desmetilizadora.

# CAPÍTULO 4

## 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 4.1 Conclusiones

- Se realizaron cuatro análisis paramétricos para determinar la causa raíz del problema con el sistema de enfriamiento, que causa que la temperatura de salida del reflujo de la columna desmetilizadora supere los 50°C. Mediante esto, se descartó que la composición del metanol, el flujo de agua y temperatura de entrada del agua de enfriamiento sean los parámetros que causen la problemática planteada. Por otra parte, se concluyó que el área de transferencia de los condensadores es insuficiente, y, realizando un aumento, se puede llegar a la temperatura deseada.
- Se determinó que el área de transferencia necesaria para llegar a una temperatura estable de 35°C es de 110m<sup>2</sup>. Sin embargo, debido a las incrustaciones que se generan a medida que se efectúa el proceso, se debe diseñar el nuevo condensador con un 5 a 10% de margen para evitar futuros problemas. Es por ello que se propuso que el nuevo condensador sea de 60m<sup>2</sup>, para que así el área de transferencia total del sistema de enfriamiento sea de 120m<sup>2</sup>.
- El condensador propuesto será ubicado entre el condensador E-555 y E-556 para no tener que realizar un rediseño muy complicado en la planta. Además, se lo construirá de forma vertical para facilitar la limpieza de este. Por otra parte, tendrá una longitud de 2.97m como todos los otros condensadores verticales presentes en la planta. Con esa información, se calculó el número de tubos que debe tener este intercambiador, siendo este una cantidad de 215 tubos.
- Se realizó un análisis de sensibilidad manipulando el coeficiente total de transferencia de calor para determinar los efectos de las incrustaciones en el

sistema de enfriamiento con el nuevo condensador propuesto. Se concluyó que el sistema de condensadores podrá mantener una producción estable de 70000 L/d de etanol ya que las incrustaciones no causarán un aumento de temperatura significativo en el sistema como está ocurriendo actualmente.

- Se calculó que el caudal de agua que entra actualmente a los condensadores E-555 y E-556 son de 50493.45 L/h y 34965.75 L/h. A partir de esos datos y conociendo el área de transferencia de cada intercambiador, se determinó que el nuevo condensador debe tener un caudal de agua de 91158.25 L/h, el cual puede ser suministrado sin problema con la actual bomba que poseen en la empresa cliente ya que actualmente solo utilizan 600000 L/h de los 720000L/h que se tiene disponible.
- El análisis de costos realizado demostró que el nuevo condensador tendría un costo total de aproximadamente 295865\$, considerando factores como el material utilizado, las tuberías, la construcción, etc. Este precio es económicamente viable para la empresa ya que se comparó con precios reales que se tienen en la industria. Además, al solucionar este problema de temperatura serán capaces de producir 70000 L/d en comparación a los 56000 L/d que producen actualmente. De esta manera, la empresa cliente podrá recuperar la inversión realizada y generar ganancias en un corto plazo de tiempo.

## **4.2 Recomendaciones**

- Se recomienda utilizar el paquete de intercambiadores de calor de Aspen Plus V12.1 para poder detallar ampliamente la geometría de los condensadores y, de esta manera, obtener los resultados más realistas posibles en las simulaciones del proceso.
- Realizar una simulación de todo el proceso de obtención de alcohol etílico, es decir, incluir las cuatro columnas de destilación, para así poder demostrar que con

la mejora propuesta se puede obtener 70000 L/día de alcohol etílico, sin que la temperatura en el reflujo de la desmetilizadora aumente por encima de los 40°C.

- Se recomienda a la empresa cliente controlar con más detalle el flujo de agua de enfriamiento que entra a cada condensador, así como las temperaturas de salida de cada uno de estos intercambiadores. De esta manera, se podrán determinar las causas de los problemas que puedan presentarse en el proceso de forma más sencilla.
- Se recomienda a la empresa estimar el factor de ensuciamiento para así poder determinar cómo varía el coeficiente global de transferencia de calor a medida que aumentan las incrustaciones y así poder comprobar cuándo se requiere realizar limpieza a los condensadores de forma más efectiva.
- Realizar un análisis de costos más detallado para así poder determinar un precio real de este nuevo condensador. El costo calculado fue una estimación preliminar, sin embargo, a la hora de realizar una compra se debe realizar la estimación definitiva basándose con un diagrama P&ID.
- Se recomienda realizar un análisis de flujo de caja para que así el cliente pueda conocer el tiempo en el que se recuperará la inversión, además, para tener una proyección de las ganancias que obtendrán con el nuevo condensador en el sistema de enfriamiento de la desmetilizadora.
- Utilizar un software de diseño como Autocad para realizar un modelado 3D de como quedaría estructurado el sistema de enfriamiento de la columna desmetilizadora con el nuevo condensador.

### 4.3 Bibliografía

- Alonso-Gómez, L. A., & Bello-Pérez, L. A. (2018). Four generations of raw materials used for ethanol production: Challenges and opportunities. *Agrociencia*, 52(7), 967–990.
- Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). Economic Evaluation of Projects. In *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 35). <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-62700-1.00019-X>
- Gezer, B., Yilmaz, Z., Akbal, U., & Kanat, G. (2014). *Distillation: Types and Applications - A Review*. 3734–3738.
- Górak, A., & Schoenmakers, H. (2014). *Distillation Operation and Applications*.
- Grupo FARO. (2019). ODS Territorio Ecuador: “Logros y desafíos en la implementación de los ODS en Ecuador”. *Panorama Sostenible Anual No.1.*, 123.
- INEN, S. E. de N. (2018). BEBIDAS ALCOHÓLICAS. ALCOHOL ETÍLICO DE ORIGEN AGRÍCOLA. REQUISITOS. *Inen*, 10. <http://www.aeade.net/wp-content/uploads/2016/12/PROYECTO-A2-NTE-INEN-2204.pdf>
- Jacques, Lyons, & Kelsal. (2010). The Alcohol Textbook 4th edition. In *In: Jacques KA, Lyons TP, Kelsall DR (eds) The alcohol textbook*.
- Katzen, R., & Madson, P. W. (2009). Chapter 18 Ethanol distillation : the fundamentals. *The Alcohol Textbook: A Reference for the Beverage, Fuel and Industrial Alcohol Industries*, 269–288.
- Luyben, W. L. (2022). Optimum vacuum distillation pressure. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 171(September 2021), 108630. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2021.108630>
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química Séptima Edición*.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2007). Operaciones unitarias en ingeniería química. In *The Biogas Handbook: Science, Production and Applications* (Vol. 7, Issue 5). <http://www.sgc.se/rapporter/resources/Evaluation.pdf><http://www.springer.com/series/8059><https://www.google.com.co/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwjhfLp9KrNAhWKGB4KHftNCfsQFggcMAA&url=https://mediathek.fnr.de/media/>

- Roper, J. D. S. E. J. H. D. K. (2016). *Separation Process Principles with Applications Using Process Simulators*. Wiley.
- Singh, K., & Das, R. (2016). A feedback model to predict parameters for controlling the performance of a mechanical draft cooling tower. *Applied Thermal Engineering*, 105, 519–530. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.03.030>
- Ttito Arapa, G. (2014). "DISEÑO DE UNA PLANTA PARA OBTENCION DE Presentado por el Bachiller en Ingeniería Química: GONZALO TTITO ARAPA Para optar el título Profesional de Ingeniero Químico.