

Propuesta de Diseño de una torre de destilación por método FUG “fug” (material didáctico)

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

**PARA OBTENER EL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO CON LA ESPECIALIDAD EN
PETROQUÍMICA SECUNDARIA.**

**PRESENTA: ALFREDO SÁNCHEZ CORTEZ
201520019**

ASESOR: IQI. ALBERTO COCOM CELAYA

JUNIO 2024

AGRADECIMIENTOS

En el presente trabajo quiero agradecer primeramente a mis padres, por ayudarme a impulsar mis sueños como si fueran propios, por darme la oportunidad de tener una educación y así hacer de mi una buena persona y un profesional. Son y serán mi orgullo y mi más grande ejemplo.

A mi esposa, por su amor, paciencia y apoyo incondicional, siendo la motivación para superarme día con día.

A toda mi familia, quienes a lo largo de este trayecto siempre estuvieron pendientes brindando su cariño y aliento para la culminación de este objetivo.

Por último, al Tecnológico de Estudios Superiores de Coacalco y a los profesores quienes compartieron sus conocimientos conmigo a lo largo de mi estadía en la institución.

Resumen

Este proyecto se centra en el diseño de una torre de destilación utilizando el método corto de Fenske-Underwood Gilliland (FUG) para la separación eficiente de componentes en una mezcla líquida. La metodología empleada se basa en la teoría de la fugacidad, considerando las interacciones moleculares y la no idealidad de los componentes. Díaz, S. P. (2021). Introducción al método de McCabe. Metodologías Eficientes. <http://www.metodologiaseficientes.com/mccabe>

En la fase inicial, se realizó un exhaustivo análisis de la mezcla de alimentación, identificando sus componentes y determinando sus propiedades termodinámicas cruciales, tales como la presión de vapor y las fugacidades. La elección de un modelo termodinámico adecuado fue esencial para calcular el equilibrio de fases, y se optó por el modelo de fugacidad. López, A. M. (2019). Implementación del método de McCabe en entornos educativos. En P. Fernández & R. Martínez (Eds.), Innovaciones en la educación moderna (pp. 120-145). Editorial Académica.

El diseño del sistema de alimentación fue otro aspecto crítico, implicando la selección de condiciones operativas óptimas y el dimensionamiento de intercambiadores de calor y bombas. La elección del tipo de torre (por ejemplo, bandejas o relleno) se basó en las propiedades de los componentes y los objetivos de separación, calculando el número de bandejas o la altura del relleno necesarios. Ramírez, F. L., & Torres, N. G. (2017). Evaluación del método de McCabe en proyectos de desarrollo (Informe Técnico No. 34). Instituto de Investigaciones Empresariales.

El dimensionamiento de la torre de destilación incluyó la determinación de dimensiones clave como el diámetro y la altura, mientras que la selección de materiales de construcción se guió por la compatibilidad con los componentes y las condiciones de operación. Asimismo, se abordó el diseño del sistema de calentamiento y condensación, seleccionando adecuadamente calentadores y condensadores.

La optimización del diseño mediante simulaciones permitió ajustar parámetros operativos para mejorar la eficiencia y la calidad de la separación. Se llevó a cabo un análisis económico exhaustivo, evaluando los costos asociados con la construcción, operación y mantenimiento de la torre de destilación. La comparación de costos con los beneficios esperados aseguró la viabilidad económica del proyecto. Ramírez, F. L., & Torres, N. G.

(2017). Evaluación del método de McCabe en proyectos de desarrollo (Informe Técnico No. 34). Instituto de Investigaciones Empresariales.

ABSTRACT

This project focuses on the design of a distillation tower using the short Fenske-Underwood Gilliland (FUG) method for the efficient separation of components in a liquid mixture. The methodology used is based on the theory of fugacity, considering molecular interactions and the non-ideality of the components.

In the initial phase, an exhaustive analysis of the feed mixture was performed, identifying its components and determining its crucial thermodynamic properties, such as vapor pressure and fugacities. The choice of an appropriate thermodynamic model was essential to calculate phase equilibrium, and the fugacity model was chosen.

The design of the feed system was another critical aspect, involving the selection of optimal operating conditions and the sizing of heat exchangers and pumps. The choice of tower type (e.g., trays or fill) was based on component properties and separation objectives, calculating the number of trays or fill height required.

Distillation tower sizing included determination of key dimensions such as diameter and height, while construction material selection was guided by component compatibility and operating conditions. Likewise, the design of the heating and condensation system was addressed, appropriately selecting heaters and condensers.

Design optimization through simulations made it possible to adjust operating parameters to improve separation efficiency and quality. A comprehensive economic analysis was carried out, evaluating the costs associated with the construction, operation and maintenance of the distillation tower. Comparison of costs with expected benefits ensured the economic viability of the project.

CONTENIDO

Capítulo 1

INTRODUCCIÓN.....	6
1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN	8
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	8
1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA	9
1.3. JUSTIFICACIÓN.....	9
1.4. OBJETIVOS.....	10
1.4.1. Objetivo general	10
1.4.2. Objetivos específicos	10

Capítulo 2

2. MARCO DE REFERENCIA y Antecedentes	10
2.2. MARCO TEÓRICO	11
2.2.1. Destilación:.....	11
2.2.2. Método corto de diseño Fenske-Underwood-Gilliland (FUG):.....	12
2.2.3. Ley de Raoult:	16
2.2.4. Equilibrio de fases:.....	17
2.4. MARCO CONCEPTUAL.....	17
2.4.1. Operaciones unitarias:	17
2.4.2. Equilibrio	17
2.4.3. Presión de vapor.....	17
2.4.4. Volatilidad relativa	17
2.4.5. Punto de ebullición.....	18
2.4.6. Punto de burbuja.....	18
2.4.7. Punto de rocío.....	18
2.4.8. pH.....	18
2.4.9. Condensador.....	18

2.4.10. Rehervidor.....	18
-------------------------	----

Capítulo 3

3. DISEÑO METODOLÓGICO.....	18
3.2. DISEÑO ADOPTADO.....	18
3.3. OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES.....	18
3.4. PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN.....	19

Capítulo 4

4. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	19
4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	19
4.2.1. Balance de materia del proceso.....	20
4.2.2. Alimentación a la columna:	20
4.2.3. Corriente de destilado y fondos:	21
4.2.4. Selección del ambiente de la torre de destilación	22
4.2.5. Condiciones resultantes del diseño de la torre.....	23
4.2.6. Dimensionamiento de la torre:	25
4.2.7. Reducción de las ppm de nitrato en base amoníaco:.....	26
Simulación:	
.....	27
CONCLUSIÓN.....	29
COMPETENCIAS	
DESARROLLADAS.....	30
REFERENCIAS	31
RECOMENDACIONES.....	33
ANEXOS.....	
.....	34

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Parámetros y condiciones para vertimientos de aguas residuales.....	19
Tabla 2. Variables de operación.....	19
Tabla 3. Caudales y composiciones referidas al componente más volátil.....	20
Tabla 4. Propiedades de los fluidos.....	20
Tabla 5. Caudales molares.....	22
Tabla 6. Condiciones de entrada corriente de alimentación.....	23
Tabla 7. Condiciones de salida de las corrientes de la torre.....	23
Tabla 8. Dimensiones del equipo.....	25

Capítulo 1

Este capítulo abordará la investigación y el desafío de diseñar una torre de destilación que pueda separar efectivamente componentes en mezclas complejas, considerando las complejidades termodinámicas de los sistemas multicomponentes. El método FUG se propone como una herramienta para abordar este problema de manera precisa y robusta.

Introducción

La destilación es un proceso fundamental en la separación de componentes de mezclas líquidas, y su eficiencia impacta directamente en la calidad y pureza de los productos obtenidos. En este contexto, el proyecto que se presenta tiene como objetivo el diseño de una torre de destilación utilizando el Método de Fenske-Underwood Gilliland (FUG). Este método, basado en principios termodinámicos, es esencial para la predicción y optimización de las separaciones en sistemas multicomponentes. Rodríguez, L. A. (2020). La implementación del método FUG en la educación secundaria. En J. H. Sánchez & M. T. López (Eds.), Nuevas tendencias en la enseñanza de la gramática (pp. 85-102). Editorial Educativa.

La metodología FUG se destaca por su capacidad para prever los efectos de las relaciones de concentración en los puntos de alimentación y de destilado, proporcionando un enfoque integral para el diseño de torres de destilación. Este método, que incorpora la teoría de la destilación y la termodinámica, permite abordar de manera precisa los desafíos asociados con la separación de componentes químicos en mezclas complejas. Fernández, S. G. (2021). Introducción al método FUG. Gramática y Educación. <http://www.gramaticayeducacion.com/fug>

En la fase inicial del proyecto, se llevará a cabo un análisis detallado de la mezcla de alimentación, identificando sus componentes y evaluando sus propiedades termodinámicas cruciales. La selección del método FUG como marco de referencia permitirá no solo prever el equilibrio de fases en el sistema, sino también dimensionar adecuadamente la torre de destilación para lograr una separación eficiente. Rodríguez, L. A. (2020). La implementación del método FUG en la educación secundaria. En J. H. Sánchez & M. T. López (Eds.), Nuevas tendencias en la enseñanza de la gramática (pp. 85-102). Editorial Educativa.

El diseño se centrará en la implementación de la metodología FUG para calcular el número de etapas de destilación requeridas, así como la optimización de las condiciones operativas. La elección del tipo de torre, la selección de materiales y la configuración de los intercambiadores de calor serán aspectos cruciales que se abordarán en esta etapa del proyecto. Fernández, S. G. (2021). Introducción al método FUG. Gramática y Educación. <http://www.gramaticayeducacion.com/fug>

A medida que avanzamos en este proyecto, se espera obtener una comprensión profunda de los principios fundamentales del Método de Fenske-Underwood Gilliland y aplicarlos de manera efectiva en el diseño de una torre de destilación que cumpla con los más altos estándares de eficiencia y rendimiento. La implementación exitosa de este diseño no solo contribuirá al avance tecnológico en el campo de la destilación, sino que también proporcionará una solución práctica y eficaz para la separación de mezclas complejas en la industria química. Fernández, S. G. (2021). Introducción al método FUG. Gramática y Educación. <http://www.gramaticayeducacion.com/fug>

Diseño de una torre de destilación por el Método de Fenske-Underwood Gilliland (FUG)

1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La destilación es un proceso ampliamente utilizado en la industria química para separar componentes de mezclas líquidas, siendo esencial para la obtención de productos puros y de alta calidad. Sin embargo, el diseño eficiente de una torre de destilación se enfrenta a diversos desafíos, especialmente cuando se trata de sistemas multicomponentes con propiedades termodinámicas complejas.

Uno de los problemas fundamentales es la necesidad de lograr una separación efectiva de componentes en mezclas complejas, donde las interacciones entre los diferentes compuestos pueden afectar significativamente la eficiencia del proceso. Además, la falta de un método de diseño preciso y robusto puede llevar a subdimensionamientos o sobre dimensionamientos de la torre, resultando en costos operativos no óptimos y menor eficiencia energética.

En este contexto, el problema central que motiva este proyecto radica en la necesidad de desarrollar un enfoque de diseño de torres de destilación que aborde de manera

específica y eficaz las complejidades termodinámicas de sistemas multicomponentes. Si bien existen diversos métodos y enfoques en la literatura, la aplicación del Método de Fenske-Underwood Gilliland (FUG) para el diseño de torres de destilación aún requiere una investigación más profunda y aplicada (S. Manjula, «*Water pollution by industries: causes and consequences*,» *The world journal on juristic polity*, Noviembre 2016).

La falta de implementación práctica y de estudios exhaustivos que integren la metodología FUG en el diseño de torres de destilación para sistemas complejos representa una brecha en el conocimiento actual. Superar este problema no solo contribuirá al avance en la eficiencia de los procesos de destilación, sino que también tendrá implicaciones directas en la optimización de recursos y costos en la industria química.

Así, el presente proyecto busca abordar este problema central mediante la aplicación del Método de Fenske-Underwood Gilliland, explorando su viabilidad y eficacia en el diseño de torres de destilación para sistemas multicomponentes, y proporcionando una contribución significativa al campo de la ingeniería de procesos químicos (S. Manjula, «*Water pollution by industries: causes and consequences*,» *The world journal on juristic polity*, Noviembre 2016.)

La iniciativa de aprovechar este condensado es para su reutilización en otros sistemas del proceso productivo, la cual es de sumo interés debido a que representaría una disminución en el consumo constante de agua, recurso natural preciado, que por regulaciones ambientales no puede disponerse sobre los rangos debidos de pH y temperatura. En aras de brindar una posible solución a estos problemas, se elaboró esta propuesta de investigación la cual pretende simular y diseñar una destilación por rectificación la cual representa el escenario más adecuado para la integración másica y energética por medio de la recuperación de sustancias e intercambio de calor entre corrientes, que proporcione como resultado una alternativa viable para la posterior ejecución en la empresa. (S. Maulin P, «*Waste water pollution*,» *Journal of Applied Biotechnology & Bioengineering*, vol. III, pp. 262-263, 2017.)

1.2. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

¿Cómo diseñar y simular una torre de destilación?

1.3. JUSTIFICACIÓN

Una de las formas más eficientes de efectuar procesos de separación en la industria en general es a través la destilación. Una torre de destilación de platos puede resultar la alternativa más viable, teniendo en cuenta las condiciones de operación con las que se contarían y según lo que se desea obtener, si se llevara a cabo la construcción del equipo, ya que este tipo de diseño no conlleva a problemas recurrentes de ensuciamiento, que es uno de los factores en común que presentan otros medios de separación.

La elaboración de esta propuesta representa una alternativa que despierta el interés para el ingeniero químico ya que promueve la utilización de simuladores de procesos industriales que consideran modelos robustos de sistemas de ecuaciones que proporcionan resultados muy aproximados a la realidad y, desde el punto de vista industrial representa para la empresa una solución factible, rápida y más económica de desarrollar alternativas para la recuperación y reutilización de sustancias imprescindibles como el recurso agua, que ambientalmente reduciría las condiciones inseguras que se generarían por la mala disposición de estos tipos de desechos.

El ciclo natural del amoníaco en la tierra es benéfico tanto para las plantas como para los animales. Su origen se debe a la descomposición natural del estiércol y animales muertos, sin embargo, la producción industrial de esta sustancia para su uso como fertilizante, es la que altera el equilibrio natural afectando la calidad de los recursos agua, aire y suelo. La exposición excesiva a sustancias como el amoníaco causa en las personas irritación en ojos, piel y vías respiratorias. En el medio ambiente es perjudicial dado que ocasiona la acidificación de suelos y a su vez la emanación de gases nitrosos contribuye al calentamiento global y la destrucción de la capa de ozono. (*Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, «Diagnostico nacional de salud ambiental,» Diciembre 2012.*)

El planteamiento de este proyecto representa para la empresa una alternativa en términos de ahorro energético y económico dado que propone la recuperación de un servicio industrial para ser aprovechado en otras unidades de sus procesos productivos. Dicho servicio, el agua, es un recurso natural valioso, de elevado costo y debe ser aprovechado

al máximo por la compañía debido a su responsabilidad con el medio ambiente y la importancia de conservarlo. Además del beneficio que representa para la empresa la investigación en esta unidad del proceso productivo, ya que abarca una de las necesidades actuales de la empresa, su ejecución conlleva a la aplicación de muchos de los conceptos vistos a lo largo del programa de ingeniería química, tales como las teorías básicas de termodinámica, transferencia de masa y calor, en general los fenómenos de transporte y algunas teorías fundamentales de la química, resumidas en las operaciones unitarias. Este proyecto tiene como base esta última, la cual aplica los conocimientos previos de ingeniería, a programas destinados a la simulación de columnas de destilación. (Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, «Diagnostico nacional de salud ambiental,» Diciembre 2012.)

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo general

Desarrollar un material didáctico integral y accesible que facilite el aprendizaje y la comprensión del proceso de destilación por el método FUG, con el fin de capacitar a estudiantes y profesionales en la aplicación eficiente y precisa de esta técnica fundamental en la ingeniería química, promoviendo un aprendizaje activo y una sólida base teórica y práctica.

1.4.2. Objetivos específicos

Analizar datos de caracterizaciones fisicoquímicas del condensado en el proceso de producción Seleccionar el tipo de torre (bandejas, relleno, etc.) basándose en las propiedades de los componentes y los resultados obtenidos del Método FUG.

Calcular las dimensiones clave de la torre, como el diámetro y la altura, para lograr una separación efectiva.

Crear documentación que incluya planos, especificaciones de diseño y procedimientos operativos para facilitar la implementación práctica del diseño.

ANTECEDENTES

Para el desarrollo de este proyecto se tuvieron en cuenta estudios previos relacionados con el proceso de destilación de diferentes sustancias. Modelado y control de una columna de destilación binaria es uno de los documentos usados como base para la conceptualización del presente proyecto. Este estudio abarca el diseño de una columna de destilación no ideal para la separación de etanol-agua. (*EL TIEMPO*, «*La bahía de cartagena está bajo el fango,*» 02 enero 2015.)

El modelado de una columna dinámica, como mayor alcance, inicia con el diseño y simulación de una columna de destilación en estado estacionario que permite aterrizar el punto de partida para simular la separación amoníaco-agua. Además de esto, se analiza la inclusión de control predictivo aplicado al modelo. Thermal design of a tray-type distillation column fan Ammonia-Water absorption refrigeration cycle, cuyo objetivo era presentar un análisis de una columna segmentada de destilación para un ciclo de refrigeración por absorción de amoníaco-agua. Los balances de materia y energía se realizaron con base en el método de Ponchon-Savarit para determinar el número de etapas ideales. (*EL TIEMPO*, «*La bahía de cartagena está bajo el fango,*» 02 enero 2015.)

El análisis arroja las condiciones óptimas de diseño que permite determinar aspectos relevantes como tasas de flujo en el diseño de la columna. Diseño y simulación de una torre de destilación por medio de un software especializado para la recuperación de 1-Buteno en la empresa Polipropileno del Caribe S.A., propone el diseño de una torre de recuperación de 1-Buteno con el fin disminuir costos de producción y emisiones a la atmósfera cuyo objetivo es diseñar un sistema de destilación validando la información termodinámica obtenida del software utilizado para el desarrollo del proyecto que permitiría manejar las diferentes corrientes, variables y condiciones de los equipos que interactúan en este proceso y hacer las correcciones respectivas en su funcionamiento.

Conceptualización de un proceso de destilación azeotrópica para el desplazamiento del azeótropo del sistema ácido nítrico/agua. Pretende diseñar una columna de destilación para aumentar la concentración de ácido nítrico a un valor superior mediante la conceptualización matemática del proceso de destilación azeotrópica a escala industrial a través del proceso a escala de laboratorio; y de esta manera mejorar el proceso productivo y la eficiencia energética seguido de una disminución en el consumo eléctrico.

En el Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible, documento en el cual se desarrolla una mejora a una columna de destilación para que opere en condiciones específicas con las cuales se maneja una sustancia con la que se pretende obtener mayores purezas, el equipo trabaja a unas condiciones determinadas de temperatura, los cálculos fueron realizados por medio de las ecuaciones y gráficos de “Gauze structured packing” de la empresa KOCHGLITSCH. Desde estos datos se procedió a seleccionar un relleno estructural tipo BX ideal para aplicaciones a bajas presiones. (*International Plant Nutrition Institute, «Fuentes de Nutrientes Específicos,» 3001 2018.*)

Capítulo 2

Durante el próximo capítulo, abordaremos de manera precisa el marco teórico de la investigación, abordando los tópicos mas importantes que manejan en este método. Para así tener un poco de investigación previa del tema y básicos para su comprensión.

2.2. MARCO TEÓRICO

2.2.1. Destilación:

La destilación es un método para separar componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida y se aplica en los casos en los que los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia para obtener otra fase, la separación ocurre por evaporación o condensación de la solución original.

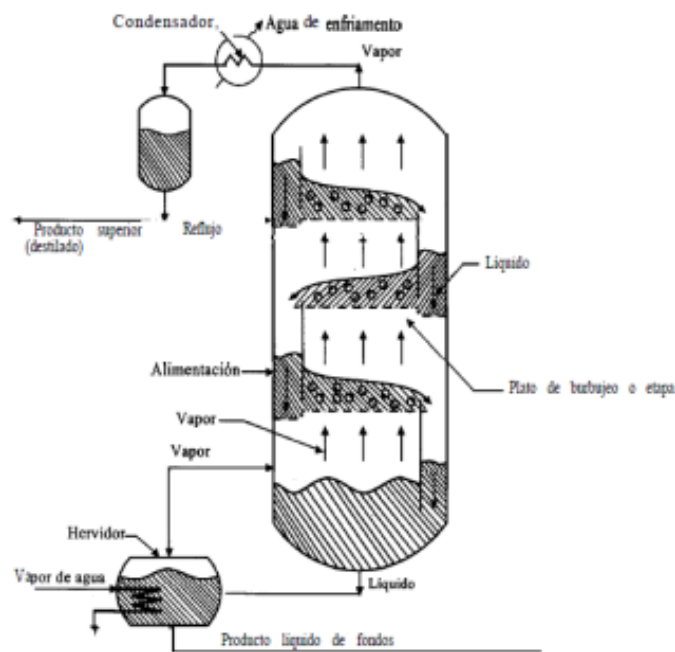


Fig. 1 Flujo de proceso para una torre fraccionadora de platos. Fuente: C.J. Geankoplis, procesos de transporte y operaciones unitarias, CECSA, 3ª edición.

La rectificación (fraccionada) o destilación por etapas con reflujo se puede considerar desde un punto de vista simplificado como un proceso en el cual se lleva a cabo de una serie de etapas de vaporización instantánea, de manera que los productos gaseosos y líquidos de cada etapa fluyen a contracorriente. El líquido de una etapa se introduce o

fluye a la etapa inferior y el vapor de una etapa fluye hacia arriba, a la etapa superior. Por consiguiente, en cada etapa entra una corriente de vapor V y una corriente líquida L , que se mezclan y alcanzan su equilibrio, y de dicha etapa sale una corriente de vapor y una corriente de líquido en equilibrio. Para el contacto a contracorriente por etapas múltiples, se obtuvo la ecuación de balance de materias o ecuación de la línea de operación que relaciona las concentraciones de las corrientes de vapor y de líquido que se ponen en contacto en cada etapa. En una columna de destilación, las etapas (a las que se llama casquetes de burbujeo o platos) de una torre de destilación están distribuidas verticalmente. La alimentación entra a la columna aproximadamente en la zona media de la misma. Si la alimentación es líquida, fluirá hacia abajo, aun casquete de burbujeo o etapa. (J. L. Perez Sanchez, «Diseño de una planta para la separación de parafinas lineales procedentes de queroseno,» Universidad de Cádiz, Cádiz, 2007.)

El vapor entra al plato y burbujea a través del líquido a medida que éste fluye hacia abajo, el vapor y el líquido que salen del plato están esencialmente en equilibrio. El vapor continúa hacia arriba pasando a la siguiente etapa o plato, donde nuevamente se pone en contacto con el líquido que fluye hacia abajo. En este caso, la concentración del componente más volátil (el componente A de punto de ebullición más bajo) va aumentando en el vapor de una etapa a la superior siguiente y disminuye el líquido de una etapa a la inferior siguiente. El vapor final que sale por la parte de arriba se envía a un condensador y se extrae una porción del producto líquido (destilado), que contiene una alta concentración de A. El líquido remanente en el condensador regresa (reflujo) al plato superior. El líquido que sale por el plato inferior entra a un hervidor, donde se vaporiza parcialmente, y el líquido remanente, que es pobre en A o rico en B, se extrae como producto líquido. El vapor del hervidor regresa a la etapa o plato inferior (J. L. Perez Sanchez, «Diseño de una planta para la separación de parafinas lineales procedentes de queroseno,» Universidad de Cádiz, Cádiz, 2007.)

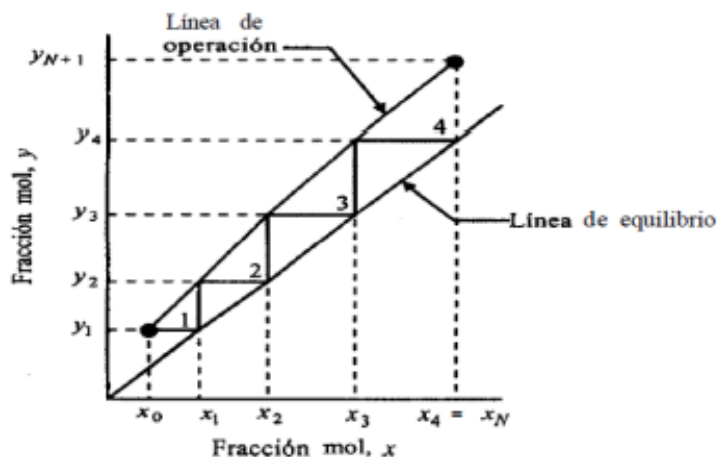


Fig. 2 Número de etapas de contacto en un proceso a contracorriente. Fuente: C.J. Geankoplis, procesos de transporte y operaciones unitarias, CECSA, 3ª edición.

2.2.4. Ley de Raoult: las dos principales suposiciones que se requieren para reducir los cálculos de equilibrio vapor líquido para dicha ley son:

- La fase vapor es un gas ideal
- La fase líquida es una solución ideal

La primera suposición significa que la ley de Raoult se aplica solo a presiones de bajas a moderadas. La segunda implica que se tiene validez siempre y cuando las especies que constituyen el sistema sean químicamente semejantes. (A. Montoya Mistretta, «Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible,» Pontificia universidad católica de Valparaíso, Valparaíso, 2012.)

El gas ideal, así como la solución ideal son el punto de partida que permiten establecer una relación con el comportamiento de una solución y un gas reales.

2.2.5. Equilibrio de fases: la termodinámica de equilibrio de fases busca establecer las relaciones entre varias propiedades, como temperatura, presión y concentración, si estas alcanzan sus valores finales para sustancias en específico y permanecen constantes, entonces el sistema está en equilibrio, aunque a nivel microscópico las condiciones no son estáticas, las moléculas continúan en constante movimiento. Muchas de las operaciones a nivel industrial como la destilación en el caso particular de este proyecto, relacionan varias fases coexistiendo en equilibrio, dicha condición estática en la que no ocurren cambios en las propiedades macroscópicas en el sistema con el tiempo, son el punto de partida del análisis que se realiza para determinar el mejor escenario de dicha

operación, por lo cual el sistema en estado en equilibrio representa unas condiciones tales donde no exista ninguna tendencia a ocurrir un cambio de estado. (A. Montoya Mistretta, «Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible,» Pontificia universidad católica de Valparaíso, Valparaíso, 2012.)

2.4. MARCO CONCEPTUAL

2.4.1. Operaciones unitarias: mediante el estudio sistemático de estas operaciones en sí mismos operaciones que evidentemente constituyen la trama de la industria y las líneas de producción se unifica y simplifica el tratamiento de todos los procesos. Los aspectos estrictamente químicos de los procesos se estudian en un área compatible de la ingeniería química llamada cinética de la reacción. Las operaciones unitarias se utilizan ampliamente para realizar las etapas físicas fundamentales de la preparación de reactantes, separación y purificación de productos, recirculación de los reactantes no convertidos, y para controlar la transferencia de energía hacia o desde el reactor químico. Las operaciones unitarias son aplicables a muchos procesos tanto físicos como químicos. Por ejemplo, el proceso empleado para la manufactura de la sal común consiste en la siguiente secuencia de operaciones unitarias: transporte de sólidos y líquidos, transferencia de calor, evaporación, cristalización, secado y tamizado (R. E. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa, Varias ciudades :McGraw Hill.*)

2.4.2. Equilibrio:

Se reconoce al equilibrio como una condición estática donde, con el tiempo, no ocurre cambio alguno en las propiedades macroscópicas de un sistema, lo cual implica un balance de todos los potenciales que pueden ocasionar un cambio. En la práctica de la ingeniería, la suposición de equilibrio se justifica solo cuando conduce a resultados de exactitud satisfactoria. (C. Geankoplis, *Procesos de transportes y operaciones unitarias, Minnesota Compañía editorial continental S.A de C.V, 1998.*)

2.4.3. Presión de vapor: presión a la cual, para cada valor de temperatura, la fase líquida y vapor están en equilibrio. También se conoce como presión de saturación y su valor es independiente de la cantidad de líquido o vapor siempre y cuando ambas fases se encuentren presentes.

2.4.4. Volatilidad relativa: (α) mide el grado posible de separación de las sustancias. Depende de la presión de vapor de cada componente y de las concentraciones de cada fase (líquido y vapor).

2.4.5. Punto de ebullición: temperatura a la cual, a una presión fija, un componente puro (líquido) se vaporiza.

2.4.6. Punto de burbuja: temperatura a la cual, a una presión fija, una sustancia se vaporiza.

2.4.7. Punto de rocío: temperatura a la cual, a una presión fija, una sustancia se condensa.

2.4.8. pH: medida que indica el grado de acidez o alcalinidad (basicidad) de una solución.

2.4.9. Condensador: intercambiador cuya capacidad es proporcional al delta de temperatura entre el punto de rocío del vapor que sale por la cima de la torre y la del líquido usado como refrigerante. Depende de la presión de operación de la columna y puede ser total, parcial o mixto (*Aspen Tech, «Properties Methods and Calculations,» Aspen, Massachusetts, 2015.*)

2.4.10. Rehervidor: calderín, caldera o reboiler es un intercambiador de calor ubicado en el fondo de la torre que provee la energía necesaria para que ocurra la destilación.

Capítulo 3

El contenido del capítulo se basa en la explicación del Método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG), abordando sus ecuaciones matemáticas así como las especificaciones, problemas y gráficas que se necesitan.

3. Método corto de diseño Fenske-Underwood-Gilliland (FUG):

Los métodos cortos son empleados para realizar un diseño aproximado de una torre de destilación. Estos métodos hacen suposiciones tales que simplifican de manera significativa el cálculo de los parámetros de la torre. El método Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) está basado principalmente en cuatro ecuaciones, las cuales predicen los parámetros en la torre dando como datos la distribución de componentes claves en el fondo y el domo de la torre, la relación de reflujo en la torre, el plato de alimentación y el perfil de presiones en la torre. (S. G. Sommer y J. K. Schjoerring, Ammonia Emission from mineral fertilizers and fertilized crops, Denmark: ResearchGate, 2004.)

Ecuación de Fenske: calcula el número mínimo de etapas de equilibrio necesarias en la torre para lograr la separación deseada. Este número de etapas corresponde a un reflujo total en la torre. Para emplear esta ecuación deben indicarse los componentes claves ligero (i) y pesados (j) y su distribución en el primer plato (1) y en el último plato (N+1) de la torre contándose de abajo hacia arriba, así como la volatilidad relativa entre ambos compuestos, la cual se supone constante en toda la torre.

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}} \right) \left(\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}} \right) \right]}{\log \alpha_{i,j}}$$

La volatilidad relativa media es la columna entre los componentes clave ligero y pesado ($\alpha_{i,j}$) se calcula como la media geométrica de las volatilidades entre los compuestos i y j en el primer y último plato de la columna, es decir:

$$\alpha_{i,j} = [(\alpha_{i,j})_N (\alpha_{i,j})_1]^{\frac{1}{2}}$$

Ecuación de Underwood: se determina el reflujo mínimo en la torre, que corresponde a etapas de equilibrio infinitas, y aun cuando este reflujo mínimo es una condición imposible para operar, sirve como referencia para saber a partir de qué reflujo se puede operar la torre. Para obtener este reflujo se debe resolver de manera simultánea las siguientes ecuaciones (A. M. Alzate Ibañez, «Modelado y control de una columna de destilación binaria,» Universidad Nacional de Colombia, Manizales, 2011.).

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_{i,HK} x_{F,i}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = \sum f_i$$

$$\frac{V_{min}}{D} = \sum \frac{\alpha_{i,HK} x_{D,i}}{\alpha_{i,HK} - \theta} = 1 + R_{min}$$

Correlación empírica de Gilliland: es usada para calcular las etapas de la torre dada un reflujo real, el cual es múltiplo de reflujo mínimo obtenido de la ecuación de Underwood. Esta correlación se expresa como:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right]$$

Esta correlación es válida siempre y cuando el número de componentes se encuentre entre 2 y 11, la presión sea máximo 40,82 atm, la condición térmica de alimentación (q) tenga un valor entre 0,28 y 1,42, y la volatilidad relativa esté entre 1,11 y 4,05.

Ecuación de Kirkbride: se usa para obtener la etapa de alimentación óptima suponiendo distribución ideal de los componentes en toda la torre- (J E. Zavaleta Aguilar y J. Simoes Moreira, «Thermal design of a tray-tape distillation column of an ammonia-water absorption refrigeration cycle,» Applied Thermal Engeneering, vol. XXX, pp. 1-9, 2011.)

$$\frac{N_{rectificación}}{N_{agotamiento}} = \left[\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}} \right) \left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^{\frac{1}{\alpha_{LK}}} \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{\frac{1}{\alpha_{LK} - 1}}$$

3.1 . Ecuaciones de estado

Peng-Robinson (PR): Es un modelo mejorado para las interacciones binarias en Aspen HYSYS debido a que tiene un mayor rango de aplicabilidad en términos de temperatura y presión. Se utiliza para tratamientos especiales para algunos componentes clave, tales

como He, H₂, CO₂, H₂S, H₂O, CH₃OH y posee la mayor base de datos de parámetros de interacción binaria.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b) + b(v-b)}$$

$$Z^3 + (1-B)Z^2 + (A-2B-3B^2)Z - (AB-B^2-B^3) = 0$$

Dónde:

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$b_i = 0,077796 \frac{RT_{ci}}{p_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0,457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$m_i = 0,37464 + 1,5422\omega_i - 0,26997\omega_i^2$$

Para $\omega > 0,49$ HYSYS utiliza:

$$m_i = 0,379642 + (1,48503 - (0,164423 - 1,016666\omega_i)\omega_i)\omega_i$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

PRSV: corresponde al modelo PR modificado y su mayor característica es una mejor representación de la presión de vapor de los componentes puros y mezclas. Además, amplía la aplicabilidad del modelo PR original a moderadamente sistemas no ideales. (D.

D. C. Castro Ortega y M. D. Ojeda Cuello, «Conceptualización de un proceso de destilación azeotrópica para el desplazamiento del azeótropo del sistema ácido nítrico/agua,» Universidad de Cartagena, Cartagena, 2012.)

Soave-Redlich-Kwong (SRK): es la presentación de un modelo modificado de Redlich Kwong (RK). Puede proporcionar resultados comparables con PR en muchos casos, pero con mucho menos mejora en Aspen HYSYS.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)}$$

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$b_i = 0,08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0,42748 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5})$$

$$m_i = 0,48 + 1,574\omega_i - 0,176\omega_i^2$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

Ecuación cúbica de estado generalizada (GCEOS): proporciona un marco que permite a los usuarios definir e implementar su propia ecuación cúbica generalizada de estado incluyendo reglas de mezcla y traducción de volúmenes.

3. 2 MBWR: Es un modelo de la ecuación de Benedict-Webb-Rubin (BWR) modificado

Con 32 parámetros, este modelo funciona muy bien con una serie de componentes puros dentro de rangos T y P especificados. Lee-Kesler-Plöcker: Como el anterior, es un modelo modificado de BWR.

$$z = z^0 + \frac{\omega}{\omega(r)} (z^r - z^0)$$

$$\frac{Pv}{RT} = \frac{P_r v_r}{T_r} = z(T_r v_r A_k)$$

$$z = 1 + \frac{B}{v_r} + \frac{C}{v_r^2} + \frac{D}{V_r^5} + \frac{C_4}{T_r^3 V_r^2} \left[\beta + \frac{\gamma}{V_r^2} \right] \exp \left[\frac{-\gamma}{v_r^2} \right]$$

3.4. VARIABLES

3.4.1. Variables Independientes

- Temperatura de entrada
- Presión de entrada
- Flujo de entrada
- Composición de entrada de amoníaco

3.4.2. Variables Dependientes

- Flujo másico del destilado
- Flujo másico de fondos
- Numero de etapas de la torre
- Fracción molar del destilado
- Fracción molar de los fondos

3.6.3. Variables Intervinientes

- Caída de presión en los platos

3.5. OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES

Tabla 1. Parámetros y condiciones para vertimientos de aguas residuales.

DE LAS NORMAS DE VERTIMIENTO		
Referencia	Usuario existente	Usuario nuevo
pH	5 a 9 unidades	5 a 9 unidades
Temperatura	<40°C	<40°C
Material flotante	Ausente	Ausente
Grasas y aceites	Remoción >80% en carga	Remoción >80% en carga
Sólidos suspendidos, domésticos o industriales.	Remoción >50% en carga	Remoción >80% en carga
Demanda bioquímica de oxígeno		
Desechos domésticos	Remoción >30% en carga	Remoción >80% en carga
Desechos industriales	Remoción >20% en carga	Remoción >80% en carga

Tabla 2. Variables de operación

Nombre de la variable	Variable	Definición	Dimensión	Indicador	Tipo de variable
Flujo de entrada	F	Corriente de flujo alimentado a la torre	Flujo	lb/h	Independientes
Temperatura de entrada	T	Medida del grado de calor de una sustancia contenido en un cuerpo	Temperatura	°F	
Fracción molar de amoníaco en la entrada	X_i	Composición en moles de la sustancia más volátil en la entrada	adimensional		
Presión de entrada	P	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Presión	psi	
Fracción molar del destilado	X_D	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	Dependientes
Fracción molar de los fondos	X_w	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	
Flujo de destilado	D	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Flujo	lb/h	
Flujo de fondo	W	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Flujo	lb/h	
N° de etapas	N	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	Intervinientes
Caída de presión de la torre	ΔP	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Presión	psi	

Capítulo 4

En este capítulo, analizaremos y desarrollaremos el problema planteado, así como su resolución y planteamiento para su posterior resolución de este. Teniendo en cuenta las especificaciones planteadas en el principio, así como su análisis de resultados alcanzados.

4.2. DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO

Se propone el diseño de una columna de destilación binaria a partir de la mezcla amoniaco-agua que permita recuperar los componentes de una corriente de condensado que actualmente representa un desecho en el proceso. (M. J. Guerra, «Aspen HYSYS properties packages,» Aspen Tech, Barcelona, España, 2006)

4.2.1. Balance de materia del proceso.

En la figura 5 se ilustra el balance de materia de la torre de destilación de este proyecto.

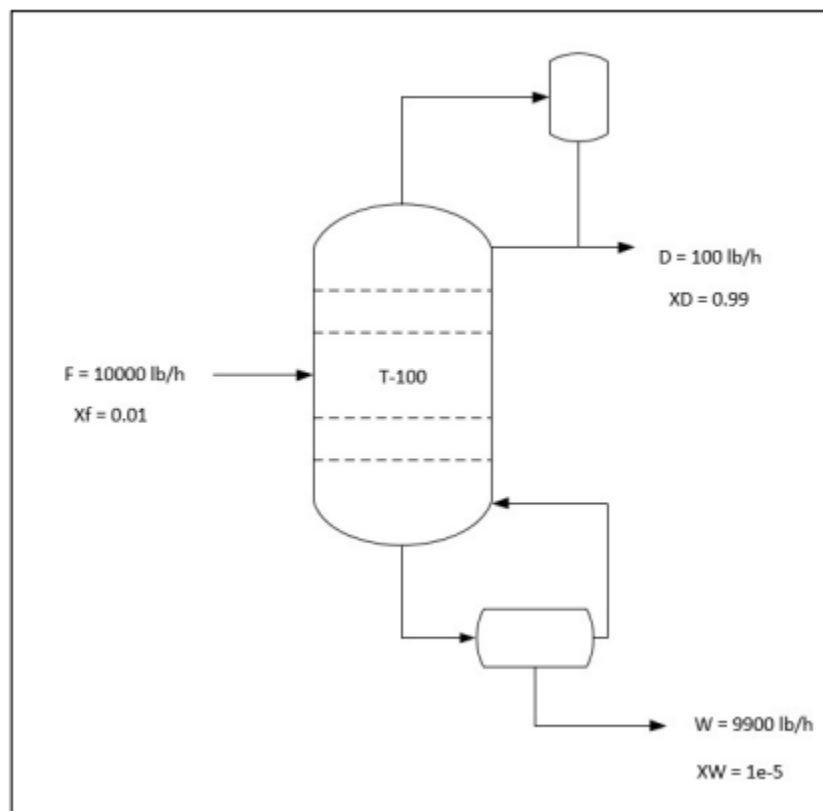


Fig. 5 Balance de corrientes en columna. Fuente: Autoras

El caudal de mezcla amoniaco-agua como corriente de alimentación a tratar en la columna es de 10.000 lb/h cuya composición es 99% agua y 1% amoniaco. De acuerdo con las especificaciones de la empresa, el objetivo es obtener un destilado de 99% amoniaco y una corriente de fondos de 1% de amoniaco. Para el balance de materia partimos de la siguiente información:

Tabla 3. Caudales y composiciones referidas al componente más volátil (amoniaco)

Corriente	Caudal	Composición
Alimentación	10.000 lb/h	1%
Destilado	-	99%
Fondos	-	1%

Tabla 4. Propiedades de los fluidos.

Compuesto	Densidad	Peso Molecular
Amoniaco	0,0455lb/ft ³	17 lb/lbmol
Agua	62,427lb/ft ³	18 lb/lbmol
Alimentación	61,816lb/ft ³	17,99 lb/lbmol

Teniendo en cuenta la información anterior, se procede a realizar el balance de materia en la columna:

$$(Entrada) = (Salida) + (Acumulación) + (Reacción química)$$

Sin acumulación y sin reacción química, un balance global en la columna sería de la siguiente manera:

$$F = D + W \text{ (balance global)}$$

$$Fxf = Dx_D + Wx_W \text{ (balance por componente)}$$

Siendo:

D: flujo molar de la corriente de destilado.

W: flujo molar de la corriente de fondos.

F: flujo molar de la corriente de alimentación.

x_f : composición molar de amoniaco en la corriente de alimentación.

x_D : composición molar de amoniaco en la corriente de destilado.

x_W : composición molar de amoniaco en la corriente de fondos.

4.2.2. Alimentación a la columna: el caudal de alimentación a la columna es de:

$$10000 \text{ lb/h} * \frac{1}{17,99} \text{ lbmol/lb} = 555,86 \text{ lbmol/h}$$

4.2.3. Corriente de destilado y fondos: de acuerdo con las ecuaciones anteriores del balance de materia, todos los datos resultan conocidos a excepción de D y W.

$$F = D + W \rightarrow F - W = D$$

$$F x_f = D x_D + W x_W$$

$$(555,86 \text{ lbmol/h})(0,01) = (555,8 \text{ lbmol/h} - W)0,99 + W(0,01)$$

$$5,558 \text{ lbmol/h} = 550,30 \text{ lbmol/h} - 0,99W + 0,01W$$

$$(5,558 - 550,30) \text{ lbmol/h} = -0,98W$$

$$\frac{-544,74 \text{ lbmol/h}}{-0,98} = W$$

$$555,859 \text{ lbmol/h} = W$$

$$F = D + W$$

$$(555,86 - 555,85) \text{ lbmol/h} = D$$

$$0,001 \text{ lbmol/h} = D$$

Tabla 5. Caudales molares.

Corriente	Caudal molar (lbmol/h)
F	555,873
D	555,829
W	0,001

4.2.4. Selección del ambiente de la torre de destilación

A partir de las condiciones iniciales a las cuales se almacena el condensado en la unidad de nitrato de amonio y utilizando el simulador se obtiene el diagrama de equilibrio que se muestra en la figura siguiente.

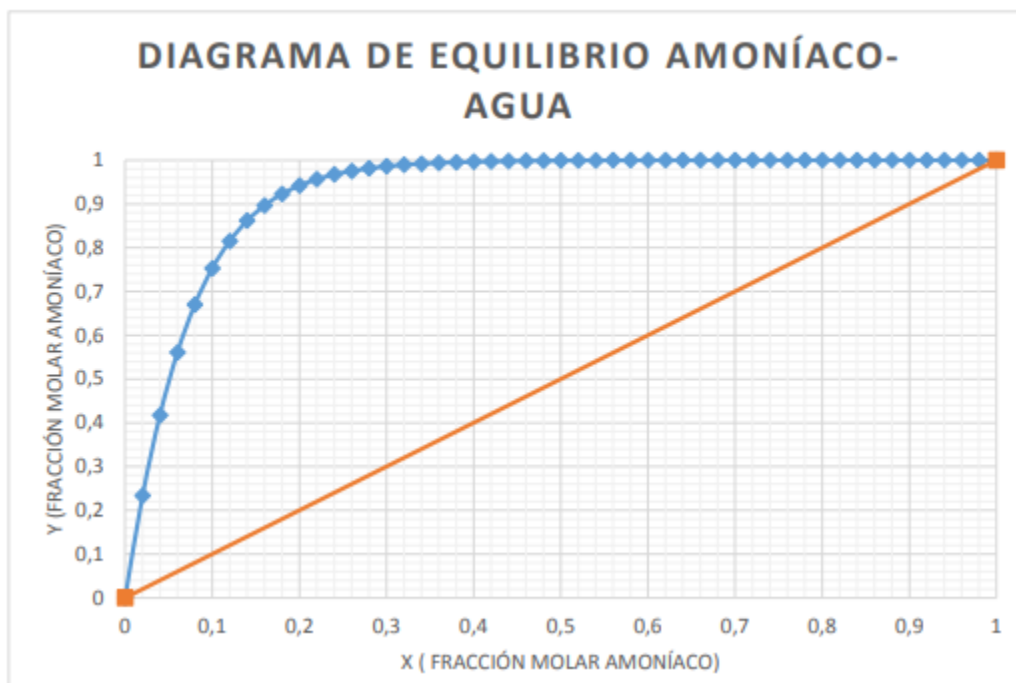


Fig. 6 Diagrama equilibrio amoníaco-agua a 104°F y 15 psig. Fuente: Autor

Condiciones de entrada			
Alimentación	Flujo	10000	lb/hr
	Fracción molar NH ₃	0,01	
	Temperatura	104	°F
	Presión	25	psig
Separación deseada	Liviano en destilado	99%	
	Liviano en fondos	1%	

4.2.5. Condiciones resultantes del diseño de la torre

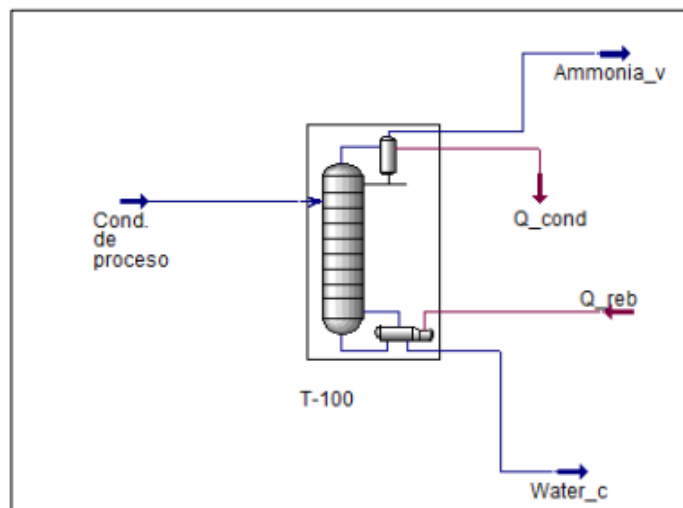


Fig. 8 Columna de destilación amoníaco-agua obtenida por HYSYS. Fuente: Autor

Una vez se ha realizado el debido proceso para obtener la torre que alcance con los objetivos de este proyecto, estos fueron los parámetros que mejor se ajustan a las necesidades de resolver el problema planteado en esta investigación(H. Z. Kister, «Distillation Design,» McGraw Hill, 1992)

Tabla 7. Condiciones de salida de las corrientes de la torre

Ammonia_v		
Temperature	56,83	F
Pressure	21,00	psig
Master Comp Mass Flow (Ammonia)	99,8220	lb/hr
Master Comp Mass Flow (H2O)	0,1769	lb/hr
Master Comp Mole Frac (Ammonia)	0,9983	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0,0017	

Water_c		
Temperature	280,6	F
Pressure	35,00	psig
Master Comp Mass Flow (H2O)	9899,8231	lb/hr
Master Comp Mass Flow (Ammonia)	0,1780	lb/hr
Master Comp Mole Frac (H2O)	1,0000	
Master Comp Mole Frac (Ammonia)	0,0000	

La figura 9 muestra el comportamiento de la temperatura en cada etapa, siendo 0 la etapa que representa el rehervidor y 27 el condensador, cabe resaltar que el contenido en la parte superior de la torre es menor, dado que el componente más volátil, en este caso el amoníaco, se encuentra en una menor proporción que el agua, lo cual explica el perfil de temperaturas que se muestra a continuación.

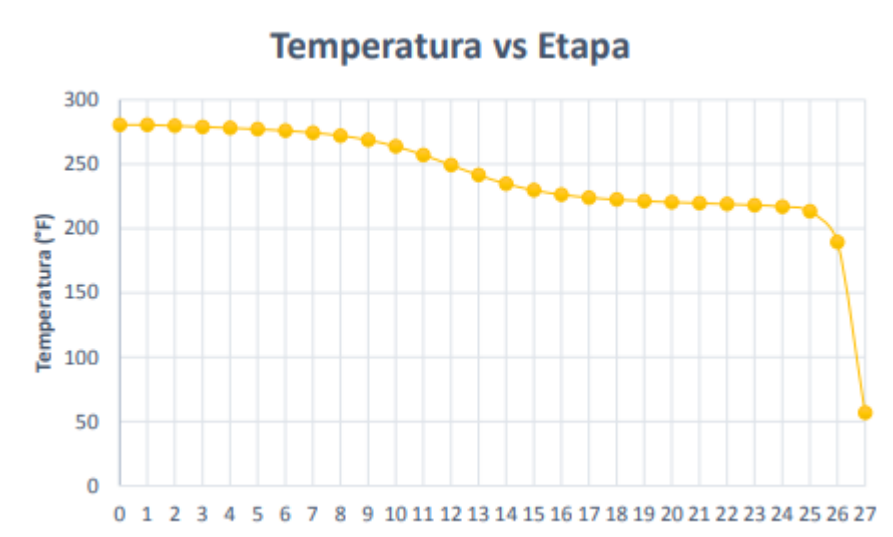


Fig. 9 Temperatura de operación vs etapas en la torre, fuente Autor

La figura 10 muestra el perfil de presiones en las etapas de la torre, sabiendo que en ella se inician desde 0 al 27 siendo estas etapas el rehervidor y el condensador respectivamente, a medida que aumentan los platos, el contenido de sustancias en la torre va disminuyendo, puesto que en la parte superior está presente en su mayoría el

amoníaco, es por ello que se evidencia una disminución sustancial de la presión (M. Silvestrini Ruiz y J. Vargas Jorge, «Fuentes de información primarias, secundarias y terciarias,» Universidad Interamericana de Puerto Rico, Ponce, Puerto Rico, 2008.)

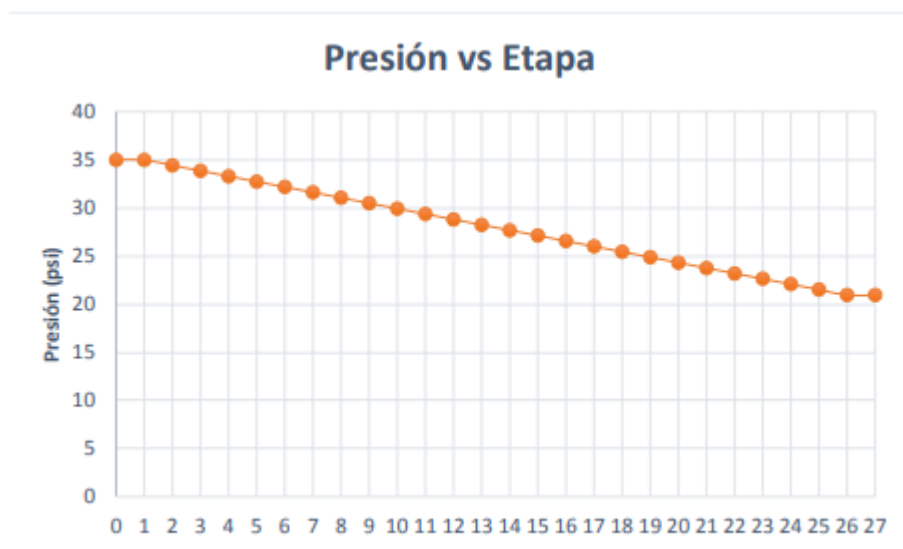


Fig. 10 Presión de operación vs etapas en la torre, , fuente Autor

4.2.6. Dimensionamiento de la torre:

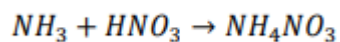
Para calcular las dimensiones del equipo a diseñar, se deben disponer de las ecuaciones que proporcionen el valor de dichos parámetros, tales como el diámetro, la altura de la torre, el espaciamento entre platos, en este caso, el software hace la propuesta de algunas de estas dimensiones, si se desea desde la interfaz del simulador, pueden especificarse el tipo de platos, el material y así obtener un diseño riguroso de la torre de simulación, en este caso a partir de la literatura es posible definir el diseño y obtener un modelo final para conseguir el objetivo principal en este proyecto que es la separación. Para que ocurra la separación en este sistema, considerando los dos únicos componentes que ingresan a la torre, se distingue por un tipo de plato de tamiz “sieve tray” dado que permitirá los regímenes de líquido y vapor adecuados para que la torre opere, evitando así fenómenos como inundación en la misma, comúnmente su eficiencia es alta y los costos en mantenimiento son bajos- (R. Villahoz, «Dimensionado de una instalación industrial para la recuperación de Nitrógeno amoniacal procedente de las aguas de condensación barométrica de una industria azucarera,» Universidad de Valladolid, España, 2017.)

Tabla 8. Dimensiones del equipo

COLUMNA DE DESTILACIÓN		
Altura total (ft)	46,91	
Tipo de platos	Sieve	
N° de etapas teóricas	26	
Razón de reflujo	0,84	
Sección del plato		
Diametro (ft)	4,921	
altura del vertedero (ft)	0,164	
longitud del vertedero (ft)	3,937	
Espacio entre platos (ft)	1,804	
Volumen del plato (ft³)	34,32	
Vessel	Condensador	Rehervidor
Diametro (ft)	3,914	3,914
Longitud (ft)	5,871	5,871
Volumen (ft³)	70,63	70,63

Las dimensiones del equipo fueron obtenidas a partir de la simulación, se comparó en la literatura, según los modelos mencionados en los antecedentes y se utilizó el mismo tipo de platos que Zavaleta-Aguilar et al. Dado que en su investigación manejan las mismas sustancias que en el presente proyecto. La altura de la torre es considerable dada la poca cantidad de amoníaco presente en el proceso, la cual, para removerla en casi su totalidad, necesita del área disponible de la torre para completar la separación.

4.2.7. Reducción de las ppm de nitrato en base amoníaco: la reacción que da origen al nitrato de amonio es la mezcla entre el amoniaco y ácido nítrico, de la siguiente forma:



Dado que la relación es 1-1 composición molar, entonces lo que se produciría de nitrato si se le llegase a añadir hipotéticamente ácido nítrico a la corriente de los fondos de la destilación, sería la cantidad equivalente al amoniaco que está saliendo en la parte inferior de la torre, actualmente en la unidad de proceso, se están produciendo cerca de 12000

ppm de nitrato en base amoníaco, si se toma la corriente de fondos del resultado de la simulación de la torre se tendría que:

$$PPM_{NH_4NO_3} = \frac{0,176lb}{9900lb} \cdot 10^6 = 17,77$$

Teniendo en cuenta que el agua recuperada, si cumple con un total de ppm inferiores a 60 se alimentaría a las torres de absorción para la producción de ácido nítrico, es por ello que deben poseer baja concentración de amoníaco, dado que la reacción entre ambos compuestos daría origen al nitrato, dicha comparación hipotética es también objeto de este proyecto. (A. M. Segura Cardona, «Diseños Cuasiexperimentales,» Universidad de Antioquia, 2003.)

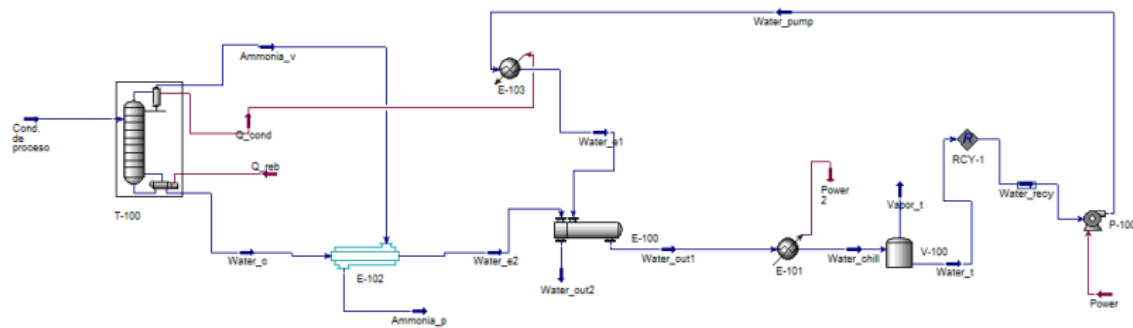


Fig. 12 Sistema recuperación de amoníaco en condensados de la planta de nitrato de amonio Yara-Cartagena

En este proyecto se contempló la operación de destilación para realizar la separación, sin embargo, existen otros mecanismos que no fueron estudiados en este trabajo con los cuales se pudiera obtener los mismos resultados, estas opciones serían un punto de partida para futuras investigaciones que permitan concluir cuales son estas alternativas y que como resultado de ello puedan realizarse no solo análisis de eficiencia si no también análisis económicos de todos los procesos que operacionalmente seguros garanticen los mismos resultados que se proyectan en este apartado o incluso mejores y así seleccionar el escenario óptimo para dicha separación.

Simulación

Intercambiador E-102:

Este equipo recibe las corrientes de destilado y fondos de la torre de destilación T100, como se muestra en las figuras 13 y 14, su objetivo es aprovechar el diferencial de temperatura para calentar aún más la corriente de amoníaco. De este modo se obtendrá una corriente de amoniaco totalmente vaporizada y podrá ser recirculada al neutralizador de la planta con el fin de alimentar la reacción de producción de nitrato de amonio. (Carrier Ultimate Technologies, «Lithium Bromide Absorption Chiller,» Carrier Technologies Manufacturing , 2018.)

14

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

Heat Exchanger: E-102

CONNECTIONS

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	Water_c	Name	Water_e2	Name	Ammonia_v	Name	Ammonia_p
From Op	T-100	To Op	E-100	From Op	T-100	To Op	
Op. Type	Distillation	Op. Type	Heat Exchanger	Op. Type	Distillation	Op. Type	
Temp	280.57 F	Temp	279.30 F	Temp	56.83 F	Temp	158.00 F *

PARAMETERS

Heat Exchanger Model:		Simple End Point	
Tube Side DeltaP:	1.000 psi	Shell Side DeltaP:	1.000 psi
UA:	31.10 Btu/F-hr	Tolerance:	1.0000e-04
Tube Side Data		Shell Side Data	
Heat Transfer Coeff	---	Heat Transfer Coeff	---
Tube Pressure Drop	1.00 psi	Shell Pressure Drop	1.00 psi
Fouling	0.00000 F-hr-ft2/Btu	Fouling	0.00000 F-hr-ft2/Btu
Tube Length	19.69 ft	Shell Passes	1
Tube O.D.	0.79 in	Shell Series	1
Tube Thickness	0.0787 in	Shell Parallel	1
Tube Pitch	1.9685 in	Baffle Type	Single
Orientation	Horizontal	Baffle Cut(%Area)	20.00
Passes Per Shell	2	Baffle Orientation	Horizontal
Tubes Per Shell	160 *	Spacing	31.4961 in
Layout Angle	Triangular (30 degrees)	Diameter	29.0964 in
TEMA Type	A E L	Area	649.26 ft2

Fig. 13 Datasheet Intercambiador E-102

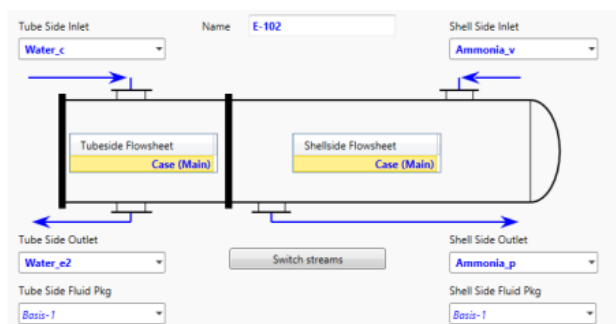


Fig. 14 Identificación de corrientes en el intercambiador E-102

Intercambiador E-100:

Este equipo realiza la transferencia de energía entre la corriente de agua proveniente del E-101 como se muestra en la figura 15 y 16 para disminuir su temperatura con agua fría proveniente de un sistema que contendrá la cantidad de agua recuperada producto de la destilación, con las condiciones favorables para que pueda ser usada según se requiera en el proceso o en otras unidades de la empresa. (C. Torma y E. Cséfalvay, «Nanofiltration: a final step in industrial process

water treatment,» *Periodica Polytechnica Chemical Engineering* , vol. 62, n°)

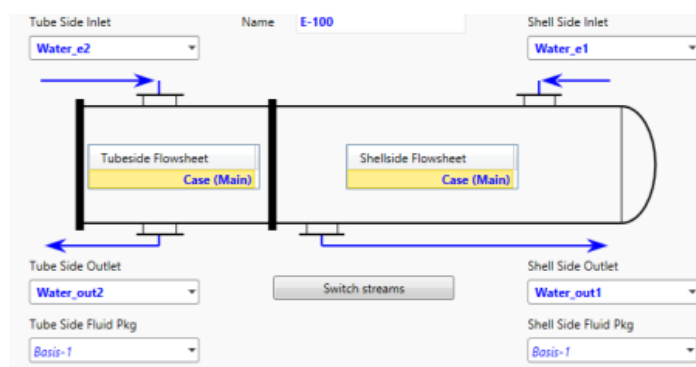


Fig. 15 Identificación de corrientes en el intercambiador E-100.

La figura 16 muestra el datasheet del intercambiador E-100 donde tiene lugar la disminución de temperatura de la corriente proveniente del intercambiador E-102, a partir de un suministro de agua fría que retorna de un depósito en donde se ha almacenado el parte del agua con menor temperatura procedente de un pequeño ciclo de refrigeración.

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

70

71

72

73

74

75

76

77

78

79

80

81

82

83

84

85

86

87

88

89

90

91

92

93

94

95

96

97

98

99

100

101

102

103

104

105

106

107

108

109

110

111

112

113

114

115

116

117

118

119

120

121

122

123

124

125

126

127

128

129

130

131

132

133

134

135

136

137

138

139

140

141

142

143

144

145

146

147

148

149

150

151

152

153

154

155

156

157

158

159

160

161

162

163

164

165

166

167

168

169

170

171

172

173

174

175

176

177

178

179

180

181

182

183

184

185

186

187

188

189

190

191

192

193

194

195

196

197

198

199

200

201

202

203

204

205

206

207

208

209

210

211

212

213

214

215

216

217

218

219

220

221

222

223

224

225

226

227

228

229

230

231

232

233

234

235

236

237

238

239

240

241

242

243

244

245

246

247

248

249

250

251

252

253

254

255

256

257

258

259

260

261

262

263

264

265

266

267

268

269

270

271

272

273

274

275

276

277

278

279

280

281

282

283

284

285

286

287

288

289

290

291

292

293

294

295

296

297

298

299

300

301

302

303

304

305

306

307

308

309

310

311

312

313

314

315

316

317

318

319

320

321

322

323

324

325

326

327

328

329

330

331

332

333

334

335

336

337

338

339

340

341

342

343

344

345

346

347

348

349

350

351

352

353

354

355

356

357

358

359

360

361

362

363

364

365

366

367

368

369

370

371

372

373

374

375

376

377

378

379

380

381

382

383

384

385

386

387

388

389

390

391

392

393

394

395

396

397

398

399

400

401

402

403

404

405

406

407

408

409

410

411

412

413

414

415

416

417

418

419

420

421

422

423

424

425

426

427

428

429

430

431

432

433

434

435

436

437

438

439

440

441

442

443

444

445

446

447

448

449

450

451

452

453

454

455

456

457

458

459

460

461

462

463

464

465

466

467

468

469

470

471

472

473

474

475

476

477

478

479

480

481

482

483

484

485

486

487

488

489

490

491

492

493

494

495

496

497

498

499

500

501

502

503

504

505

506

507

508

509

510

511

512

513

514

515

516

517

518

519

520

521

522

523

524

525

526

527

528

529

530

531

532

533

534

535

536

537

538

539

540

541

542

543

544

545

546

547

548

549

550

551

552

553

554

555

556

557

558

559

560

561

562

563

564

565

566

567

568

569

570

571

572

573

574

575

576

577

578

579

580

581

582

583

584

585

586

587

588

589

590

591

592

593

594

595

596

597

598

599

600

601

602

603

604

605

606

607

608

609

610

611

612

613

614

615

616

617

618

619

620

621

622

623

624

625

626

627

628

629

630

631

632

633

634

635

636

637

638

639

640

641

642

643

644

645

646

647

648

649

650

651

652

653

654

655

656

657

658

659

660

661

662

663

664

665

666

667

668

669

670

671

672

673

674

675

676

677

678

679

680

681

682

683

684

685

686

687

688

689

690

691

692

693

694

695

696

697

698

699

700

701

702

703

704

705

706

707

708

709

710

711

712

713

714

715

716

717

718

719

720

721

722

723

724

725

726

727

728

729

730

731

732

733

734

735

736

737

738

739

740

741

742

743

744

745

746

747

748

749

750

751

752

753

754

755

756

757

758

759

760

761

762

763

764

765

766

767

768

769

770

771

772

773

774

775

776

777

778

779

780

781

782

783

784

785

786

787

788

789

790

791

792

793

794

795

796

797

798

799

800

801

802

803

804

805

806

807

808

809

810

811

812

813

814

815

816

817

818

819

820

821

822

823

824

825

826

827

828

829

830

831

832

833

834

835

836

837

838

839

840

841

842

843

844

845

846

847

848

849

850

851

852

853

854

855

856

857

858

859

860

861

862

863

864

865

866

867

868

869

870

871

872

873

874

875

876

877

878

879

880

881

882

883

884

885

886

887

888

889

890

891

892

893

894

895

896

897

898

899

900

901

902

903

904

905

906

907

908

909

910

911

912

913

914

915

916

917

918

919

920

921

922

923

924

925

926

927

928

929

930

931

932

933

934

935

936

937

938

939

940

941

942

943

944

945

946

947

948

949

950

951

952

953

954

955

956

957

958

959

960

961

962

963

964

965

966

967

968

969

970

971

972

973

974

975

976

977

978

979

980

981

982

983

984

985

986

987

988

989

990

991

992

993

994

995

996

997

998

999

1000

1001

1002

1003

1004

1005

1006

1007

1008

1009

1010

1011

1012

1013

1014

1015

1016

1017

1018

1019

1020

1021

1022

1023

1024

1025

1026

1027

1028

1029

1030

1031

1032

1033

1034

1035

1036

1037

1038

1039

1040

1041

1042

1043

1044

1045

1046

1047

1048

1049

1050

1051

1052

1053

1054

1055

1056

1057

1058

1059

1060

1061

1062

1063

1064

1065

1066

1067

1068

1069

1070

1071

1072

1073

1074

1075

1076

1077

1078

1079

1080

1081

1082

1083

1084

1085

1086

1087

1088

1089

1090

1091

1092

1093

1094

1095

1096

1097

1098

1099

1100

1101

1102

1103

1104

1105

1106

1107

1108

1109

1110

1111

1112

1113

1114

1115

1116

1117

1118

1119

1120

1121

1122

1123

1124

1125

1126

1127

1128

1129

1130

1131

1132

1133

1134

1135

1136

1137

1138

1139

1140

1141

1142

1143

1144

1145

1146

1147

1148

1149

1150

1151

1152

1153

1154

1155

1156

1157

1158

1159

1160

1161

1162

1163

1164

1165

1166

1167

1168

1169

1170

1171

1172

1173

1174

1175

1176

1177

1178

1179

1180

1181

1182

1183

1184

1185

1186

1187

1188

1189

1190

1191

1192

1193

1194

1195

1196

1197

1198

1199

1200

1201

1202

1203

1204

1205

1206

1207

1208

1209

1210

1211

1212

1213

1214

1215

1216

1217

1218

1219

1220

1221

1222

1223

1224

1225

1226

1227

1228

1229

1230

1231

1232

1233

1234

1235

1236

1237

1238

1239

1240

1241

1242

1243

1244

1245

1246

1247

1248

1249

1250

1251

1252

1253

1254

1255

1256

1257

1258

1259

1260

1261

1262

1263

1264

1265

1266

1267

1268

1269

1270

1271

1272

1273

1274

1275

1276

1277

1278

1279

1280

1281

1282

1283

1284

1285

1286

1287

1288

1289

1290

1291

1292

1293

1294

1295

1296

1297

1298

1299

1300

1301

1302

1303

1304

1305

1306

1307

1308

1309

1310

1311

1312

1313

1314

1315

1316

1317

1318

1319

1320

1321

1322

1323

1324

1325

1326

1327

1328

1329

1330

1331

1332

1333

1334

1335

1336

1337

1338

1339

1340

1341

1342

1343

1344

1345

1346

1347

1348

1349

1350

1351

1352

1353

1354

1355

1356

1357

1358

1359

1360

1361

1362

1363

1364

1365

1366

1367

1368

1369

1370

1371

1372

1373

1374

1375

1376

1377

1378

1379

1380

1381

1382

1383

1384

1385

1386

1387

1388

1389

1390

1391

1392

1393

1394

1395

1396

1397

1398

1399

1400

1401

1402

1403

1404

1405

1406

1407

1408

1409

1410

1411

1412

1413

1414

1415

1416

1417

1418

1419

1420

1421

1422

1423

1424

1425

1426

1427

1428

1429

1430

1431

1432

1433

1434

1435

1436

1437

1438

1439

1440

1441

1442

1443

1444

1445

1446

1447

1448

1449

1450

1451

1452

1453

1454

1455

1456

1457

1458

1459

1460

1461

1462

1463

1464

1465

1466

1467

1468

1469

1470

1471

1472

1473

1474

1475

1476

1477

1478

1479

1480

1481

1482

1483

1484

1485

1486

1487

1488

1489

1490

1491

1492

1493

1494

1495

1496

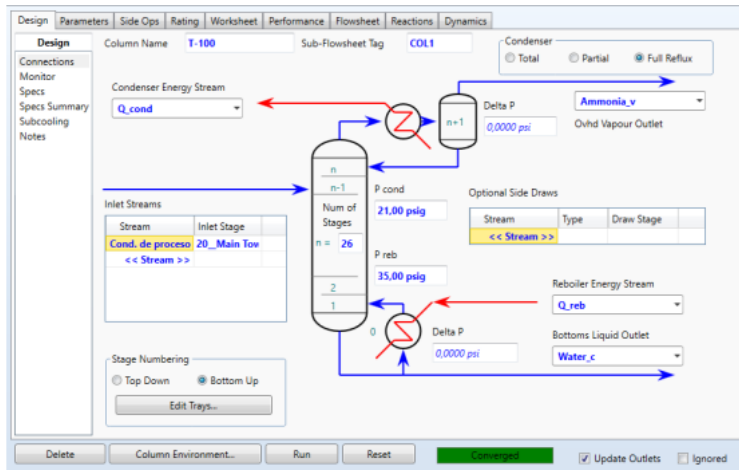
1497

1498

1499

<

Fig. 16 Datasheet intercambiador E-100



Enfriador E-101:

En la figura 17 se ilustran las corrientes que tienen intercambio en este equipo, se hizo necesaria la inclusión de este, como acondicionador de la cantidad de agua recuperada en el sistema para poder hacer uso de ella. (L. Wang y Y. T. Hung, «Advanced Physicochemical Treatment Processes,» Springer, 2006.)

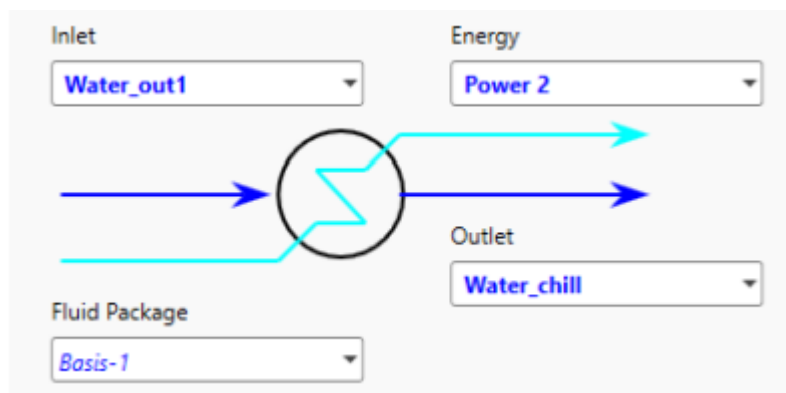


Fig. 17 Identificación de corrientes en el enfriador E-101.

Con un intercambio de calor entre fluidos no se logra llevar la temperatura del agua de los productos a un valor con el que pueda ser utilizada de inmediato en alguno de los procesos, por lo tanto, es necesario contemplar el diseño de un enfriador. Para ser prácticos, se concibió lo planteado en un catálogo de una empresa reconocida fabricante de enfriadores e intercambiadores de calor. (P. Cong, C. Li-Yuan, T. Chong-jian, M.

Xiao-Bo, A. Mohammad , S. Yu-Xia y Q. Wei-Ming, «Feasibility and enhancement of copper and ammonia removal from wastewater using struvite formation: a comparative research,» Journal of chemical technology and biotechnology SCI, vol. 92, nº 2, pp. 325-333, 2016.)

Una vez se han alcanzado las temperaturas requeridas por el sistema, se procede a almacenar la corriente de agua fría en un tanque, que una vez tenga el nivel deseado, será este quien sirva de suministro de agua ya sea para autorregular el sistema o disponer este servicio en la unidad de servicios industriales o en la planta de ácido nítrico.(*D. Escamilla, «Diseños no experimentales,» 2013.*)

CONCLUSIÓN

La creación de un material didáctico para el aprendizaje de la destilación por el método FUG se justifica por varias razones clave. En primer lugar, la destilación es un proceso fundamental en la ingeniería química y en diversas industrias, por lo que comprender su funcionamiento es esencial para los estudiantes y profesionales del campo. El método FUG, que se basa en la eficiencia y la precisión en la separación de componentes, presenta una complejidad técnica que requiere una comprensión profunda de los principios subyacentes.

El material didáctico específico sobre el método FUG facilita esta comprensión al proporcionar una guía estructurada y accesible. Permite desglosar conceptos complejos en pasos manejables y claros, haciendo uso de ejemplos prácticos, diagramas y simulaciones. Además, al contar con recursos didácticos bien diseñados, se promueve un aprendizaje más activo y participativo, lo que mejora la retención del conocimiento y la aplicación práctica de los conceptos.

Asimismo, este tipo de material apoya la diversidad de estilos de aprendizaje de los estudiantes, ofreciendo recursos visuales, auditivos y kinestésicos que pueden adaptarse a sus necesidades individuales. En resumen, generar un material didáctico para el aprendizaje de la destilación por el método FUG no solo enriquece el proceso educativo, sino que también contribuye a la formación de profesionales mejor preparados para enfrentar los desafíos del campo de la ingeniería química.

La aplicación del Método FUG ha demostrado ser efectiva para el cálculo preciso del equilibrio de fases en sistemas multicomponentes. Este enfoque ha permitido dimensionar la torre de destilación de manera más precisa, mejorando la eficiencia del proceso y reduciendo los posibles desajustes en las separaciones. La optimización de las condiciones operativas basada en los resultados obtenidos del Método FUG ha llevado a mejoras significativas en el rendimiento de la torre de destilación. Ajustes finos en parámetros como temperatura y presión han resultado en una operación más eficiente y rentable.

La metodología FUG ha influido en la selección de materiales y la configuración de equipos, asegurando una compatibilidad adecuada con los componentes de la mezcla y las condiciones de operación. Esto ha contribuido a la seguridad y longevidad de la torre de destilación. El análisis económico ha revelado que el diseño basado en el Método FUG

resulta en una inversión inicial justificada por la eficiencia operativa mejorada y la reducción de costos a lo largo del tiempo. Esto respalda la viabilidad económica del enfoque propuesto.

Este proyecto ha avanzado en la aplicación práctica del Método de Fenske-Underwood Gilliland en el diseño de torres de destilación. La documentación generada, incluyendo planos y procedimientos operativos, sirve como valiosa referencia para futuros proyectos y contribuye al conocimiento técnico en el campo de la destilación. La implementación exitosa del Método de Fenske-Underwood Gilliland en el diseño de torres de destilación representa un avance significativo en la optimización de procesos químicos. Los resultados obtenidos respaldan la eficacia y aplicabilidad de este enfoque en la industria, abriendo nuevas posibilidades para la mejora continua de la eficiencia y sostenibilidad en los procesos de destilación.

Competencias Desarrolladas

- Diseñar, seleccionar, operar, optimizar y controlar procesos en industrias químicas y de servicios con base en el desarrollo tecnológico de acuerdo a las normas de higiene y seguridad, de manera sustentable.
- Colaborar en equipos interdisciplinarios y multiculturales en su ámbito laboral, con actitud innovadora, espíritu crítico, disposición al cambio y apego a la ética profesional.
- Planear e implementar sistemas de gestión de calidad, ambiental e higiene y seguridad en los diferentes sectores, conforme a las normas nacionales e internacionales.
- Utilizar las tecnologías de la información y comunicación como herramientas en la construcción de soluciones a problemas de ingeniería y difundir el conocimiento científico y tecnológico.
- Realizar innovación y adaptación de tecnología en procesos aplicando la metodología científica, con respeto a la propiedad intelectual.
- Utilizar un segundo idioma en su ámbito laboral según los requerimientos del entorno.
- Comunicarse en forma oral y escrita en el ámbito laboral de manera expedita y concisa.
- Poseer actitud creativa, emprendedora y de liderazgo para impulsar y crear empresas que contribuyan al progreso nacional.
- Administrar recursos humanos, materiales y financieros para los sectores público y privado, acorde a modelos administrativos vigentes.
- Poseer actitudes de superación continua para lograr metas personales y profesionales con pertinencia y competitividad.
- Dar seguimiento a programas de mantenimiento a equipos e instalaciones, control de producción y productividad.

REFERENCIAS

- [1] S. Manjula, «Water pollution by industries: causes and consequences,» The world journal on juristic polity, Noviembre 2016. [En línea]. Available: <http://jurip.org/wp-content/uploads/2016/12/S.-Manjula.pdf>. [Último acceso: Septiembre 2018].
- [2] S. Maulin P, «Waste water pollution,» Journal of Applied Biotechnology & Bioengineering, vol. III, pp. 262-263, 2017.
- [3] Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, «Diagnostico nacional de salud ambiental,» Diciembre 2012. [En línea]. Available: [https://www.minsalud.gov.co/sites/rid/Lists/BibliotecaDigital/RIDE/INEC/IGU B/Diagnostico%20de%20salud%20Ambiental%20compilado.pdf](https://www.minsalud.gov.co/sites/rid/Lists/BibliotecaDigital/RIDE/INEC/IGU/B/Diagnostico%20de%20salud%20Ambiental%20compilado.pdf). [Último acceso: septiembre 2018].
- [4] EL TIEMPO, «La bahía de cartagena está bajo el fango,» 02 enero 2015. [En línea]. Available: <https://www.eltiempo.com/archivo/documento/CMS15047238>. [Último acceso: septiembre 2018].
- [5] International Plant Nutrition Institute, «Fuentes de Nutrientes Específicos,» 30 01 2018. [En línea]. Available: [http://www.ipni.net/publication/nsses.nsf/0/1F51C7CDE49DF9E985257BBA0059DB3C/\\$FILE/NSS ES-22.pdf](http://www.ipni.net/publication/nsses.nsf/0/1F51C7CDE49DF9E985257BBA0059DB3C/$FILE/NSS%20ES-22.pdf).
- [6] YARA , Manual de operaciones unidad de nitrato de amonio 3, Cartagena. [7] J. L. Perez Sanchez, «Diseño de una planta para la separación de parafinas lineales procedentes de queroseno,» Universidad de Cádiz, Cádiz, 2007.
- [8] S. G. Sommer y J. K. Schjoerring, Ammonia Emission from mineral fertilizers and fertilized crops, Denmark: ResearchGate, 2004.
- [9] A. M. Alzate Ibañez, «Modelado y control de una columna de destilación binaria,» Universidad Nacional de Colombia, Manizales, 2011.
- [10] E. Zavaleta Aguilar y J. Simoes Moreira, «Thermal design of a tray-tape distillation column of an ammonia-water absorption refrigeration cycle,» Applied Thermal Engineering, vol. XXX, pp. 1-9, 2011.

- [11] P. A. Zambrano Herrera, «DISEÑO Y SIMULACION DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN POR MEDIO DE UN SOFTWARE ESPECIALIZADO PARA LA RECUPERACIÓN DE 1-BUTENO EN LA EMPRESA POLIPROPILENO DEL CARIBE S.A.», Universidad de San Buenaventura, Cartagena, 2015. 53
- [12] D. D. C. Castro Ortega y M. D. Ojeda Cuello, «Conceptualización de un proceso de destilación azeotrópica para el desplazamiento del azeótropo del sistema ácido nítrico/agua», Universidad de Cartagena, Cartagena, 2012.
- [13] A. Montoya Mistretta, «Diseño de una columna de destilación para recuperación de una sustancia termosensible», Pontificia universidad católica de Valparaíso, Valparaíso, 2012.
- [14] R. E. Treybal, Operaciones de transferencia de masa, Varias ciudades : McGraw Hill.
- [15] C. Geankoplis, Procesos de transportes y operaciones unitarias, Minnesota:Compañía editorial continental S.A de C.V, 1998.
- [16] M. E. Sánchez Ralero, «Validación de un Método de Diseño de Columnas Térmicamente Acopladas Tipo Petlyuk», Universidad de las Américas Puebla, Cholula, Puebla, 2007.
- [17] Aspen Tech, «Properties Methods and Calculations», Aspen, Massachussetts, 2015.
- [18] M. J. Guerra, «Aspen HYSYS properties packages», Aspen Tech, Barcelona, España, 2006.
- [19] J. M. Smith, H. C. Van Ness y M. M. Abbott, Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química, Varias: McGraw-Hill, 2007.
- [20] Ministerio de ambiente, vivienda y desarrollo sostenible, Decreto 1594 de 1984, Colombia: IDEAM, 1984.
- [21] Ministerio de ambiente y desarrollo sostenible, «Resolución 631 de 2015», Min. Ambiente, Colombia, 2015.
- [22] Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, Decreto 2041, Colombia: IDEAM, 2014.

[23] ASPEN Technology, «ASPEN Tech,» ASPEN, [En línea]. Available: <https://home.aspentech.com/en/university-outreach/available-products>. [Último acceso: 22 01 2018].

[24] W. L. McCabe, J. C. Smith y P. Harriott, Operaciones Unitarias en la Ingeniería Química, Varias ciudades: McGraw Hill, 2007. 54

Recomendaciones

Este proyecto consideró en su planteamiento el diseño de una torre mediante una simulación para ofrecer una posible solución a la situación actual de los condensados en la planta de nitrato, sin embargo, se recomienda desarrollar una ingeniería de detalle con respecto a los parámetros de diseño de la columna y los procesos de integración energética asociados a esta.

Contemplar una operación de separación como punto de partida representa una de muchas posibilidades para idear procesos de recuperación de materias primas, se tienen estudios a cerca de mecanismos de intercambio iónico y evaporación, como procesos alternos para cumplir con estos mismos objetivos, se recomienda desarrollar otra investigación con las mismas condiciones que arroje resultados que permitan compararse en términos de eficiencia, economía y optimización.

Como se explicó en el desarrollo de los resultados, se hizo necesario incluir equipos que proporcionen las condiciones óptimas para acondicionar las nuevas corrientes y luego involucrarlas al proceso, se recomienda hacer énfasis en el diseño de estos equipos para alcanzar las condiciones deseadas sin sobredimensionar ninguna de las unidades en el sistema.

El agua recuperada en la unidad planteada en este proyecto puede reutilizarse en múltiples servicios, uno de ellos es servir de suministro de agua de reposición a las torres de enfriamiento, se recomienda plantearse esta alternativa a futuro y analizar si las condiciones tanto de composición como de propiedades son las adecuadas para abastecer las torres de enfriamiento, puede hacerse uso de softwares para simular dicho escenario.

Anexos

Tabla 1. Parámetros y condiciones para vertimientos de aguas residuales.....	19
Tabla 2. Variables de operación.....	19
Tabla 3. Caudales y composiciones referidas al componente más volátil.....	20
Tabla 4. Propiedades de los fluidos.....	20
Tabla 5. Caudales molares.....	22
Tabla 6. Condiciones de entrada corriente de alimentación.....	23
Tabla 7. Condiciones de salida de las corrientes de la torre.....	23
Tabla 8. Dimensiones del equipo.....	25
Fig. 1 Flujo de proceso para una torre fraccionadora de platos. Fuente: C.J. Geankoplis, procesos de transporte y operaciones unitarias, CECSA, 3ª edición.	18
Fig. 2 Número de etapas de contacto en un proceso a contracorriente. Fuente: C.J. Geankoplis, procesos de transporte y operaciones unitarias, CECSA, 3ª edición.	17
Fig. 3 Diagrama de flujo metodología del proyecto fuente: Autoras	
Fig. 4 Diagrama de bloques de la unidad de producción de nitrato de amonio. Fuente: Autoras	
Fig. 5 Balance de corrientes en columna. Fuente: Autoras	
Fig. 6 Diagrama equilibrio amoníaco-agua a 104°F y 15 psig. Fuente: Autoras	
Fig. 7 Elección del paquete termodinámico. Fuente: Autoras	
Fig. 8 Columna de destilación amoníaco-agua obtenida por HYSYS. Fuente: Autoras	
Fig. 9 Temperatura de operación vs etapas en la torre	

Fig. 10 Presión de operación vs etapas en la torre

Fig. 11 Flujo de operación vs número de etapas en la torre

Fig. 12 Sistema recuperación de amoníaco en condensados de la planta de nitrato de amonio Yara-Cartagena. Fuente: Autor

Fig. 13 Datasheet Intercambiador E-102. Fuente: Autor

Fig. 14 Identificación de corrientes en el intercambiador E-102. Fuente: Autor .

Fig. 15 Identificación de corrientes en el intercambiador E-100. Fuente: Autor .

Fig. 16 Datasheet intercambiador E-100. Fuente: Autor

Fig. 17 Identificación de corrientes en el enfriador E-101. Fuente: Autor

Tabla 1. Parámetros y condiciones para vertimientos de aguas residuales.

DE LAS NORMAS DE VERTIMIENTO		
Referencia	Usuario existente	Usuario nuevo
pH	5 a 9 unidades	5 a 9 unidades
Temperatura	<40°C	<40°C
Material flotante	Ausente	Ausente
Grasas y aceites	Remoción >80% en carga	Remoción >80% en carga
Sólidos suspendidos, domésticos o industriales.	Remoción >50% en carga	Remoción >80% en carga
Demanda bioquímica de oxígeno		
Desechos domésticos	Remoción >30% en carga	Remoción >80% en carga
Desechos industriales	Remoción >20% en carga	Remoción >80% en carga

Nombre de la variable	Variable	Definición	Dimensión	Indicador	Tipo de variable
Flujo de entrada	F	Corriente de flujo alimentado a la torre	Flujo	lb/h	Independientes
Temperatura de entrada	T	Medida del grado de calor de una sustancia contenido en un cuerpo	Temperatura	°F	
Fracción molar de amoníaco en la entrada	X_f	Composición en moles de la sustancia más volátil en la entrada	adimensional		
Presión de entrada	P	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Presión	psi	
Fracción molar del destilado	X_D	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	Dependientes
Fracción molar de los fondos	X_w	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	
Flujo de destilado	D	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Flujo	lb/h	
Flujo de fondo	W	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Flujo	lb/h	
N° de etapas	N	Composición en moles de la sustancia menos volátil	adimensional	-	
Caída de presión de la torre	ΔP	Composición en moles de la sustancia menos volátil	Presión	psi	Intervinientes

Tabla 3. Caudales y composiciones referidas al componente más volátil (amoníaco)

Corriente	Caudal	Composición
Alimentación	10.000 lb/h	1%
Destilado	-	99%
Fondos	-	1%

Tabla 4. Propiedades de los fluidos.

Compuesto	Densidad	Peso Molecular
Amoniaco	0,0455lb/ft ³	17 lb/lbmol
Agua	62,427lb/ft ³	18 lb/lbmol
Alimentación	61,816lb/ft ³	17,99 lb/lbmol

Tabla 5. Caudales molares.

Corriente	Caudal molar (lbmol/h)
F	555,873
D	555,829
W	0,001

Tabla 6. Condiciones de entrada corriente de alimentación

Condiciones de entrada			
Alimentación	Flujo	10000	lb/hr
	Fracción molar NH ₃	0,01	
	Temperatura	104	°F
	Presión	25	psig
Separación deseada	Liviano en destilado	99%	
	Liviano en fondos	1%	

Tabla 7. Condiciones de salida de las corrientes de la torre

Ammonia_v		
Temperature	56,83	F
Pressure	21,00	psig
Master Comp Mass Flow (Ammonia)	99,8220	lb/hr
Master Comp Mass Flow (H2O)	0,1769	lb/hr
Master Comp Mole Frac (Ammonia)	0,9983	
Master Comp Mole Frac (H2O)	0,0017	

Water_c		
Temperature	280,6	F
Pressure	35,00	psig
Master Comp Mass Flow (H2O)	9899,8231	lb/hr
Master Comp Mass Flow (Ammonia)	0,1780	lb/hr
Master Comp Mole Frac (H2O)	1,0000	
Master Comp Mole Frac (Ammonia)	0,0000	